



Universidad de Jaén

Escuela de Doctorado

TESIS DOCTORAL



**COGENERACIÓN DISTRIBUIDA Y
PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE
GASIFICACIÓN DE BIOMASA:
HACIA UNA PRODUCCIÓN SOSTENIBLE EN
LA INDUSTRIA OLEÍCOLA**

**PRESENTADA POR:
ROQUE AGUADO MOLINA**

**DIRIGIDA POR:
FRANCISCO JURADO MELGUIZO
DAVID VERA CANDEAS**

LINARES, SEPTIEMBRE DE 2023

ISBN

© 2023, ROQUE AGUADO MOLINA

Queda prohibida la reproducción total o parcial de este documento, por cualquier medio o procedimiento, sin previo permiso por escrito del autor.



UNIVERSIDAD DE JAÉN

ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR DE LINARES
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA ELÉCTRICA

TESIS DOCTORAL



COGENERACIÓN DISTRIBUIDA Y PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE GASIFICACIÓN DE BIOMASA: HACIA UNA PRODUCCIÓN SOSTENIBLE EN LA INDUSTRIA OLEÍCOLA

PRESENTADA POR:

ROQUE AGUADO MOLINA

DIRIGIDA POR:

DR. D. FRANCISCO JURADO MELGUIZO

DR. D. DAVID VERA CANDEAS

LINARES, SEPTIEMBRE DE 2023

Esta página se ha dejado en blanco intencionadamente.

This page intentionally left blank.



UNIVERSITY OF JAÉN

POLYTECHNIC UNIVERSITY SCHOOL OF LINARES
DEPARTMENT OF ELECTRICAL ENGINEERING

DOCTORAL THESIS



DISTRIBUTED COGENERATION AND HYDROGEN PRODUCTION THROUGH BIOMASS GASIFICATION: TOWARD SUSTAINABLE PRODUCTION IN THE OLIVE OIL INDUSTRY

AUTHORED BY:

ROQUE AGUADO MOLINA

SUPERVISED BY:

DR. FRANCISCO JURADO MELGUIZO

DR. DAVID VERA CANDEAS

LINARES, SEPTEMBER 2023

Esta página se ha dejado en blanco intencionadamente.

This page intentionally left blank.

D. Francisco Jurado Melguizo, Doctor Ingeniero Industrial y Catedrático de Universidad del Departamento de Ingeniería Eléctrica de la Escuela Politécnica Superior de Linares de la Universidad de Jaén, y

D. David Vera Candéas, Doctor Ingeniero Industrial y Profesor Titular de Universidad del Departamento de Ingeniería Eléctrica de la Escuela Politécnica Superior de Linares de la Universidad de Jaén.

CERTIFICAN

Que la presente Memoria titulada «COGENERACIÓN DISTRIBUIDA Y PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO MEDIANTE GASIFICACIÓN DE BIOMASA: HACIA UNA PRODUCCIÓN SOSTENIBLE EN LA INDUSTRIA OLEÍCOLA», presentada por D. Roque Aguado Molina para optar al grado de Doctor por la Universidad de Jaén, ha sido realizada bajo nuestra dirección en el Departamento de Ingeniería Eléctrica de la Escuela Politécnica Superior de Linares de la Universidad de Jaén y, por ello, autorizamos la presentación de la misma. Esta memoria opta a la «Mención Internacional» y será presentada como un compendio de publicaciones.

JURADO MELGUIZO FRANCISCO - O - 26192159N	Firmado digitalmente por JURADO MELGUIZO FRANCISCO - 26192159N Fecha: 2023.09.07 10:37:37 +02'00'

Fdo.: FRANCISCO JURADO MELGUIZO

VERA CANDEAS DAVID - 26240417Q	Firmado digitalmente por VERA CANDEAS DAVID - 26240417Q Fecha: 2023.09.07 10:21:49 +02'00'

Fdo.: DAVID VERA CANDEAS

Memoria presentada por **D. Roque Aguado Molina** para optar al grado de Doctor por la Universidad de Jaén.

	Firmado digitalmente por AGUADO MOLINA ROQUE - 26257643S Fecha: 2023.09.07 08:25:15 +02'00'

Fdo.: ROQUE AGUADO MOLINA



UNIVERSITÀ DI PISA

Dipartimento di Ingegneria dell'Energia, dei Sistemi, del Territorio e delle Costruzioni

Departamento de Ingeniería en Energía, Sistemas, Territorio y Construcción

Department of Energy, Systems, Territory and Construction Engineering

CERTIFICADO DE ESTANCIA DE INVESTIGACIÓN CERTIFICATE OF RESEARCH STAY

A la atención de quien proceda,

Se certifica que **Roque Aguado Molina** (DNI 26257643S), doctorando en el programa de doctorado en Energías Renovables de la **Universidad de Jaén**, ha realizado una estancia de investigación en el Departamento de Ingeniería en Energía, Sistemas, Territorio y Construcción de la **Universidad de Pisa** durante 3 meses, del **1 de septiembre de 2022** al **30 de noviembre de 2022**, en el marco del proyecto internacional de investigación "REFLECT AFRICA". El tema principal de su investigación ha sido "Producción continua descentralizada de hidrógeno verde mediante la hibridación de electrólisis alcalina de agua y gasificación de biomasa con aire enriquecido en oxígeno integrada en ciclo combinado".

Y para que conste, firmo este certificado en Pisa, a 30 de noviembre de 2022.

To whom it may concern,

It is hereby certified that **Roque Aguado Molina** (DNI 26257643S), PhD Student in the doctoral program in Renewable Energies at the **University of Jaén**, has carried out a research stay at the Department of Energy, Systems, Territory and Construction Engineering of the **University of Pisa** for 3 months, from **September 1, 2022** to **November 30, 2022**, within the framework of the international research project "REFLECT AFRICA". The main topic of his research work has been "Continuous decentralized green hydrogen production through hybridization of alkaline water electrolysis and oxygen-enriched air biomass-fueled integrated combined cycle gasification".

And for the record, I sign this certificate in Pisa, on November 30, 2022.

Prof. Ing. Umberto Desideri

Full Professor of Thermal Machines and Energy Systems at Università di Pisa

IN MEMORIAM A ROQUE AGUADO MERLO

Esta obra está dedicada a mi padre, Roque Aguado Merlo, quien, muy a mi pesar, no la ha podido ver terminada. Su pérdida reciente e inesperada ha dejado un enorme vacío en mi vida, en la de sus familiares más allegados y en la de aquellos amigos y compañeros que tuvieron la gran suerte de haberse cruzado en su camino.

Querido padre,

Aunque ya no estés conmigo físicamente, permanecerás presente en mis pensamientos. Tus sabios consejos me han guiado en momentos de dificultad e incertidumbre, y tu ejemplo ha inspirado mi desarrollo personal y profesional. Has dejado una huella muy profunda e imborrable en mi vida y siempre serás mi modelo a seguir. Te recordaré eternamente con inmenso orgullo y tu legado pervivirá en mí.

Con todo mi amor, admiración y gratitud,

Roque Aguado Molina
Linares, septiembre de 2023

AGRADECIMIENTOS

Esta Tesis Doctoral ha sido elaborada en el Departamento de Ingeniería Eléctrica de la Escuela Politécnica Superior de Linares bajo la dirección conjunta del Dr. Francisco Jurado y el Dr. David Vera. El trabajo de investigación que se presenta en este documento ha sido financiado fundamentalmente por el Ministerio de Universidades en el marco del Programa FPU de Formación de Profesorado Universitario (Ref. FPU19/00930), pero también enmarcado dentro de los siguientes proyectos de investigación:

- «*Opportunities for olive oil value chain enhancement through the by-products valorisation (OLIVEN)*», financiado a través de la Convocatoria ARIMNet2 2017 de la Agencia Estatal de Investigación (Ref. PCI2018-093255). ARIMNet2 (ERANET) ha recibido financiación de la Unión Europea dentro del Séptimo Programa Marco para actividades de investigación, desarrollo tecnológico y demostración en virtud del acuerdo de subvención n.º 618127.
- «Hacia una producción sostenible y sin residuos en la industria oleícola: un modelo de economía circular» (N.º ref. 1381442), cofinanciado por el Programa Operativo FEDER 2014–2020 y la Consejería de Economía y Conocimiento de la Junta de Andalucía.
- «*Renewables energies for Africa: Effective valorisation of agri-food wastes (REFFECT AFRICA)*», que ha recibido financiación del Programa de Investigación e Innovación Horizonte 2020 de la Unión Europea en virtud del acuerdo de subvención n.º 101036900.

Esta Tesis representa la culminación de mis estudios universitarios de tercer ciclo en el Programa de Doctorado en Energías Renovables de la Universidad de Jaén. Me gustaría expresar mi más sincero agradecimiento a todas las personas e instituciones que, en mayor o menor medida, me han apoyado o han contribuido de algún modo a hacer posible su realización.

En primer lugar, me gustaría comenzar expresando mi más sentido agradecimiento a mis directores, Francisco Jurado y David Vera, por haber depositado su confianza en mí desde el primer momento y por haber puesto a mi alcance y disposición los medios y equipos necesarios para poder alcanzar mis objetivos. Agradezco a Francisco Jurado por haber compartido su

experiencia y buenos consejos, además por su diligencia en todos los asuntos. Agradezco mucho a David Vera por su excelente orientación, actitud investigadora proactiva y cordial cooperación durante el transcurso de mi trabajo de investigación. Sin sus ideas y amplios conocimientos técnicos, esta Tesis Doctoral no habría sido posible.

Me gustaría mostrar nuevamente mi agradecimiento a la Universidad de Jaén por haber financiado mi estancia predoctoral en la Universidad de Pisa (Italia), a través de las ayudas de la Acción 5b del Plan Operativo de Apoyo a la Investigación. Agradezco a la Escuela de Ingeniería de la Universidad de Pisa por su excelente acogida y, en particular, a Andrea Baccioli, Angelica Liponi, Ikechukwu S. Anyanwu, Ahmed M. Salem y Umberto Desideri. Me gustaría hacer extensivo mi agradecimiento a todo el grupo de investigación del Departamento de Ingeniería en Energía, Sistemas, Territorio y Construcción.

También deseo manifestar mi reconocimiento a la amistosa colaboración de José Luis Calvo Rolle y José Luis Casteleiro Roca, del Departamento de Ingeniería Industrial de la Universidad de La Coruña.

Además, quiero recordar en estas últimas líneas a todos mis compañeros de la sala de investigadores D-178 (para nosotros conocida como «Mordor»), tanto a los que ya se fueron como a los que vamos quedando, así como a mis compañeros del Departamento de Ingeniería Eléctrica. En particular, merecen una mención Antonio Escámez, Daniel Vacas, Daniel Sánchez, Marcos Tostado, Lázuli Fernández, Simin Anvari, Augustine Awaaf, Juan de la Torre, Aria Mang, Pablo Cabañas, Francisco David González, Antonio Muñoz, Noelia García y Diéssica Oliveira, por haber contribuido a crear un ambiente de trabajo amistoso y agradable. También hago extensivos estos agradecimientos a todas aquellas personas, amigos y compañeros que no he mencionado expresamente, pero que, a lo largo de esta etapa predoctoral, me han prestado su ayuda de alguna manera.

Finalmente, y no por ello menos importante, mi más profundo agradecimiento a mi familia, por su apoyo incondicional.

Gracias a todos

ACKNOWLEDGMENTS

This Doctoral Thesis has been carried out at the Department of Electrical Engineering of the Polytechnic University School of Linares under the joint supervision of Dr. Francisco Jurado and Dr. David Vera. The research work reported herein was primarily supported by the Spanish Ministry of Universities under the FPU Program (Ref. FPU19/00930), but also framed within the following research projects:

- «Opportunities for olive oil value chain enhancement through the by-products valorisation (OLIVEN)», funded through the ARIMNet2 2017 Joint Call by *Agencia Estatal de Investigación* (Ref. PCI2018-093255). ARIMNet2 (ERANET) has received funding from the European Union within the Seventh Framework Program for research, technological development and demonstration activities under grant agreement no. 618127.
- «*Hacia una producción sostenible y sin residuos en la industria oleícola: un modelo de economía circular*» (Ref. no. 1381442), co-funded by *Programa Operativo FEDER 2014–2020* and *Consejería de Economía y Conocimiento de la Junta de Andalucía* of the Spanish Government.
- «Renewables energies for Africa: Effective valorisation of agri-food wastes (REFLECT AFRICA)», which has received funding from the European Union’s Horizon 2020 Research and Innovation Programme under the Grant Agreement ID no. 101036900.

This Thesis represents the culmination of my third-cycle university studies in the Doctoral Program in Renewable Energy at the University of Jaén. I would like to express my most sincere gratitude to all the people and institutions that, to a greater or lesser extent, have supported me or contributed in some way to making it possible.

First and foremost, I wish to express my heartfelt thanks to my supervisors, Francisco Jurado and David Vera, for having placed their trust in me from the first moment and for having provided me with the necessary means and equipment to be able to achieve my goals. I thank Francisco Jurado for having shared his experience and good advice, as well as for his diligence

in all matters. I am also very grateful to David Vera for his excellent guidance, proactive research attitude and friendly cooperation during the course of my research work. Without his wide technical knowledge and ideas, this Doctoral Thesis would not have been possible.

I would like to show my gratitude again to the University of Jaén for funding my predoctoral stay at the University of Pisa (Italy), through *Acción 5b* of *Plan Operativo de Apoyo a la Investigación*. I thank the School of Engineering of the University of Pisa for their excellent welcome and, in particular, to Andrea Baccioli, Angelica Liponi, Ikechukwu S. Anyanwu, Ahmed M. Salem and Umberto Desideri. I would like to extend my gratitude to the entire research group of the Department of Energy, Systems, Territory and Construction Engineering.

I would also like to recognize the friendly collaboration of José Luis Calvo Rolle and José Luis Casteleiro Roca, from the Department of Industrial Engineering of the University of Corunna.

In addition, I would like to remember in these last lines all my colleagues from the researchers' room D-178 (known to us as «Mordor»), both those who have already left and those who still remain, as well as my colleagues from the Department of Electrical Engineering. In particular, Antonio Escámez, Daniel Vacas, Daniel Sánchez, Marcos Tostado, Lázuli Fernández, Simin Anvari, Augustine Awafo, Juan de la Torre, Aria Mang, Pablo Cabañas, Francisco David González, Antonio Muñoz, Noelia García and Diéssica Oliveira deserve a mention for having contributed to creating a friendly and pleasant work environment. I also extend these thanks to all those people, friends and colleagues that I have not expressly mentioned but who, throughout this predoctoral stage, have helped me in some way.

Last but not least, my deepest gratitude goes to my family, for their unswerving support.

Thank you all

BREVE RESUMEN

en 150 palabras

Esta Tesis Doctoral investiga el potencial de la gasificación de biomasa para la cogeneración distribuida y producción de hidrógeno en la industria oleícola. Se demuestra la viabilidad técnica de gasificar orujillo peletizado en un gasificador *downdraft* para la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón. Se desarrolla un modelo híbrido inteligente para predecir con fiabilidad la concentración de hidrógeno en el gas pobre. Se propone una planta de gasificación integrada para generar electricidad renovable y gestionar los subproductos de la cadena de suministro del aceite de oliva, reduciendo su impacto ambiental y promoviendo la sostenibilidad. La hibridación de la gasificación con electrólisis alcalina del agua permite la producción descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza. En general, este trabajo destaca los beneficios técnicos, económicos y medioambientales de la tecnología de gasificación, así como su potencial para transformar la gestión de residuos e impulsar la energía renovable en la industria oleícola.

BRIEF OVERVIEW

in 150 words

This Doctoral Thesis delves into the potential of biomass gasification technology for distributed cogeneration and hydrogen production in the olive oil industry. It demonstrates the technical feasibility of gasifying exhausted olive pomace pellets in a downdraft gasifier for combined power, heat and biochar production. The development of a hybrid intelligent model enables reliable prediction of the hydrogen concentration in producer gas. An integrated gasification plant is proposed as cost-effective option for renewable power generation and waste management. The incorporation of biomass gasification technology in the olive oil supply chain reduces the environmental impact and promotes sustainability. The proof-of-concept for decentralized high-purity green hydrogen production showcases the advantages of hybridizing biomass gasification with alkaline water electrolysis. Overall, this research work provides valuable insights into the technical, economic, and environmental benefits of gasification technology, highlighting its potential for transforming waste management practices and driving renewable energy production in the olive oil industry.

RESUMEN

La actual transición energética hacia una economía hipocarbónica, impulsada principalmente por las preocupaciones sobre el calentamiento global y el agotamiento de los combustibles fósiles, es uno de los mayores retos a los que se enfrenta la humanidad. Esta transición está acompañada de una creciente demanda energética y un aumento en la sensibilización medioambiental, lo que ha otorgado un mayor respaldo a las fuentes energéticas renovables en todo el mundo. La biomasa destaca como una de las pocas fuentes energéticas renovables gestionables capaces de adaptarse a los perfiles de demanda energética y de permitir la producción combinada de calor y electricidad en plantas de cogeneración. Entre las iniciativas en curso para mitigar el calentamiento global, la investigación se está centrando en el hidrógeno como vector energético libre de carbono alternativo a los combustibles fósiles. La producción de «hidrógeno verde» a partir de fuentes energéticas renovables, incluyendo la biomasa, está disfrutando de un impulso político y empresarial sin precedentes y se está acercando rápidamente a la competitividad económica.

En las últimas décadas, la tecnología de gasificación de biomasa ha estado atrayendo un gran interés para la cogeneración descentralizada y la producción de hidrógeno renovable a pequeña y mediana escala. La gasificación es un proceso de conversión termoquímica que transforma la biomasa sólida en combustibles gaseosos adecuados para diversas aplicaciones energéticas. La versatilidad del gas producto le permite sustituir al gas natural, producir calor, alimentar motores de combustión interna o turbinas de gas para la generación de electricidad, o incluso ser utilizado como materia prima en la obtención de productos químicos sintéticos, combustibles gaseosos como el hidrógeno, el metano o el amoníaco, y combustibles líquidos utilizados por la industria automotriz como el metanol o las gasolinas.

Las actividades agroindustriales generan grandes cantidades de residuos y subproductos a nivel mundial, al mismo tiempo que demandan un gran consumo de energía eléctrica y térmica. La inadecuada gestión de estos subproductos impacta negativamente en la sostenibilidad general del sector agroindustrial. La producción del aceite de oliva en las regiones

mediterráneas ejemplifica este problema, donde tan solo alrededor del 20 % del peso cosechado se transforma en aceite de oliva virgen, quedando el 80 % restante como subproductos, que incluyen hojas y tallos de olivo, huesos de aceituna, orujos y aguas residuales. La tecnología de gasificación de biomasa puede proporcionar una solución sostenible al permitir el aprovechamiento eficiente de estos subproductos para que la industria oleícola logre aumentar su autosuficiencia energética, mejorando a su vez su rentabilidad económica al mismo tiempo que contribuye a abordar los problemas de gestión de residuos y a reducir su impacto medioambiental. Además, esta tecnología presenta oportunidades para el desarrollo de nuevos modelos de negocio, como pueden ser la producción de hidrógeno renovable o de biocarbón.

La presente Tesis Doctoral tiene como objetivo aportar nuevos conocimientos sobre las diversas aplicaciones de la gasificación de biomasa para la cogeneración y la producción de hidrógeno a escala distribuida, con un marcado enfoque en el aprovechamiento energético de los residuos agroindustriales del sector oleícola. La investigación desarrollada incluye una exhaustiva evaluación experimental de una planta de gasificación a escala piloto alimentada con orujillo peletizado para la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón a escala distribuida en la industria oleícola. También se ha desarrollado un modelo de inteligencia artificial para predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente del gasificador, asegurando valores fiables incluso en caso de mal funcionamiento del sensor de medida correspondiente. Además, se ha modelado, optimizado y evaluado económicamente una planta de gasificación integrada como solución alternativa para la gestión local del alperujo mediante la generación de electricidad renovable a partir de este subproducto húmedo. Por otro lado, se ha propuesto un enfoque innovador para la producción continua y descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza a partir de biomasa mediante la hibridación de la gasificación integrada en ciclo combinado y la electrólisis alcalina del agua, que posteriormente se ha modelado y optimizado minuciosamente. Por último, se ha introducido un enfoque novedoso para la gestión del alperujo en la cadena de suministro del aceite de oliva que incorpora una planta de gasificación integrada y se ha evaluado ambientalmente utilizando la metodología de análisis de ciclo de vida. En general, esta Tesis Doctoral destaca el gran potencial, así como los beneficios técnicos, económicos y medioambientales de la gasificación de biomasa como tecnología clave para el aprovechamiento energético de la biomasa residual agroindustrial en el sector oleícola.

Palabras claves: Bioenergía • Gasificación de biomasa • Gasificador *downdraft* • Gas pobre • Sintegás • Hidrógeno verde • Biocarbón • Generación distribuida • Cogeneración • Motor de gas • Turbina de gas • Microturbina • Secadero de tambor rotativo • Ciclo Rankine orgánico • Electrolizador alcalino • Industria oleícola • Alperujo • Inteligencia artificial • Sensor virtual • Análisis de ciclo de vida

ABSTRACT

The current energy transition toward a low-carbon economy, driven primarily by concerns over global warming and fossil fuel depletion, stands as one of the major challenges facing humanity. This transition is accompanied by escalating energy demands and heightened environmental awareness, which have led to an increasing endorsement for renewable energy sources worldwide. Biomass resources stand out as one of the few dispatchable renewable energy sources capable of accommodating energy demand profiles and enabling combined heat and power production in cogeneration plants. Among the ongoing initiatives to mitigate global warming, extensive research is being focused on hydrogen as a carbon-free alternative energy carrier to fossil fuels. «Green hydrogen» production from renewable energy sources, including biomass resources, is enjoying unprecedented political and business momentum and is rapidly approaching economic competitiveness.

Over the past decades, biomass gasification technology has been attracting substantial interest for decentralized cogeneration and renewable hydrogen production at small and medium scales. Gasification is a thermochemical conversion process that transforms solid biomass into gaseous fuels that are suitable for various energy applications. The versatility of the product gas allows to serve as a substitute for natural gas, produce heat, fuel internal combustion engines or gas turbines for power generation, or even be used as raw material in the production of synthetic chemicals, gaseous fuels such as hydrogen, methane or ammonia, and liquid fuels used by the automotive industry such as methanol or gasolines.

Agroindustrial activities generate substantial amounts of waste and by-products worldwide, while demanding large electrical and thermal energy consumption. Mismanagement of these by-products negatively impacts the overall sustainability of the agroindustrial sector. Olive oil production in Mediterranean regions exemplifies this issue, where only around 20 % of the harvested weight becomes virgin olive oil, with the remaining 80 % as by-products, including olive leaves, twigs, pits, pomace, and waste water. Biomass gasification technology can provide a sustainable solution, enabling efficient utilization of these by-products to increase the energy

self-sufficiency of the olive oil industry, thereby enhancing its economic profitability while also positively contributing to the environment by addressing waste management issues and reducing environmental impacts. Additionally, this technology presents opportunities for the development of new business models, such as renewable hydrogen or biochar production.

This Doctoral Thesis aims to provide new insights into the diverse applications of biomass gasification for cogeneration and hydrogen production on a distributed scale, with a marked focus on the energy utilization of agroindustrial waste from the olive sector. The conducted research includes an exhaustive experimental assessment of a pilot-scale gasification plant fueled with exhausted olive pomace pellets for combined power, heat and biochar production on a distributed scale in the olive oil industry. Additionally, an artificial intelligence model has been developed to predict the hydrogen concentration in the producer gas from the gasifier, ensuring reliable values even in the event of a malfunction of the corresponding measurement sensor. Furthermore, an integrated gasification plant has been modeled, optimized, and economically assessed as an alternative solution for onsite management of olive pomace through renewable power generation from this wet biomass by-product. On the other hand, an innovative approach for continuous decentralized high-purity green hydrogen production from biomass has been proposed, involving the hybridization of an integrated gasification combined cycle and alkaline water electrolysis, which has subsequently been thoroughly modeled and optimized. Lastly, a novel approach for olive pomace management in the olive oil supply chain incorporating an integrated gasification plant has been introduced and environmentally evaluated using the life cycle assessment methodology. Overall, this Doctoral Thesis underscores the great potential, as well as the technical, economic, and environmental benefits of biomass gasification as a key technology for energy recovery from agroindustrial waste biomass in the olive sector.

Keywords: Bioenergy • Biomass gasification • Downdraft gasifier • Producer gas • Syngas • Green hydrogen • Biochar • Distributed generation • Combined heat and power • Gas engine • Gas turbine • Microturbine • Rotary drum dryer • Organic Rankine cycle • Alkaline electrolyzer • Olive oil industry • Olive pomace • Artificial intelligence • Virtual sensor • Life cycle assessment

ÍNDICE

TABLE OF CONTENTS

CAPÍTULO 1	INTRODUCCIÓN	1
1.1	Antecedentes del grupo de investigación	4
1.2	Alcance y objetivos de la Tesis Doctoral	5
1.3	Contribuciones científicas	8
1.4	Estructura de la Tesis Doctoral	10
CHAPTER 1	INTRODUCTION	13
1.1	Background of the research group	15
1.2	Scope and objectives of the Doctoral Thesis	17
1.3	Scientific contributions	19
1.4	Structure of the Doctoral Thesis	21
CAPÍTULO 2	POTENCIAL BIOENERGÉTICO DEL SECTOR OLEÍCOLA	24
2.1	Energía y desarrollo socioeconómico	24
2.2	Estadísticas y balances energéticos	27
2.3	Revisión del sector de la bioenergía	34
2.3.1	Calor renovable a partir de biomasa	36
2.3.2	Electricidad renovable a partir de biomasa	38
2.3.3	Bioenergía en el transporte renovable	40
2.3.4	Bioenergía de la agricultura	41
2.4	El sector oleícola como fuente de bioenergía	46
2.4.1	Métodos de producción del aceite de oliva	50
2.4.2	Recursos de biomasa del sector oleícola en Andalucía	53

CHAPTER 2	BIOENERGY POTENTIAL OF THE OLIVE OIL SECTOR	66
2.1	Energy and socio-economic development	66
2.2	Statistics and energy balances	69
2.3	Overview of the bioenergy sector	75
2.3.1	Renewable heat from biomass	77
2.3.2	Renewable electricity from biomass	78
2.3.3	Bioenergy in renewable transportation	80
2.3.4	Bioenergy from agriculture	81
2.4	The olive sector as a source of bioenergy	86
2.4.1	Olive oil production methods	90
2.4.2	Biomass resources from the olive sector in Andalusia	93
CAPÍTULO 3	LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA	105
3.1	Antecedentes históricos	105
3.2	Fundamentos de la gasificación	110
3.2.1	Reacciones químicas	111
3.2.2	Etapas del proceso de gasificación	113
3.2.3	Parámetros de operación claves	117
3.2.4	Parámetros de funcionamiento claves	138
3.3	Diseño de gasificadores	141
3.3.1	Gasificadores de lecho fijo	143
3.3.2	Gasificadores de lecho fluidizado	148
3.3.3	Gasificadores de flujo arrastrado	153
3.3.4	Gasificadores de plasma	154
3.4	Modelado de procesos de gasificación	156
3.4.1	Modelos de equilibrio termodinámico	157
3.4.2	Modelos cinéticos	169
3.4.3	Modelos de inteligencia artificial	169
3.4.4	Modelos de fluidodinámica computacional	177
3.5	Aplicaciones de la gasificación	179
3.5.1	Producción combinada de calor y electricidad (cogeneración)	180
3.5.2	Producción de vectores energéticos y productos químicos sintéticos	205
CHAPTER 3	THE BIOMASS GASIFICATION TECHNOLOGY	237
3.1	Historical background	237
3.2	Fundamentals of gasification	242

3.2.1	Chemical reactions	242
3.2.2	Stages of the gasification process	244
3.2.3	Key operating parameters	248
3.2.4	Key performance parameters	267
3.3	Design of gasifiers	269
3.3.1	Fixed-bed gasifiers	271
3.3.2	Fluidized-bed gasifiers	276
3.3.3	Entrained-flow gasifiers	280
3.3.4	Plasma gasifiers	281
3.4	Modeling of gasification processes	283
3.4.1	Thermodynamic equilibrium models	284
3.4.2	Kinetic models	295
3.4.3	Artificial intelligence models	296
3.4.4	Computational fluid-dynamic models	302
3.5	Applications of gasification	304
3.5.1	Combined heat and power	305
3.5.2	Production of energy carriers and synthetic chemicals	327
 CAPÍTULO 4 EVALUACIÓN EXPERIMENTAL DE UNA PLANTA PILOTO DE GASIFICACIÓN ALIMENTADA CON ORUJILLO PELETIZADO PARA LA PRODUCCIÓN COMBINADA DE ELECTRICIDAD, CALOR Y BIOCARBÓN		358
4.1	Introducción	359
4.2	Metodología	363
4.2.1	Materia prima	364
4.2.2	Descripción de la planta	365
4.2.3	Instrumentación	368
4.2.4	Evaluación del funcionamiento de la planta	370
4.2.5	Evaluación de la incertidumbre	374
4.3	Resultados y discusión	374
4.3.1	Funcionamiento del gasificador	375
4.3.2	Funcionamiento del grupo motogenerador	379
4.3.3	Funcionamiento general de la planta	384
4.3.4	Producción de biocarbón	388
4.3.5	Evaluación de rentabilidad e impacto económico	389
4.4	Conclusiones y trabajos futuros	393

CHAPTER 4	EXPERIMENTAL ASSESSMENT OF A PILOT-SCALE GASIFICATION PLANT FUELED WITH EXHAUSTED OLIVE POMACE PELLETS FOR COMBINED POWER, HEAT AND BIOCHAR PRODUCTION	404

CAPÍTULO 5	PREDICCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE HIDRÓGENO EN EL GAS PRODUCTO DE UN GASIFICADOR <i>DOWNDRAFT</i> MEDIANTE UN MODELO HÍBRIDO INTELIGENTE	406

5.1	Introducción	407
5.2	Caso de estudio	410
5.2.1	Descripción de la planta e instrumentación	411
5.2.2	Procedimiento experimental	415
5.3	Descripción del modelo propuesto	416
5.3.1	Procedimiento de desarrollo del modelo	418
5.3.2	Algoritmos de inteligencia artificial	419
5.3.3	Procesamiento de datos	420
5.3.4	Métricas de rendimiento	423
5.4	Resultados	424
5.4.1	Resultados de la fase de agrupación	425
5.4.2	Resultados de la fase de regresión	425
5.4.3	Selección de la mejor configuración híbrida	427
5.4.4	Resultados de la prueba	428
5.5	Conclusiones y trabajos futuros	429

CHAPTER 5	A HYBRID INTELLIGENT MODEL TO PREDICT THE HYDROGEN CONCENTRATION IN THE PRODUCER GAS FROM A DOWNDRAFT GASIFIER	437

CAPÍTULO 6	SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN INTEGRADA PARA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE ALPERUJO	439

6.1	Introducción	440
6.2	Descripción de la planta y modelado del proceso	443
6.2.1	Gasificación	445
6.2.2	Enfriamiento y limpieza del gas pobre	450
6.2.3	Microturbina	451
6.2.4	Secadero de tambor rotativo	453
6.3	Resultados y discusión	458
6.3.1	Gasificación	458
6.3.2	Microturbina	462

6.3.3	Secadero de tambor rotativo	463
6.3.4	Balance energético global	466
6.4	Evaluación de viabilidad económica	467
6.5	Conclusiones	469
 CHAPTER 6 SIMULATION OF AN INTEGRATED GASIFICATION PLANT FOR ELECTRIC POWER GENERATION FROM WET OLIVE POMACE		478
 CAPÍTULO 7 PRODUCCIÓN CONTINUA DESCENTRALIZADA DE HIDRÓGENO MEDIANTE ELECTRÓLISIS ALCALINA DEL AGUA ALIMENTADA POR GASIFICACIÓN DE BIOMASA CON AIRE ENRIQUECIDO EN OXÍGENO INTEGRADA EN CICLO COMBINADO		480
7.1	Introducción	481
7.2	Descripción de la planta y modelado del proceso	486
7.2.1	Gasificación de biomasa	488
7.2.2	Acondicionamiento del gas pobre	493
7.2.3	Unidad de potencia superior	494
7.2.4	Unidad de potencia inferior	497
7.2.5	Electrólisis alcalina del agua	501
7.2.6	Balance global de energía	505
7.3	Resultados y discusión	506
7.3.1	Gasificación de biomasa y acondicionamiento del gas pobre	506
7.3.2	Unidad de potencia superior	510
7.3.3	Unidad de potencia inferior	512
7.3.4	Electrólisis alcalina del agua y compresión del hidrógeno	514
7.3.5	Balance de energía global	517
7.4	Conclusiones	519
 CHAPTER 7 CONTINUOUS DECENTRALIZED HYDROGEN PRODUCTION THROUGH ALKALINE WATER ELECTROLYSIS POWERED BY AN OXYGEN-ENRICHED AIR INTEGRATED BIOMASS GASIFICATION COMBINED CYCLE		530
 CAPÍTULO 8 LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA COMO TECNOLOGÍA CLAVE PARA REDUCIR EL IMPACTO AMBIENTAL DE LA PRODUCCIÓN DE ACEITE DE OLIVA VIRGEN: UN ENFOQUE DE ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA		532
8.1	Introducción	533
8.2	Metodología	536
8.2.1	Caso de estudio	537

8.2.2	Definición de objetivos y alcance	543
8.2.3	Inventario del ciclo de vida	547
8.2.4	ACV aplicado a la producción de aceite de oliva virgen	552
8.3	Resultados y discusión	552
8.3.1	Impactos ambientales del Escenario A «Tradicional»	553
8.3.2	Impactos ambientales del Escenario B «Gasificación»	554
8.3.3	Mejora del impacto ambiental	555
8.4	Conclusiones	559
A	Apéndice	567
 CHAPTER 8 BIOMASS GASIFICATION AS A KEY TECHNOLOGY TO REDUCE THE ENVIRONMENTAL IMPACT OF VIRGIN OLIVE OIL PRODUCTION: A LIFE CYCLE ASSESSMENT APPROACH		571
 CAPÍTULO 9 DISCUSIÓN INTEGRADA DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS		573
9.1	Discusión integrada de resultados	573
9.2	Conclusiones generales	578
9.3	Trabajos futuros	581
 CHAPTER 9 INTEGRATED DISCUSSION OF RESULTS, CONCLUSIONS AND FUTURE WORKS		585
9.1	Integrated discussion of results	585
9.2	General conclusions	590
9.3	Future works	593

LISTADO DE FIGURAS

LIST OF FIGURES

CAPÍTULO 2

2.1	Proyecciones de población mundial basadas en estimaciones probabilísticas de la fecundidad y la esperanza de vida al nacer	26
2.2	Consumo mundial de energía primaria por fuente	29
2.3	Generación mundial de electricidad por fuente	30
2.4	Consumo de energía primaria por fuente en España	31
2.5	Generación de electricidad por fuente en España	32
2.6	Consumo de energía primaria por fuente en Andalucía (España)	33
2.7	Consumo mundial de energía primaria a partir de biomasa por fuente	36
2.8	Producción mundial de calor a partir de biomasa por fuente	37
2.9	Generación mundial de electricidad renovable por fuente y contribución de la bioelectricidad	38
2.10	Generación mundial de bioelectricidad a partir de biomasa por fuente	39
2.11	Consumo mundial de energía en el transporte por fuente	40
2.12	Consumo mundial de energía renovable en el transporte por fuente	41
2.13	Distribución relativa de la superficie agrícola dedicada al olivar en España por provincias	48
2.14	Distribución municipal de la superficie de olivar en Andalucía respecto a la superficie total de suelo agrícola	49
2.15	Etapas del proceso de elaboración del aceite de oliva virgen mediante sistemas de centrifugación continua equipados con decantadores de dos fases o tres fases . . .	52
2.16	Resumen gráfico de los productos y subproductos del proceso de extracción del aceite de oliva en dos fases	56
2.17	Resumen gráfico de los productos y subproductos del proceso de extracción del aceite de orujo crudo	60

CHAPTER 2

2.1	Global population projections based on the probabilistic estimates of fertility and life expectancy at birth	68
2.2	Global primary energy supply by source	70
2.3	Global electricity generation by source	71
2.4	Primary energy supply by source in Spain	72
2.5	Electricity generation by source in Spain	73
2.6	Primary energy supply by source in Andalusia, Spain	74
2.7	Global primary energy supply from biomass by source	77
2.8	Global heat production from biomass by source	78
2.9	Global renewable power generation by source and biopower share	79
2.10	Global biopower generation from biomass by source	80
2.11	Global energy supply for transportation by source	81
2.12	Global renewable energy supply for transportation by source	81
2.13	Relative distribution of the agricultural land area under olive groves in Spain by provinces	88
2.14	Municipal distribution of the olive grove area in Andalusia with respect to the total agricultural land area	89
2.15	Stages of the virgin olive oil production process using continuous centrifugation systems equipped with two-phase decanters or three-phase decanters	92
2.16	Overview of the products and by-products of the two-phase olive oil extraction process	96
2.17	Overview of the products and by-products of the crude olive pomace oil extraction process	99

CAPÍTULO 3

3.1	Hitos históricos del desarrollo de la gasificación	108
3.2	Ejemplos de vehículos equipados con gasógenos durante la Segunda Guerra Mundial	110
3.3	Efecto combinado de la humedad del combustible y del contenido de oxígeno sobre el poder calorífico superior del gas producto	114
3.4	Bases para expresar la composición del combustible	123
3.5	Clasificación de combustibles sólidos por sus relaciones atómicas H/c y O/c en un diagrama de van Krevelen	123
3.6	Principales constituyentes estructurales de la biomasa	124
3.7	Comparación de la densidad aparente y la densidad energética de diferentes combustibles	126
3.8	Procesos de conversión termoquímica de biomasa en un diagrama ternario C-H-O	131

3.9	Clasificación de las principales tecnologías de gasificación de acuerdo con el modo de contacto gas-sólido	141
3.10	Rango de aplicabilidad para cada tipo principal de gasificador en términos de potencia térmica	142
3.11	Principales tipos de gasificadores	142
3.12	Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador <i>downdraft</i>	145
3.13	Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador <i>updraft</i>	147
3.14	Esquema de un gasificador <i>crossdraft</i>	148
3.15	Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador de lecho fluidizado	149
3.16	Esquema de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante	151
3.17	Esquema de un gasificador de lecho fluidizado circulante	152
3.18	Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador de flujo arrastrado	153
3.19	Esquema de un gasificador de plasma	155
3.20	Diagrama esquemático de una red neuronal prealimentada con una configuración de perceptrón de una sola capa	172
3.21	Diagrama esquemático de la metodología de los árboles de decisión y del bosque aleatorio	175
3.22	Ilustración esquemática de la clasificación mediante máquinas de vectores de soporte para un ejemplo simple de dos clases linealmente separables	176
3.23	Diagrama esquemático y diagrama <i>T-s</i> de una turbina de gas con ciclo Brayton simple	184
3.24	Diagrama esquemático de una turbina de gas recuperativa a pequeña escala . . .	186
3.25	Tamaño unitario típico y rendimiento eléctrico de las plantas de cogeneración a pequeña escala que queman biomasa sólida	187
3.26	Diagrama esquemático de una turbina de gas de combustión externa a pequeña escala	189
3.27	Diagrama esquemático simplificado de un ciclo Rankine de vapor convencional .	190
3.28	Diagrama esquemático de un ciclo Rankine orgánico regenerativo	193
3.29	Clasificación tradicional de los fluidos de trabajo puros	194
3.30	Diagrama esquemático de un ciclo Kalina	197
3.31	Comparación de rendimientos eléctricos de diferentes tecnologías de generación de electricidad	199
3.32	Ilustración esquemática de una celda de combustible de hidrógeno de baja temperatura genérica	200

3.33	Diagrama de flujo de proceso para la producción de hidrógeno a través de la gasificación de biomasa con vapor	207
3.34	Diagrama esquemático simplificado de un proceso de adsorción por inversión de presión	210
3.35	Diagrama esquemático simplificado de una membrana de separación de hidrógeno y un módulo de membrana	211
3.36	Relación entre selectividad de producto y probabilidad de crecimiento de la cadena en la síntesis de Fischer–Tropsch	218

CHAPTER 3

3.1	Historical milestones of gasification development	240
3.2	Examples of vehicles equipped with wood gas generators during the Second World War	241
3.3	Combined effect of fuel moisture and oxygen content on the higher heating value of the product gas	245
3.4	Bases of expressing fuel composition	253
3.5	Classification of solid fuels by their atomic H/c and O/c ratios in a van Krevelen diagram	253
3.6	Major structural constituents of biomass	254
3.7	Comparison of bulk density and energy density of different fuels	256
3.8	Thermochemical conversion processes of biomass in a C–H–O ternary diagram .	260
3.9	Classification of the main gasification technologies according to the gas–solid contacting mode	270
3.10	Range of applicability for each major type of gasifier in terms of thermal power output	270
3.11	Major types of gasifiers	271
3.12	Schematic and temperature gradient along the height of a downdraft gasifier . . .	273
3.13	Schematic and temperature gradient along the height of an updraft gasifier . . .	274
3.14	Schematic of a crossdraft gasifier	276
3.15	Schematic and temperature gradient along the height of a fluidized-bed gasifier .	277
3.16	Schematic of a bubbling fluidized-bed gasifier	279
3.17	Schematic of a circulating fluidized-bed gasifier	280
3.18	Schematic and temperature gradient along the height of an entrained-flow gasifier	281
3.19	Schematic of a plasma gasifier	282
3.20	Schematic diagram of a feedforward neural network with a single layer perceptron configuration	298
3.21	Schematic diagram of decision tree and random forest methodology	300

3.22	Schematic illustration of SVM classification using a simple example of two linearly separable classes	301
3.23	Schematic diagram and $T-s$ diagram of a gas turbine with a simple Brayton cycle	308
3.24	Schematic diagram of a small-scale recuperative gas turbine	310
3.25	Typical unit size and electrical efficiency of small-scale CHP plants burning solid biomass	311
3.26	Schematic diagram of a small-scale externally fired gas turbine	313
3.27	Simplified schematic diagram of a conventional steam Rankine cycle	314
3.28	Schematic diagram of a regenerative organic Rankine cycle	316
3.29	Traditional classification of pure working fluids	317
3.30	Schematic diagram of a Kalina cycle	320
3.31	Comparison of electrical efficiencies across different power generation technologies	322
3.32	Schematic illustration of a generic low-temperature hydrogen fuel cell	323
3.33	Process flow diagram for hydrogen production via steam gasification of biomass .	329
3.34	Simplified schematic diagram of a pressure swing adsorption process	331
3.35	Simplified schematic diagram of a hydrogen separation membrane and membrane module	332
3.36	Relationship between product selectivity and chain growth probability in the Fischer–Tropsch synthesis	339

CAPÍTULO 4

4.1	Pélets de orujillo utilizados como materia prima para la planta de gasificación . .	366
4.2	Diseño 3D de la planta de gasificación de biomasa	368
4.3	Composición y poder calorífico del gas pobre durante 5 horas de funcionamiento continuo	377
4.4	Efecto de modificar el caudal de aire sobre la composición y el poder calorífico del gas pobre	378
4.5	Termograma del gasificador <i>downdraft</i> en régimen de estado estacionario mostrando una distribución de temperatura estratificada	379
4.6	Esquema eléctrico unifilar de conexión del generador trifásico a un banco de cargas resistivas	381
4.7	Producción y consumo de electricidad de la planta de gasificación durante 5 horas de funcionamiento continuo con cargas eléctricas variables	383
4.8	Diferentes rendimientos de conversión en la planta de gasificación durante 5 horas de operación continua con cargas eléctricas variables	384
4.9	Diagramas de flujo másico y energético de la planta de gasificación en condiciones nominales de operación	387

4.10	Carbón procedente de la gasificación de orujillo peletizado en un gasificador <i>downdraft</i>	388

CAPÍTULO 5

5.1	Ilustración esquemática de la planta experimental de gasificación de biomasa . . .	412
5.2	Orujillo peletizado utilizado como materia prima para el gasificador <i>downdraft</i> . .	413
5.3	Diagrama de flujo de datos simplificado con las entradas y salidas del modelo híbrido inteligente	417
5.4	Configuración interna del modelo híbrido inteligente	417
5.5	Diagrama de flujo para desarrollar el modelo híbrido inteligente	418
5.6	Histograma de la relación molar H_2/CO en el gas pobre	422
5.7	Matriz de correlación de Pearson entre todos los pares de variables de entrada al modelo híbrido inteligente	423
5.8	Gráficos de dispersión de la prueba de predicción de la concentración de hidrógeno	429

CAPÍTULO 6

6.1	Producción anual de aceite de oliva virgen y orujos en España desde 1970	441
6.2	Diagrama de flujo de proceso de la planta de gasificación integrada	444
6.3	Diagrama de flujo de la simulación de la planta integrada para la generación de electricidad y el secado del orujo graso húmedo en Aspen Plus	446
6.4	Curvas de velocidad de secado del orujo graso húmedo y determinación de las curvas de secado normalizadas para el periodo de velocidad decreciente	457
6.5	Efecto del dosado relativo sobre la temperatura de gasificación, la composición y poder calorífico del gas pobre limpio y los rendimientos de gas caliente y gas frío del proceso de gasificación	459
6.6	Validación del modelo de gasificación	462
6.7	Efecto de la relación de presiones y la temperatura de entrada de la turbina sobre el rendimiento eléctrico neto	463
6.8	Efecto de la humedad del orujo graso húmedo a la entrada del secadero sobre la producción de orujo graso seco	464
6.9	Perfiles de temperatura y humedad del orujo graso húmedo y del gas de escape de secado a lo largo del secadero de tambor rotativo	465
6.10	Diagrama de Sankey de la planta de gasificación integrada	467

CAPÍTULO 7

7.1	Diagrama de flujo de proceso de la planta híbrida GICC-EAA para la producción continua y descentralizada de hidrógeno a partir de biomasa	487

7.2	Simulación de la planta híbrida GICC-EAA para la producción continua de hidrógeno a partir de biomasa en Aspen Plus	489
7.3	Temperatura en el interior del gasificador <i>downdraft</i> , poder calorífico inferior del gas pobre y rendimiento de gas frío en función de la concentración de oxígeno en el agente gasificante y del dosado relativo	508
7.4	Validación del modelo de gasificación de biomasa con aire enriquecido en oxígeno	510
7.5	Efecto de la relación de presiones y de la temperatura de entrada a la turbina sobre el rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia superior	511
7.6	Optimización de la unidad de potencia inferior para cada fluido orgánico: rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico, rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia inferior y configuración óptima del ciclo de potencia inferior	513
7.7	Diagrama de flujo de la simulación del electrolizador alcalino de agua en Aspen Plus	516
7.8	Diagrama de flujo de energía de la planta híbrida GICC-EAA	517

CAPÍTULO 8

8.1	Diagrama de flujo de proceso de la planta de gasificación integrada para la gestión local del orujo graso húmedo	541
8.2	Alcance de los escenarios considerados para el presente trabajo	545
8.3	Gráfico de radar de los impactos ambientales de los Escenarios A y B	556
8.4	Mejora del impacto ambiental del Escenario B con respecto al Escenario A	557
8.5	Impactos ambientales normalizados de cada categoría de impacto en los Escenarios A y B	558

LISTADO DE TABLAS

LIST OF TABLES

CAPÍTULO 2

2.1	Producción media de los principales cultivos agrícolas por continente	43
2.2	Producción de aceite de oliva de los veinte principales países productores de aceite de oliva virgen en las últimas 15 campañas de cosecha	47
2.3	Potencial bioenergético en Andalucía por tipo de biomasa	54
2.4	Centrales termoeléctricas de biomasa en operación en Andalucía	55

CHAPTER 2

2.1	Average production of major agricultural crops by continent	83
2.2	Olive oil production of the top twenty virgin olive oil producing countries over the past 15 harvest seasons	87
2.3	Bioenergy potential in Andalusia by biomass type	94
2.4	Operational biomass power plants in Andalusia	95

CAPÍTULO 3

3.1	Reacciones químicas durante las etapas de oxidación y reducción del proceso de gasificación	112
3.2	Recopilación de las correlaciones más importantes para estimar el poder calorífico superior	121

CHAPTER 3

3.1	Chemical reactions during the oxidation and reduction stages of the gasification process	243
3.2	Compilation of the most important correlations for estimating the higher heating value	252

CAPÍTULO 4

4.1	Principales características y parámetros nominales de operación del grupo motogenerador	365
4.2	Propiedades fisicoquímicas del orujillo peletizado	366
4.3	Requisitos mínimos de acondicionamiento del gas pobre para uso como combustible en motores de combustión interna	367
4.4	Propiedades fisicoquímicas del carbón procedente de la gasificación de orujillo peletizado	389
4.5	Parámetros de entrada y resultados de la evaluación de viabilidad económica de la planta de gasificación	392

CAPÍTULO 5

5.1	Análisis inmediato y elemental del orujillo peletizado	412
5.2	Especificaciones de medición para cada componente del gas pobre	414
5.3	Distribución por cuartiles y valores medios del conjunto de datos	421
5.4	Número de muestras para cada clúster	425
5.5	Valores de error cuadrático medio para cada mejor modelo local	426
5.6	Valores de error absoluto medio para cada mejor modelo local	426
5.7	Mejor algoritmo de regresión para cada modelo local	427
5.8	Valores de error cuadrático medio para cada configuración híbrida	428
5.9	Métricas de rendimiento para la mejor configuración híbrida	428

CAPÍTULO 6

6.1	Propiedades fisicoquímicas del orujo graso (proceso de extracción en dos fases)	441
6.2	Especificaciones de simulación de la microturbina basadas en parámetros de operación típicos	452
6.3	Especificaciones de simulación del secadero y parámetros de operación	465
6.4	Parámetros de entrada y resultados de la evaluación de viabilidad económica de la planta de gasificación integrada	468

CAPÍTULO 7

7.1	Especificaciones de simulación de la unidad de potencia superior basadas en parámetros de operación típicos	495
7.2	Propiedades fisicoquímicas y ambientales de los fluidos de trabajo considerados para el ciclo Rankine orgánico	500
7.3	Especificaciones de simulación para la unidad de potencia inferior basadas en parámetros de operación típicos	500

7.4	Especificaciones de simulación para el electrolizador alcalino de agua basadas en parámetros de operación típicos	504
7.5	Parámetros óptimos de operación del ciclo Rankine orgánico para cada uno de los fluidos de trabajo	514

CAPÍTULO 8

8.1	Alcance del presente trabajo en el contexto de otros trabajos relacionados en el sector oleícola	536
8.2	Propiedades fisicoquímicas del orujo graso (proceso de extracción en dos fases) .	538
8.3	Características de la planta de gasificación integrada	543
8.4	Principales características de los olivares y almazaras encuestadas para las fases agrícola e industrial en Andalucía	547
8.5	Impacto del biocarbón devuelto al suelo en el ICV del Escenario B	551
8.6	Impactos ambientales para diferentes categorías de impacto en el Escenario A «Tradicional»	553
8.7	Impactos ambientales para diferentes categorías de impacto en el Escenario B «Gasificación»	555
A.1	Fuentes de datos en los inventarios de ciclo de vida	567
A.2	ICV de la fase agraria para los tipos de cultivos arbóreos tradicionales en España .	568
A.3	ICV de la fase industrial para el sistema de extracción en dos fases en España . . .	569
A.4	ICV del Escenario B	570

CAPÍTULO 9

9.1	Resumen general de los diferentes enfoques de investigación y equipamiento principal en cada capítulo de resultados de investigación	574

CHAPTER 9

9.1	Overview of the different research approaches and major equipment included in each chapter of research results	586

NOMENCLATURA

NOMENCLATURE

Letras latinas

Latin script

A	$[\text{m}^2]$	Área	<i>Area</i>
c	$[\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}]$	Capacidad calorífica específica	<i>Specific heat capacity</i>
$\bar{c}$	$[\text{kmol m}^{-3}]$	Concentración molar	<i>Molar concentration</i>
d	$[\text{m}]$	Diámetro	<i>Diameter</i>
f	$[\text{kPa}]$	Fugacidad	<i>Fugacity</i>
F	$[\text{A s mol}^{-1}]$	Constante de Faraday	<i>Faraday constant</i>
G	$[\text{kJ}]$	Energía libre de Gibbs	<i>Gibbs free energy</i>
h	$[\text{kJ kg}^{-1}]$	Entalpía específica	<i>Specific enthalpy</i>
H	$[\text{kJ}]$	Entalpía	<i>Enthalpy</i>
i	$[\text{A m}^{-1}]$	Densidad de corriente eléctrica	<i>Electric current density</i>
I	$[\text{A}]$	Corriente eléctrica	<i>Electric current</i>
k	$[\text{kW m}^{-1} \text{K}^{-1}]$	Conductividad térmica	<i>Thermal conductivity</i>
K		Constante de equilibrio	<i>Equilibrium constant</i>
l	$[\text{m}]$	Longitud	<i>Length</i>
m	$[\text{kg}]$	Masa	<i>Mass</i>
$\dot{m}$	$[\text{kg s}^{-1}]$	Flujo másico	<i>Mass flow rate</i>
M	$[\text{kg kmol}^{-1}]$	Masa molar	<i>Molar mass</i>
n	$[\text{kmol}]$	Número de moles	<i>Mole number</i>
$\dot{n}$	$[\text{kmol s}^{-1}]$	Flujo molar	<i>Mole flow rate</i>
N	$[\text{rpm}]$	Velocidad de rotación	<i>Rotational speed</i>
p	$[\text{kPa}]$	Presión	<i>Pressure</i>
P	$[\text{kW}]$	Potencia	<i>Power</i>
r	$[\text{s}^{-1}]$	Velocidad de secado	<i>Drying rate</i>
R	$[\text{kJ kmol}^{-1} \text{K}^{-1}]$	Constante de los gases	<i>Gas constant</i>

s	$[\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}]$	Entropía específica	<i>Specific entropy</i>
S	$[\text{kJ K}^{-1}]$	Entropía	<i>Entropy</i>
t	$[\text{s}]$	Tiempo	<i>Time</i>
T	$[\text{K}]$	Temperatura	<i>Temperature</i>
u	$[\text{m s}^{-1}]$	Velocidad	<i>Velocity</i>
U	$[\text{V}]$	Tensión	<i>Voltage</i>
v	$[\text{m}^3 \text{kg}^{-1}]$	Volumen específico	<i>Specific volume</i>
V	$[\text{m}^3]$	Volumen	<i>Volume</i>
$\dot{V}$	$[\text{m}^3 \text{s}^{-1}]$	Flujo volumétrico	<i>Volume flow rate</i>
W	$[\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{mixture}}]$	Humedad, base húmeda	<i>Moisture, wet basis</i>
x		Fracción másica	<i>Mass fraction</i>
X	$[\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{dry solid}}]$	Humedad, base seca	<i>Moisture, dry basis</i>
y		Fracción molar	<i>Mole fraction</i>
Y	$[\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{dry gas}}]$	Humedad	<i>Humidity</i>
z		Número de electrones	<i>Number of electrons</i>

Letras griegas

Greek script

α	$[\text{kW m}^2 \text{K}^{-1}]$	Coeficiente de transferencia de calor	<i>Heat transfer coefficient</i>
β	$[\text{m s}^{-1}]$	Coeficiente de transferencia de masa	<i>Mass transfer coefficient</i>
δ	$[\text{m}^2 \text{s}^{-1}]$	Coeficiente de difusión	<i>Diffusion coefficient</i>
ϵ	$[\text{m}^2 \text{kmol}^{-1}]$	Coeficiente de absorción	<i>Absorption coefficient</i>
ε		Efectividad de transferencia de calor	<i>Heat transfer effectiveness</i>
ϕ		Dosado relativo combustible–aire	<i>Fuel–air equivalence ratio</i>
φ		Ángulo de fase	<i>Phase angle</i>
η		Eficiencia	<i>Efficiency</i>
κ	$[\text{m}^2 \text{s}^{-1}]$	Difusividad térmica	<i>Thermal diffusivity</i>
λ		Dosado relativo aire–combustible	<i>Air–fuel equivalence ratio</i>
μ	$[\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}]$	Viscosidad dinámica	<i>Dynamic viscosity</i>
ν	$[\text{m}^2 \text{s}^{-1}]$	Viscosidad cinemática	<i>Kinematic viscosity</i>
Π		Relación de presiones	<i>Pressure ratio</i>
ρ	$[\text{kg m}^{-3}]$	Densidad	<i>Density</i>
τ	$[\text{kg m}^{-3}]$	Tiempo espacial	<i>Space time</i>
ψ	$[\text{m}^3 \text{kg}^{-1}]$	Producción	<i>Yield</i>

Subíndices**Subscripts**

<i>a</i>	Ambiente	<i>Ambient</i>
<i>air</i>	Aire	<i>Air</i>
<i>boost</i>	Compresor auxiliar de gas combustible	<i>Fuel gas booster compressor</i>
<i>bottom</i>	Unidad de potencia inferior	<i>Bottoming power unit</i>
<i>cc</i>	Conversión de carbono	<i>Carbon conversion</i>
<i>cell</i>	Celda electrolítica	<i>Electrolysis cell</i>
<i>cg</i>	Gas producto frío	<i>Cold producer gas</i>
<i>comp</i>	Compresor	<i>Compressor</i>
<i>conv</i>	Conversión de potencia	<i>Power conversion</i>
<i>dry</i>	Secado	<i>Drying</i>
<i>dop</i>	Orujo graso seco de oliva	<i>Dried olive pomace</i>
<i>e</i>	Eléctrico	<i>Electrical</i>
<i>em</i>	Electromecánico	<i>Electromechanic</i>
<i>eg</i>	Gas de combustión	<i>Exhaust gas</i>
<i>exp</i>	Expansor	<i>Expander</i>
<i>f</i>	Materia prima o combustible	<i>Feedstock or fuel</i>
<i>g</i>	Gas	<i>Gas</i>
<i>gen</i>	Generador	<i>Generator</i>
<i>hg</i>	Gas producto caliente	<i>Hot producer gas</i>
<i>i</i>	Isentrópico	<i>Isentropic</i>
<i>o</i>	Global	<i>Overall</i>
<i>og</i>	Gas de escape	<i>Off-gas</i>
<i>s</i>	Sólido	<i>Solid</i>
<i>shaft</i>	Eje	<i>Shaft</i>
<i>stack</i>	Pila electrolítica	<i>Electrolysis stack</i>
<i>stoich</i>	Estequiométrico	<i>Stoichiometric</i>
<i>th</i>	Térmico	<i>Thermal</i>
<i>top</i>	Unidad de potencia superior	<i>Topping power unit</i>
<i>turb</i>	Turbina	<i>Turbine</i>
<i>v</i>	Vaporización	<i>Vaporization</i>
<i>w</i>	Agua	<i>Water</i>
<i>wop</i>	Orujo graso húmedo de oliva o alperujo	<i>Wet olive pomace</i>

Abreviaturas en español**Abbreviations in Spanish**

ACV	Análisis de ciclo de vida
CA	Corriente alterna
CC	Corriente continua
CRO	Ciclo Rankine orgánico
EAA	Electrólisis alcalina del agua
EAM	Error absoluto medio
EAMP	Error absoluto medio porcentual
ECM	Error cuadrático medio
ECMN	Error cuadrático medio normalizado
EDAR	Estación depuradora de aguas residuales
FCN	Flujo de caja neto
FORSU	Fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos
FP	Factor de potencia
GICC	Gasificación integrada en ciclo combinado
GLP	Gas licuado del petróleo
GNS	Gas natural sintético
IA	Inteligencia artificial
ICV	Inventario del ciclo de vida
ID	Interruptor diferencial
IGA	Interruptor general automático
IR	Índice de rentabilidad
MCI	Motor de combustión interna
PCI	Poder calorífico inferior [MJ kg ⁻¹] o [MJ Nm ⁻³]
PCS	Poder calorífico superior [MJ kg ⁻¹] o [MJ Nm ⁻³]
PdC	Poder de corte
PIA	Pequeño interruptor automático
PRD	Periodo de recuperación descontado
PRS	Periodo de recuperación simple
RECM	Raíz del error cuadrático medio
RSU	Residuos sólidos urbanos
(S)FT	(Síntesis de) Fischer–Tropsch
SI	Sistema Internacional de Unidades
TG	Turbina de gas
TGCE	Turbina de gas de combustión externa
TIR	Tasa interna de rentabilidad
TPAE	Temperatura y presión ambientales estándar ($T_a = 25\text{ °C}$ y $p_a = 1\text{ bar}$)
VAN	Valor actual neto

Abreviaturas en inglés**Abbreviations in English**

AC	Alternating current
AFR	Air–fuel ratio
AI	Artificial intelligence
ANN	Artificial neural network
ASU	Air separation unit
AVR	Automatic voltage regulator
AWE	Alkaline water electrolysis
BC	Breaking capacity
BOP	Balance of plant
CB	Circuit breaker
CFD	Computational fluid dynamics
CHP	Combined heat and power
DC	Direct current
DPB	Discounted payback
DQR	Data quality rating
DTR	Decision tree regression
ECD	Electron capture detector
EFCC	Externally-fired combined cycle
EFGT	Externally-fired gas turbine
FT(S)	Fischer–Tropsch (synthesis)
GCV	Gross calorific value [MJ kg^{-1}] or [MJ Nm^{-3}]
GT	Gas turbine
GWP	Global warming potential
HHV	Higher heating value [MJ kg^{-1}] or [MJ Nm^{-3}]
HRSG	Heat recovery steam generator
ICE	Internal combustion engine
IGCC	Integrated gasification combined cycle
k -NN	k -nearest neighbors
LCA	Life cycle assessment
LCI	Life cycle inventory
LHV	Lower heating value [MJ kg^{-1}] or [MJ Nm^{-3}]
LPG	Liquefied petroleum gas
LR	Linear regression
LS-SVR	Least-square support vector regression
MAE	Mean absolute error
MAPE	Mean absolute percentage error

MCB	Miniature circuit breaker
MCFC	Molten carbonate fuel cell
ML	Machine learning
MLP	Multilayer perceptron
MSE	Mean squared error
MSW	Municipal solid waste
NCF	Net cash flow
NCV	Net calorific value [MJ kg^{-1}] or [MJ Nm^{-3}]
OFMSW	Organic fraction of municipal solid waste
ORC	Organic Rankine cycle
NDIR	Non-dispersive infrared
NMSE	Normalized mean squared error
NPV	Net present value
PAH	Polycyclic aromatic hydrocarbon
PCB	Polychlorinated biphenyl
PEMFC	Proton-exchange membrane fuel cell
PF	Power factor
PFD	Process flow diagram
PI	Profitability index
PSA	Pressure swing adsorption
RCCB	Residual current circuit breaker
RF	Random forest
RMSE	Root-mean-square error
SATP	Standard ambient temperature and pressure ($T_a = 25\text{ °C}$ and $p_a = 1\text{ bar}$)
SBR	Steam–biomass ratio
SNG	Synthetic natural gas
SOFC	Solid oxide fuel cell
SPB	Simple payback
SVM	Support vector machines
SVR	Support vector regression
TCD	Thermal conductivity detector
THD	Total harmonic distortion
TIT	Turbine inlet temperature [$^{\circ}\text{C}$]
TRL	Technology readiness level
WGS	Water-gas shift
WWTP	Waste water treatment plant

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

El calentamiento global y el agotamiento de los combustibles fósiles son las principales fuerzas impulsoras de la actual transición energética hacia una economía hipocarbónica. La creciente preocupación por la protección del medio ambiente de los efectos adversos del cambio climático está originando a escala mundial un apoyo generalizado cada vez mayor a la utilización de recursos energéticos renovables distribuidos. Las centrales eléctricas convencionales a gran escala se basan en un modelo centralizado y, por lo general, requieren el transporte de la energía eléctrica a largas distancias, con notables inconvenientes como pérdidas energéticas en las redes de transporte y distribución o una menor seguridad energética derivada de la gran dependencia de centrales eléctricas de gran tamaño. Como consecuencia, se espera que las tecnologías de generación de electricidad a pequeña escala a partir de fuentes energéticas renovables desempeñen una función cada vez más importante en los sistemas de distribución de energía eléctrica. Sin embargo, la transición hacia un sistema de generación de electricidad descentralizado se basa en la generación a pequeña escala y, a menudo, intermitente, lo que origina nuevos desafíos, como hacer coincidir la demanda con la oferta de energía eléctrica. En este contexto, la biomasa destaca como una de las pocas fuentes energéticas renovables que permiten ajustar el perfil de la oferta a la demanda. Tradicionalmente, la generación de energía eléctrica a partir de la biomasa se ha basado en el ciclo Rankine convencional, que opera con agua/vapor como fluido de trabajo y rechaza una cantidad considerable de calor residual a la atmósfera en las torres de refrigeración. No obstante, se puede lograr un uso energético más eficiente de la biomasa mediante la cogeneración distribuida. Este concepto implica la generación simultánea de energía eléctrica y térmica (a menudo abreviado CHP, por sus siglas en inglés de *combined heat and power*) de manera descentralizada, es decir, distribuida geográficamente en las proximidades de los consumidores. Dado que el transporte y el almacenamiento del calor conllevan importantes

pérdidas térmicas, la cogeneración depende en gran medida de la generación descentralizada.

Entre las iniciativas en curso para mitigar el calentamiento global, se está investigando mucho sobre el hidrógeno como vector energético alternativo a los combustibles fósiles. Hoy en día, la inmensa mayoría de la producción mundial de hidrógeno todavía depende de recursos fósiles, a costes imbatibles si las emisiones de CO₂ no son capturadas y secuestradas, en cuyo caso el hidrógeno producido se denomina convencionalmente «hidrógeno gris». Las principales fuentes de producción de hidrógeno son los procesos del reformado con vapor de hidrocarburos ligeros y la oxidación parcial en el caso de hidrocarburos más pesados, que en conjunto suponen el 78 % de la producción mundial de hidrógeno, mientras que la gasificación de carbón es responsable del 18 % restante. Alternativamente, el hidrógeno se puede producir de forma sostenible a partir de fuentes energéticas renovables, incluyendo los recursos de biomasa, lo que constituye el denominado «hidrógeno verde». El hidrógeno se puede producir en plantas industriales a gran escala o a menor escala en instalaciones de producción locales directamente donde los recursos de biomasa estén disponibles. Las principales ventajas de la producción de hidrógeno a gran escala son los menores costes debido a las economías de escala y a la ubicación cercana a las fuentes de electricidad y agua, mientras que como principal inconveniente destaca el transporte del hidrógeno a los puntos de consumo. La producción de hidrógeno renovable, cada vez más cerca de la competitividad económica, está disfrutando de un impulso político y empresarial sin precedentes, y se espera que la cantidad de políticas y proyectos favorables en todo el mundo aumente rápidamente en los próximos años.

En las últimas décadas, ha habido un gran interés en la tecnología de gasificación de biomasa para aplicaciones de cogeneración descentralizada, así como para la producción de hidrógeno renovable, a pequeña y mediana escala. La gasificación es un proceso de conversión termoquímica, mediante el cual una materia prima sólida carbonosa, como la biomasa, se oxida parcialmente mediante un agente gasificante (a menudo aire, oxígeno puro y/o vapor) y se convierte en un combustible gaseoso a través de una serie de reacciones químicas exotérmicas y endotérmicas. Este proceso permite que la mayor parte del contenido energético del combustible sólido se transfiera a la fase gaseosa, mientras que una pequeña fracción del contenido energético queda como un residuo sólido carbonoso con multitud de aplicaciones conocido como biocarbón, que se descarga como subproducto, y otra fracción líquida más pequeña incluso constituye el alquitrán, un líquido negro, espeso y viscoso altamente indeseable que puede condensarse aguas abajo en las secciones de baja temperatura de las plantas de gasificación. La conversión de un combustible sólido en un combustible gaseoso ofrece numerosas opciones para la generación de electricidad y calor, tanto en aplicaciones a pequeña como a gran escala. De hecho, una de las principales ventajas de la gasificación frente a la combustión es la gran versatilidad del gas producido, que puede utilizarse como sustituto directo del gas natural, quemarse para producir calor o alimentar motores de combustión interna o turbinas de gas para generar electricidad. La gasificación de biomasa también está

atrayendo un interés creciente para producir gases ricos en hidrógeno para la generación de electricidad mediante pilas de combustible o como materia prima para la producción de químicos sintéticos, combustibles gaseosos como el hidrógeno, el metano o el amoníaco, y combustibles líquidos utilizados por la industria automotriz como el metanol o las gasolinas.

Por otra parte, las actividades agroindustriales generan abundantes cantidades de residuos y subproductos en todo el mundo y, al mismo tiempo, demandan grandes consumos de energía eléctrica y/o térmica. Estos subproductos a menudo no se gestionan adecuadamente, lo que ocasiona notables impactos negativos en la sostenibilidad global del sector agroindustrial. En numerosas regiones alrededor de la cuenca del Mediterráneo, uno de los sectores agroindustriales con mayor importancia socioeconómica y medioambiental es el oleícola. En este sector, el rendimiento de extracción del aceite de oliva virgen en las almazaras se estima en torno al 20 % en peso. Es decir, el 80 % restante del peso total recogido en cada cosecha anual se convierte en subproductos, que incluyen hojas y tallos de olivo, huesos de aceituna y orujos, así como aguas residuales. Dicho de otro modo, el peso de estos subproductos es de hasta cuatro veces superior al del producto principal, el aceite de oliva. Cabe destacar que los subproductos del sector oleícola no solo incluyen los producidos en las almazaras, sino también los generados en los olivares durante la temporada de poda. La tecnología de gasificación de biomasa puede posibilitar un aprovechamiento eficaz y sostenible de todos estos subproductos, lo que proporcionaría a la industria oleícola la oportunidad de ser autosuficiente en términos de suministro de energía eléctrica y térmica, con el consiguiente impacto positivo en su rentabilidad económica. Además, esta tecnología abre la puerta a nuevos modelos de negocio que podrían suponer una fuente de ingresos adicional a su actividad principal, como pueden ser la producción de hidrógeno renovable o de biocarbón. Asimismo, cabe destacar que los beneficios de la tecnología de gasificación se extienden más allá de las ganancias económicas. Mediante el aprovechamiento energético de subproductos orgánicos que de otro modo se convertirían en residuos agroindustriales, esta tecnología también puede contribuir positivamente al medio ambiente, abordando los problemas de gestión de residuos y reduciendo su impacto ambiental.

En definitiva, esta Tesis Doctoral pretende aportar conocimientos novedosos sobre las aplicaciones de la gasificación de biomasa para la cogeneración y producción de hidrógeno a escala distribuida, con un marcado enfoque en el aprovechamiento energético de los residuos agroindustriales del sector oleícola. A través del establecimiento de una sólida base científica, la intención es allanar el camino para su futura comercialización, con el fin último de reemplazar potencialmente a los sistemas convencionales de producción de calor, electricidad y/o hidrógeno, que dependen de los combustibles fósiles en numerosas ocasiones. Al profundizar en estas aplicaciones, la presente Tesis Doctoral aspira a contribuir al fomento de un panorama energético asequible, seguro, sostenible y respetuoso con el medio ambiente, en consonancia con los Objetivos de Desarrollo Sostenible 7 y 13 establecidos por las Naciones Unidas en 2015.

1.1 Antecedentes del grupo de investigación

El grupo de investigación (TEP-152) posee una dilatada trayectoria en la tecnología de gasificación de biomasa para el aprovechamiento energético de residuos agroindustriales, con unos 15 años de experiencia investigadora reflejada en numerosas publicaciones científicas y en la participación activa en varios proyectos de investigación nacionales e internacionales. La línea de investigación en gasificación de biomasa surgió cuando el equipo de investigación ejercía de coordinador científico en el proyecto europeo RESOLVE,¹ que recibió una financiación de más de 1,5 M€ entre 2009 y 2012. Este proyecto concluyó con la construcción y puesta en marcha de un gasificador *downdraft* alimentado con subproductos de la industria oleícola, como desechos de poda de olivar y huesos de aceitunas. La planta de gasificación, actualmente inactiva, generaba 70 kW_e de electricidad vertida a red y tenía una potencia térmica disponible de 150 kW_t.²

Sobre la base de estos logros iniciales, el equipo de investigación ha ampliado aún más su experiencia con la tecnología de gasificación de biomasa mediante el liderazgo y participación activa en algunos proyectos de investigación internacionales recientes como OLIVEN y REFFECT AFRICA,³ ambos financiados por la Unión Europea. Esta continua dedicación y activa colaboración internacional han consolidado a la Universidad de Jaén como institución referente en la investigación sobre gasificación de biomasa en España en los últimos años. De hecho, tras realizar una búsqueda en Scopus, la base de datos de resúmenes y citas de Elsevier, utilizando las palabras claves «*Biomass gasification*» y filtrando por país España, se ha constatado que a fecha del 20 de julio de 2023, la Universidad de Jaén ocupaba el cuarto puesto a nivel nacional con 52 documentos publicados acerca de esta temática. Esta posición sitúa a la Universidad de Jaén ligeramente por detrás de instituciones de mayor tamaño como la Universidad de Sevilla con 66 documentos, la Universidad de Zaragoza con 62 documentos y el Consejo Superior de Investigaciones Científicas (CSIC) con 56 documentos. A pesar de su relativamente menor tamaño en comparación con estas instituciones, la Universidad de Jaén ha realizado importantes contribuciones en el ámbito de la gasificación de biomasa, con un número considerable de publicaciones. Es importante mencionar que, si bien no todos los trabajos de la Universidad de Jaén en este campo llevan la firma de miembros del equipo de investigación, la gran mayoría de ellos han sido desarrollados por sus integrantes.

¹Comisión Europea, *Adaptation of renewable energies technologies for the olive oil industry*. dirección: <https://cordis.europa.eu/project/id/218453/es>.

²D. Vera et al., «Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes,» *Energy Sustain. Dev.*, vol. 23, págs. 247-257, 2014. doi: [10.1016/j.esd.2014.09.011](https://doi.org/10.1016/j.esd.2014.09.011).

³Comisión Europea, *Renewable energies for Africa: Effective valorization of agri-food wastes*. dirección: <https://cordis.europa.eu/project/id/101036900/es>.

Afortunadamente, el desarrollo de esta Tesis Doctoral ha contado con el apoyo de los proyectos de investigación internacionales OLIVEN y REFFECT AFRICA, que han facilitado el acceso a una planta de gasificación a escala piloto para cogeneración a partir de residuos de biomasa agroindustrial. La planta de gasificación consta de un gasificador de lecho fijo de flujo descendente en paralelo (habitualmente denominado *downdraft*, del inglés), una unidad de acondicionamiento del gas producto y un grupo electrógeno convencional con motor de gas, también denominado más específicamente grupo motogenerador. El gasificador *downdraft* en operación autotérmica con aire como agente gasificante transforma la materia prima carbonosa en un gas combustible pobre que, tras una etapa de enfriamiento y limpieza, se utiliza para accionar un grupo electrógeno formado por un motor de cuatro tiempos de encendido provocado con cuatro cilindros en línea acoplado a un generador eléctrico síncrono trifásico.

1.2 Alcance y objetivos de la Tesis Doctoral

Los objetivos de esta Tesis Doctoral giran en torno a la generación de nuevos conocimientos científicos que apoyen el desarrollo tecnológico de la cogeneración y la producción de hidrógeno renovable a escala distribuida mediante la tecnología de gasificación de biomasa, en concreto mediante el uso de gasificadores *downdraft* alimentados con biomasa agroindustrial procedente del sector oleícola. Además, se pretende evaluar la viabilidad tecnoeconómica y el impacto medioambiental de la tecnología de gasificación de biomasa para la gestión y aprovechamiento energético de subproductos de la industria oleícola en aplicaciones de cogeneración.

Para lograr estas metas globales, se han propuesto los siguientes objetivos específicos:

- Desarrollo de una extensa revisión bibliográfica dedicada al sector de la bioenergía en el contexto de la actual transición energética global hacia un uso generalizado de fuentes energéticas de bajas emisiones de dióxido de carbono, centrándose en los recursos de biomasa agroindustrial derivados del sector oleícola.
- Desarrollo de una exhaustiva revisión bibliográfica dedicada a las tecnologías de gasificación, incluyendo antecedentes históricos, fundamentos del proceso y parámetros operativos más destacados, así como varios aspectos sobre dimensionamiento y diseño de gasificadores, enfoques disponibles para el modelado de procesos de gasificación y aplicaciones del gas producto de la gasificación.
- Evaluación experimental integral de una planta de gasificación de biomasa a escala piloto que consta de un gasificador *downdraft*, una unidad de acondicionamiento del gas producto y un grupo motogenerador. Uno de los objetivos específicos de esta Tesis Doctoral es demostrar experimentalmente la viabilidad técnica de la gasificación de orujillo peletizado para la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón a

escala distribuida en la industria oleícola. En este sentido, cabe señalar que hasta el momento se ha trabajado muy poco en la gasificación del orujillo, a pesar de la alta disponibilidad de este subproducto de la producción de aceite de oliva en los países de la cuenca del Mediterráneo. De hecho, hasta la fecha de realización de esta Tesis Doctoral, no se han podido encontrar trabajos experimentales de investigación previos sobre plantas de cogeneración a escala piloto basadas en gasificadores *downdraft* alimentados con orujillo peletizado. Además, apenas hay trabajos experimentales disponibles en la literatura científica sobre plantas de gasificación de biomasa para cogeneración a pequeña escala, y los pocos existentes a menudo carecen de balances detallados de masa y energía, discusión sobre rendimientos y pérdidas de conversión de energía, datos dinámicos de operación, así como cuantificación y caracterización fisicoquímica del biocarbón que se obtiene como subproducto.

- Aplicación de técnicas de inteligencia artificial (IA) en el ámbito de la tecnología de la gasificación de biomasa, entre las que se incluyen las redes neuronales artificiales (ANN), las máquinas de vectores de soporte (SVM) y las regresiones polinómicas. Las técnicas de IA han demostrado su superioridad frente a los modelos tradicionales en numerosas aplicaciones. Si bien la mayor parte de la actividad investigadora en este campo se ha dedicado a gasificadores de lecho fluidizado, hasta la fecha son muy pocos los trabajos en la literatura científica que han abordado la aplicación de técnicas de IA para predecir la composición del gas producto en gasificadores *downdraft*. A diferencia de los algoritmos de IA habituales, se ha demostrado que un enfoque híbrido inteligente basado en una combinación de las técnicas mencionadas anteriormente mejora la capacidad de predicción. Por ello, uno de los objetivos específicos de esta Tesis Doctoral es el desarrollo de un modelo híbrido inteligente a partir de datos experimentales para predecir la concentración de hidrógeno en el gas producto de un gasificador *downdraft* alimentado con orujillo peletizado. Mediante este trabajo, se pretende demostrar la validez de los modelos híbridos inteligentes para determinar de manera fiable los parámetros operativos de gasificadores *downdraft*.
- Modelado, optimización y evaluación tecnoeconómica de una planta de gasificación integrada para la generación de energía eléctrica a partir de residuos agroindustriales húmedos, como es el caso del alperujo resultante del proceso de extracción del aceite de oliva mediante decantadores centrífugos de dos fases, cuya humedad habitualmente se encuentra comprendida entre el 60–70 % (base húmeda). La planta propuesta consta de una peletizadora, un gasificador *downdraft* autotérmico alimentado con orujo graso seco peletizado, una unidad de acondicionamiento del gas pobre, una microturbina y un secadero de tambor rotativo. Una ventaja notable de este enfoque es que la planta de gasificación integrada podría instalarse directamente en las almazaras, evitando así los costes asociados al transporte del alperujo húmedo hacia instalaciones de procesamiento

específicas. Uno de los objetivos específicos que se plantea en esta Tesis Doctoral es determinar la viabilidad de utilizar los gases de escape calientes descargados de la microturbina para secar el alperujo húmedo que se produce de forma continua en las almazaras, de modo que una vez seco se pueda alimentar al gasificador *downdraft*. El logro de una operación autosuficiente de la planta de gasificación integrada en términos de disponibilidad de materia prima se considera un hito importante en este sentido. Asimismo, se persigue demostrar la viabilidad tecnoeconómica de este enfoque alternativo para la gestión del alperujo en las almazaras.

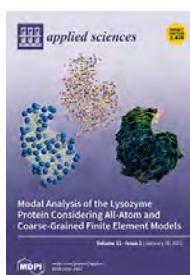
- Modelado y optimización de un electrolizador alcalino de agua alimentado mediante una planta de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado (GICC) para la producción continua y autosuficiente de hidrógeno renovable a escala distribuida. La propuesta que se persigue abordar en esta Tesis Doctoral se basa en utilizar la electrólisis alcalina del agua para producir hidrógeno de alta pureza, mientras que el oxígeno obtenido como subproducto se mezcla con aire ambiental, de forma que el aire enriquecido en oxígeno obtenido tras la mezcla se aprovecha como agente oxidante en un gasificador *downdraft* alimentado con biomasa para producir un gas producto mejorado con un poder calorífico medio. La energía eléctrica necesaria para alimentar el electrolizador se pretende suministrar mediante un ciclo combinado alimentado con el gas producto mejorado, el cual consta de una turbina de gas recuperativa como unidad superior y un ciclo Rankine orgánico subcrítico regenerativo como unidad inferior. Cabe señalar que, a pesar de que recientemente se han propuesto sistemas GICC convencionales alimentados con el gas procedente de la gasificación de biomasa con aire enriquecido con oxígeno, no existe ningún trabajo previo dedicado a la hibridación de plantas GICC alimentadas con biomasa y electrolizadores alcalinos para la producción de hidrógeno de alta pureza de forma continua y autosuficiente.
- Análisis de ciclo de vida (ACV) con alcance «de cuna a puerta» de un modelo alternativo para la gestión del alperujo en las almazaras. El modelo alternativo propuesto contempla la instalación de una planta de gasificación integrada para la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón a partir del alperujo húmedo que se produce masivamente en las propias almazaras, evitando así la necesidad de transportar este subproducto a otras instalaciones de procesamiento. Uno de los objetivos específicos de esta Tesis Doctoral es evaluar y comparar los impactos ambientales de este escenario de gestión alternativo con respecto a un escenario de referencia basado en la producción tradicional del aceite de oliva. El objetivo es determinar si el escenario de gestión alternativo que incorpora la planta de gasificación integrada contribuye a reducir el impacto ambiental de la producción del aceite de oliva y en qué medida, prestando especial atención a la categoría de impacto de cambio climático.

1.3 Contribuciones científicas

Las contribuciones científicas que se han realizado durante el transcurso de los estudios de doctorado se encuentran recogidas en las siguientes diez publicaciones, que incluyen un total de ocho artículos de investigación (referidos en el texto como [A1], [A2], ..., [A8]) publicados en revistas científicas internacionales con proceso de revisión por pares y dos capítulos de libro (referidos en el texto como [C1] y [C2]). Tanto los artículos de investigación como los capítulos de libro se presentan en orden cronológico de acuerdo con sus fechas de aceptación. Las aportaciones más relevantes constituyen capítulos separados que forman una parte integral de los principales resultados de investigación de esta Tesis Doctoral, mientras que los capítulos de libro [C1] y [C2] están incluidos en la revisión bibliográfica que se presenta en el [Capítulo 2](#) y el [Capítulo 3](#) de esta Tesis Doctoral, respectivamente.

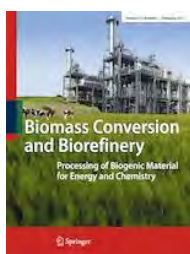
Artículos de investigación en revistas científicas revisadas por pares

[A1]



R. Aguado, D. Vera*, D.A. López-García, J.P. Torreglosa, F. Jurado
«Techno-economic assessment of a gasification plant for distributed cogeneration in the agrifood sector»
Applied Sciences, vol. 11, n.º 2, pág. 660, 2021
DOI: [10.3390/app11020660](https://doi.org/10.3390/app11020660)

[A2]



R. Aguado, D. Vera*, F. Jurado, G. Beltrán
«An integrated gasification plant for electric power generation from wet biomass: Toward a sustainable production in the olive oil industry»
Biomass Conversion and Biorefinery, págs. 1–20, 2022
DOI: [10.1007/s13399-021-02231-0](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02231-0)

[A3]



R. Aguado*, J.-L. Casteleiro-Roca, D. Vera, J.L. Calvo-Rolle
«A hybrid intelligent model to predict the hydrogen concentration in the producer gas from a downdraft gasifier»
International Journal of Hydrogen Energy, vol. 47, n.º 48, pág. 20755, 2022
DOI: [10.1016/j.ijhydene.2022.04.174](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.04.174)

[A4]



L. Fernández-Lobato, **R. Aguado**, F. Jurado, D. Vera*
«Biomass gasification as a key technology to reduce the environmental impact of virgin olive oil production: A Life Cycle Assessment approach»
Biomass & Bioenergy, vol. 165, pág. 106585, 2023
DOI: [10.1016/j.biombioe.2022.106585](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106585)

[A5]



R. Aguado, A. Escámez, F. Jurado, D. Vera*

«Experimental assessment of a pilot-scale gasification plant fueled with olive pomace pellets for combined power, heat and biochar production»

Fuel, vol. 344, pág. 128127, 2023

DOI: [10.1016/j.fuel.2023.128127](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.128127)

[A6]

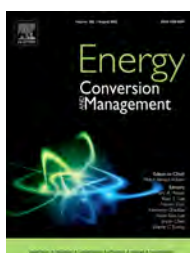


A. Rodríguez Orta, **R. Aguado Molina**, M. Sánchez Raya, D. Vera Candeas, J.A. Gómez Galán*, «Experimental validation of a wireless monitored solar still for efficient olive pomace drying and distilled water production»

Drying Technology, págs. 1–18, 2023

DOI: [10.1080/07373937.2023.2198294](https://doi.org/10.1080/07373937.2023.2198294)

[A7]



R. Aguado*, A. Baccioli, A. Liponi, D. Vera, «Continuous decentralized hydrogen production through alkaline water electrolysis powered by an oxygen-enriched air integrated biomass gasification combined cycle»

Energy Conversion and Management, vol. 289, pág. 117149, 2023

DOI: [10.1016/j.enconman.2023.117149](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117149)

[A8]



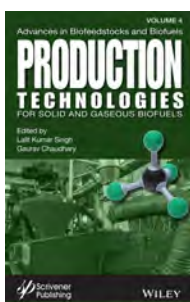
D. Sánchez-Lozano, A. Escámez, **R. Aguado**, S. Oulbi, R. Hadria, D. Vera* «Techno-economic assessment of an off-grid biomass gasification CHP plant for an olive oil mill in the region of Marrakech-Safi, Morocco»

Applied Sciences, vol. 13, n.º 10, pág. 5965, 2023

DOI: [10.3390/app13105965](https://doi.org/10.3390/app13105965)

Capítulos de libro

[C1]



R. Aguado, A. Escámez, D. Vera, D. Eliche-Quesada, L. Pérez-Villarejo*

«Biomass gasification for distributed generation and biochar production: An application to the olive oil supply chain», en *Production Technologies for Gaseous and Solid Biofuels*, L. K. Singh and G. Chaudhary, eds., vol. 4, Wiley, 2022, págs. 229–262, ISBN: 978-1-119-78583-5, DOI: [10.1002/9781119785842.ch8](https://doi.org/10.1002/9781119785842.ch8)

[C2]



R. Aguado, D. Vera, F. Jurado*, J.C. Hernández, «Mathematical modeling of biomass gasification processes», en *Bioenergy Engineering: Fundamentals, Methods, Modelling, and Applications*, K. Shadangi, P. Sarangi, K. Mohanty, I. Deniz and A. Gollakota, eds., Elsevier, 2023, págs. 1–23, ISBN: 978-0-323-98363-1, DOI: [10.1016/B978-0-323-98363-1.00009-0](https://doi.org/10.1016/B978-0-323-98363-1.00009-0)

1.4 Estructura de la Tesis Doctoral

La presente Tesis Doctoral adopta el formato de compendio de publicaciones, comúnmente denominado «tesis por artículos». Sin embargo, no se desvía excesivamente de la estructura tradicional y aún mantiene una coherencia temática bien fundamentada centrada en la tecnología de gasificación de biomasa. El trabajo presentado en esta Tesis Doctoral se estructura en nueve capítulos individuales, que se pueden agrupar en tres partes diferenciadas, según se indica a continuación.

- I. La primera parte de esta Tesis Doctoral se compone de tres capítulos, en los que se presenta una breve introducción, descripción del alcance y los objetivos de la misma ([Capítulo 1](#)), una detallada revisión bibliográfica dedicada al sector de la bioenergía enmarcada en un sector estratégico para España, y en particular para Andalucía, como es la industria oleícola ([Capítulo 2](#)), así como una exhaustiva revisión bibliográfica de la tecnología de gasificación para cogeneración y producción de hidrógeno ([Capítulo 3](#)).
- II. La segunda parte de esta Tesis Doctoral comprende cinco capítulos de resultados de investigación ([Capítulos 4–7](#)), los cuales se corresponden con artículos de investigación publicados en revistas científicas internacionales con proceso de revisión por pares, de alto impacto y calidad reconocida, e indexadas en la base de datos bibliográfica y bibliométrica Journal Citation Reports (JCR), elaborada por el Institute for Scientific Information (ISI). Estas contribuciones científicas constituyen aportaciones relevantes en el área del conocimiento en la que se enmarca la presente Tesis Doctoral (Energía y Combustibles), en línea con los criterios establecidos por la Comisión Nacional Evaluadora de la Actividad Investigadora (CNEAI). Cada capítulo de resultados de investigación está redactado en formato de artículo y es independiente. Por lo tanto, inevitablemente se han repetido algunos detalles introductorios y metodológicos. No obstante, todas las publicaciones incluidas siguen una línea argumentativa coherente y justificada, por lo que cumplen los requisitos establecidos en el Reglamento de los Estudios de Doctorado de la Universidad de Jaén para una Tesis Doctoral por compendio de publicaciones. Además, cabe señalar que todas estas publicaciones han sido aceptadas para su publicación durante el transcurso de los estudios de doctorado, en conformidad con el citado reglamento de la Universidad de Jaén.
- III. La tercera parte de esta Tesis Doctoral corresponde al último capítulo, en el que se incluye una discusión integrada y un resumen global de los resultados alcanzados, así como las conclusiones finales y propuesta de trabajos futuros.

A continuación, se presenta una breve descripción de cada capítulo:

- [CAPÍTULO 1](#) Este capítulo establece el marco general de la Tesis Doctoral y proporciona un breve resumen de la estructura y contenido del documento.

- **CAPÍTULO 2** Este capítulo proporciona una amplia revisión del sector de la bioenergía en el contexto de la actual transición energética global hacia un uso generalizado de fuentes energéticas de bajas emisiones de dióxido de carbono, con un marcado enfoque en los recursos de biomasa agroindustrial derivados del sector oleícola en España.
Publicaciones relacionadas: [A1], [A2], [A5], [A6], [A8], [C1].
- **CAPÍTULO 3** Este capítulo presenta una revisión exhaustiva de los antecedentes históricos, fundamentos del proceso y parámetros operativos más destacados de la tecnología de gasificación, así como algunos aspectos sobre el dimensionamiento y diseño de gasificadores, enfoques disponibles para el modelado de procesos de gasificación y algunas consideraciones sobre las aplicaciones del gas producto de la gasificación.
Publicaciones relacionadas: [C2].
- **CAPÍTULO 4** Este capítulo examina el funcionamiento de una planta de gasificación experimental alimentada con orujo extractado seco (orujillo) para la producción simultánea de electricidad, calor y biocarbón en la industria oleícola.
Publicaciones relacionadas: [A1], [A5], [C1].
- **CAPÍTULO 5** Este capítulo presenta un modelo de inteligencia artificial para predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de la gasificación de orujillo peletizado en un gasificador *downdraft*.
Publicaciones relacionadas: [A3].
- **CAPÍTULO 6** Este capítulo se centra en el modelado, optimización y evaluación tecnoeconómica de una planta de gasificación integrada para la generación de electricidad renovable a partir de alperujo húmedo en las inmediaciones de las almazaras.
Publicaciones relacionadas: [A2].
- **CAPÍTULO 7** Este capítulo está dedicado al modelado y optimización de una innovadora planta híbrida que consta de un electrolizador alcalino de agua alimentado por una planta de gasificación de biomasa integrada en ciclo combinado (GICC) para la producción continua y autosuficiente de hidrógeno renovable a escala distribuida.
Publicaciones relacionadas: [A7].
- **CAPÍTULO 8** Este capítulo evalúa las implicaciones medioambientales de un enfoque de gestión alternativo para los subproductos del sector oleícola mediante la metodología de análisis de ciclo de vida (ACV) con un alcance «de cuna a puerta». El enfoque de gestión alternativo consiste en instalar una planta de gasificación integrada para la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón a partir de alperujo húmedo en las proximidades de las almazaras.
Publicaciones relacionadas: [A4].
- **CAPÍTULO 9** Este último capítulo consolida los hallazgos principales, los resultados más destacados y las conclusiones generales que se han alcanzado en esta Tesis Doctoral, y

además proporciona sugerencias sobre posibles líneas de investigación futuras basadas en el trabajo realizado.

Esta Tesis Doctoral opta a la «Mención Internacional» en el título de Doctor, por lo que, de acuerdo con el Reglamento de los Estudios de Doctorado de la Universidad de Jaén, al menos el resumen y las conclusiones deben haberse redactado en la lengua extranjera habitual para la comunicación científica en su campo de conocimiento, distinta a cualquiera de las lenguas oficiales en España, que se trata del inglés. Aunque el requisito para la «Mención Internacional» se limita al resumen y las conclusiones, esta Tesis Doctoral se ha redactado íntegramente de forma bilingüe, incorporando cada capítulo tanto en español como en inglés para facilitar su lectura tanto a hispanohablantes como a anglohablantes, respectivamente. Sin embargo, se han omitido los capítulos de resultados de investigación en inglés para agilizar y simplificar el documento, reduciendo así su extensión y su complejidad. Se remite a los lectores de habla inglesa a las publicaciones correspondientes.

El español es uno de los varios idiomas globales con uso limitado en la ciencia y la tecnología, debido en gran parte a la proliferación del inglés en las publicaciones científicas. A pesar de que la Hispanoesfera abarca más de 450 millones de personas en el mundo que hablan español como primera o segunda lengua (principalmente en España, Hispanoamérica, Guinea Ecuatorial y partes de Estados Unidos), la presencia del español en la producción científica es marginal. Según las principales bases de datos, el español apenas está presente en las revistas indexadas, con un 0,5 % de los artículos en ciencias naturales y con un 2,5 % en ciencias sociales y humanas.⁴ Esto significa que cada vez más científicos hispanohablantes publican en inglés, mientras realizan su investigación y su enseñanza en español. Las revistas y artículos en español están sistemáticamente infrarrepresentados en las bases de datos del Institute for Scientific Information (ISI), la referencia científica mundial, y en clara desventaja por su menor factor de impacto, una métrica ampliamente utilizada para evaluar revistas científicas.⁵ De hecho, tan solo un 0,3 % de los artículos recogidos en las bases de datos del ISI están escritos en español.⁶ La publicación de esta Tesis Doctoral tanto en español como en inglés pretende contribuir a fomentar el uso del español en la ciencia y la tecnología, sin renunciar al amplio número de lectores que utiliza el inglés como lengua vehicular.

⁴R. E. Hamel, «El campo de las ciencias y la educación superior entre el monopolio del inglés y el plurilingüismo: elementos para una política del lenguaje en América Latina,» *Trab. linguist. apl.*, vol. 52, n.º 2, págs. 321-384, 2013. DOI: [10.1590/S0103-18132013000200008](https://doi.org/10.1590/S0103-18132013000200008).

⁵V. Vivanco Cervero, «Proyección internacional de la producción científica en español,» *Anales de Documentación*, vol. 13, págs. 275-284, 2010. dirección: <https://revistas.um.es/analesdoc/article/download/107461/102101/>.

⁶Á. Cabezas Clavijo, «El español como idioma científico: Salto al vacío o salto a la red,» *Apuntes de Ciencia y Tecnología*, vol. 34, págs. 11-13, 2010. dirección: https://www.cervantes.es/imagenes/file/biblioteca/situacion_espanol/cabezas_clavijo_2010_espanol.pdf.

CHAPTER 1

INTRODUCTION

Global warming and fossil fuel depletion are the main driving forces behind the current energy transition toward a low-carbon economy. The growing concerns on safeguarding the environment from the adverse effects of climate change have triggered an increasing support for the use of renewable energy resources worldwide. As a result of the growing energy demands and environmental awareness, distributed and decentralized electricity generation technologies are crucial. Conventional large-scale power plants are centralized and usually require electric power to be transported over long distances, with remarkable drawbacks such as line and power conversion losses in the transmission and distribution network or a heavy dependence on utility-scale power plants. As a consequence, small-scale electricity generation technologies from renewable energy sources are expected to play an increasingly more important role for the electric power distribution system. However, the transition toward a decentralized power generation system relies on small-scale and often intermittent generation, bringing new challenges such as matching the demand with supply. In this context, biomass resources stand out as one of the few dispatchable renewable energy sources that are able to accommodate energy demand profiles. Traditional electric power generation from biomass resources is based on the conventional Rankine cycle, which operates with water/steam as working fluid and rejects a considerable amount of waste heat to the atmosphere through the use of cooling towers. By contrast, a more efficient energy use of biomass resources can be achieved through distributed combined heat and power (CHP), also known as cogeneration. This concept involves the simultaneous generation of electricity and useful heat in a decentralized manner, namely, geographically distributed over the area that is serviced and in close proximity to the end-consumers. As heat transmission and storage is the source of substantial thermal energy losses, cogeneration is heavily dependent on decentralized generation.

Among the ongoing initiatives to mitigate global warming, a great deal of research is being conducted on hydrogen as an alternative energy carrier to fossil fuels. Nowadays, the overwhelming majority of the world's hydrogen production still relies on fossil resources, at unbeatable costs if the CO₂ emissions are not captured and sequestered, in which case the hydrogen produced is conventionally termed «gray hydrogen». The main sources of hydrogen production are the processes of steam reforming of light hydrocarbons and partial oxidation of heavier hydrocarbons, which together account for 78% of the global hydrogen production, while coal gasification is responsible for the remaining 18%. Alternatively, hydrogen can be sustainably produced from renewable energy sources, including biomass resources, which constitutes the so-called «green hydrogen». Hydrogen can be produced in large-scale industrial plants or on a smaller scale in local production facilities directly where the biomass resources are available. The main advantages of large-scale hydrogen production are lower costs due to economies of scale and location close to sources of electricity and water, whereas a major drawback is transportation of hydrogen to the points of consumption. Renewable hydrogen production is quickly approaching economic competitiveness and enjoying unprecedented political and business momentum, with the number of favorable policies and projects worldwide expected to increase rapidly in the forthcoming years.

Over the past few decades, there has been substantial interest in biomass gasification technology for decentralized cogeneration applications, as well as for renewable hydrogen production, at small and medium scales. Gasification is a thermochemical conversion process, whereby a carbonaceous solid feedstock such as biomass is partially oxidized by a gasifying agent (often air, pure oxygen and/or steam) and converted into a gaseous fuel through a series of exothermic and endothermic chemical reactions. This process allows most of the energy content of the solid fuel to be transferred to the gas phase, while a minor fraction of the energy content remains as a multipurpose carbonaceous solid residue known as biochar, which is discharged as a by-product, and another even smaller liquid fraction constitutes the tar, a highly undesirable black, thick, viscous liquid that may condense downstream in the low-temperature sections of a gasification plant. The conversion of a solid fuel into a gaseous fuel provides a wider choice of heat and power generation from small- to large-scale applications. In fact, one of the main advantages of gasification over combustion is the great versatility of the product gas, which can be used as a direct substitute for natural gas, burned to produce heat, or fueled to internal combustion engines or gas turbines to generate electricity. Biomass gasification is also attracting increasing interest to produce hydrogen-rich gases for electricity generation in fuel cells or as raw material in the production of synthetic chemicals, gaseous fuels such as hydrogen, methane or ammonia, and liquid fuels used by the automotive industry such as methanol or gasolines.

On the other hand, agroindustrial activities generate abundant amounts of waste and by-products worldwide and, at the same time, demand large consumption of electrical and/or

thermal energy. These by-products are often mismanaged, leading to remarkable negative impacts on the overall sustainability of the agroindustrial sector. In numerous regions around the Mediterranean basin, one of the agroindustrial sectors with the greatest socioeconomic and environmental importance is olive oil production. In this sector, the yield of virgin olive oil after extraction in oil mills is estimated at around 20% by weight. Thus, the remaining 80% of the total weight collected during each annual harvest becomes by-products, including olive leaves and twigs, olive pits, olive pomace, as well as olive mill waste water. In other words, the weight of these by-products is up to four times that of the main product, olive oil. Worthy of note is that the by-products of the olive oil sector not only include those produced in oil mills, but also those generated in the olive groves during the pruning season. The biomass gasification technology can enable an efficient and sustainable utilization of all these by-products, providing the olive oil industry with the opportunity to become self-sufficient in terms of electrical and thermal energy supply, thereby positively impacting its economic profitability. Furthermore, this technology opens up possibilities for new business models that may serve as additional sources of income alongside their core activities, such as renewable hydrogen production or biochar production. Likewise, it is also noteworthy that the benefits of gasification technology extend beyond economic gains. Through the energy utilization of organic by-products that would otherwise become agroindustrial waste, this technology can also contribute positively to the environment, addressing waste management issues and reducing their potential environmental impact.

Summarily, this Doctoral Thesis seeks to provide novel insights into the applications of biomass gasification for cogeneration and hydrogen production on a distributed scale, with a marked focus on the energy utilization of agroindustrial waste from the olive sector. Through the establishment of a robust scientific groundwork, the intention is to pave the way for its future commercialization, potentially replacing conventional heat, power and/or hydrogen production systems, which rely on fossil fuels in numerous instances. By delving into these applications, this Doctoral Thesis aspires to make a valuable contribution to fostering an affordable, safe, sustainable and environmentally friendly energy landscape, in line with the Sustainable Development Goals 7 and 13 established by the United Nations in 2015.

1.1 Background of the research group

The research group (TEP-152) has a robust background in biomass gasification technology for energy utilization of agroindustrial waste, with about 15 years of extensive research experience reflected in numerous scientific publications and active involvement in several national and international research projects. The line of research in biomass gasification emerged when the research team served as the scientific coordinator for the RESOLIVE

project,¹ which received funding of over 1.5 M€ between 2009 and 2012. This project led to the successful construction and operation of a downdraft gasifier fueled with by-products from the olive industry, such as olive pruning waste and olive pits. The gasification plant, which is currently inactive, generated 70 kW_e of electricity delivered to the grid and had an available thermal power of 150 kW_{th}.²

Building upon these initial achievements, the research team has further expanded their expertise in biomass gasification technology through leadership and active participation in some recent international research projects such as OLIVEN and REFFECT AFRICA,³ both funded by the European Union. This continued dedication and active international collaboration have consolidated the University of Jaén as a leading institution in biomass gasification research within Spain in recent years. Indeed, a search in Elsevier's abstract and citation database Scopus using the keywords «Biomass gasification» and filtering for Spain by country reveals that the University of Jaén ranked fourth at a national level with 52 documents as of July 20, 2023. This position places the University of Jaén closely behind larger institutions such as the University of Seville with 66 documents, the University of Zaragoza with 62 documents, and the Spanish National Research Council (CSIC) with 56 documents. Despite its relatively smaller size compared to these institutions, the University of Jaén has made significant contributions to the field of biomass gasification with its substantial number of publications. It should be noted that even though not all publications of the University of Jaén in this field of knowledge have been authored by the research group members, the vast majority of these have been developed by members of their team.

Fortunately, the development of this Doctoral Thesis has been supported by the international research projects OLIVEN and REFFECT AFRICA, which have provided access to a pilot-scale gasification plant for combined heat and power generation from agroindustrial waste biomass. The gasification plant includes a throatless downdraft fixed-bed gasifier, a producer gas conditioning unit and a conventional gas engine-generator set. The downdraft gasifier under autothermal operation with air as a gasifying agent converts the carbonaceous feedstock into producer gas, a lean fuel gas that, after a cooling and cleaning stage, is used to drive an engine-generator set consisting of an inline four-cylinder four-stroke spark-ignition engine coupled to a three-phase synchronous electric generator.

¹European Commission, *Adaptation of renewable energies technologies for the olive oil industry*. [Online]. Available: <https://cordis.europa.eu/project/id/218453/en>.

²D. Vera *et al.*, «Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 23, pp. 247–257, 2014. DOI: 10.1016/j.esd.2014.09.011.

³European Commission, *Renewable energies for Africa: Effective valorization of agri-food wastes*. [Online]. Available: <https://cordis.europa.eu/project/id/101036900/en>.

1.2 Scope and objectives of the Doctoral Thesis

The main objectives of this Doctoral Thesis revolve around generating novel scientific insights to support the technological development of cogeneration and renewable hydrogen production on a distributed scale through the biomass gasification technology, specifically through the use of downdraft gasifiers fueled with agroindustrial biomass from the olive sector. Furthermore, the Doctoral Thesis aims to assess the techno-economic viability and the environmental impact of biomass gasification technology for the management and energy utilization of by-products from the olive oil industry in CHP applications.

In order to achieve these global goals, the following specific objectives have been proposed:

- Development of an extensive literature review of the bioenergy sector in the context of the current global energy transition toward a widespread use of low-carbon energy sources, focusing on agroindustrial biomass resources derived from the olive oil sector.
- Development of an exhaustive literature review dedicated to gasification technologies, including historical background, process fundamentals, and most influential operating parameters, as well as various aspects on gasifier sizing and design, available approaches for modeling gasification processes, and applications of the product gas from gasification.
- Comprehensive experimental evaluation of a pilot-scale biomass gasification plant consisting of downdraft gasifier, a producer gas conditioning unit, and an engine-generator set. One of the specific objectives of this Doctoral Thesis is to experimentally demonstrate the technical feasibility of gasifying exhausted olive pomace pellets for combined power, heat and biochar production on a distributed scale in the olive oil industry. In this regard, it should be noted that to date very little work has been done on gasification of olive pomace, despite the large supply of this by-product from olive oil production in the countries surrounding the Mediterranean basin. Indeed, up to the date of completion of this Doctoral Thesis, no previous experimental research work on pilot-scale CHP plants based on downdraft gasifiers fueled with exhausted olive pomace pellets is known. In addition, there are hardly any experimental works available in the scientific literature on small-scale biomass gasification CHP plants, and the few that do exist often lack detailed mass and energy balances, discussions of energy conversion yields and losses, dynamic operational data, as well as quantification and physicochemical characterization of the biochar obtained as a by-product.
- Application of artificial intelligence (AI) techniques in the field of biomass gasification technology, including artificial neural networks (ANN), support vector machines (SVM) and polynomial regressions. AI techniques have proven to outperform traditional models in numerous applications. Although most of the research activity in this field has been dedicated to fluidized bed gasifiers, to date there are very few works in the scientific

literature that have addressed the application of AI techniques to predict the composition of the producer gas in downdraft gasifiers. Unlike ordinary AI algorithms, a hybrid intelligent approach based on a combination of the aforementioned techniques has demonstrated enhanced prediction capabilities. Hence, one of the specific objectives of this Doctoral Thesis is to develop a hybrid intelligent model based on experimental data to predict the concentration of hydrogen in the producer gas from a downdraft gasifier fueled with exhausted olive pomace pellets. Through this research, the aim is to showcase the reliability of hybrid intelligent models in determining the operating parameters of downdraft gasifiers.

- Modeling, optimization and technoeconomic assessment of an integrated gasification plant for electric power generation from wet agroindustrial waste, as is the case of the wet olive pomace resulting from the olive oil extraction process using two-phase decanter centrifuges, the moisture content of which is usually is between 60–70% (wet basis). The proposed plant consists of a pelletizer, an autothermal downdraft gasifier fueled with dried olive pomace pellets, a producer gas conditioning unit, a microturbine and a rotary drum dryer. A remarkable advantage of this approach is that the integrated gasification plant could be installed directly at oil mills, thereby avoiding the costs associated with transportation of the wet pomace to dedicated processing facilities. A specific objective of this Doctoral Thesis is to determine the feasibility of using the hot exhaust gases discharged from the microturbine to dry the wet pomace that is continuously produced in the oil mills, so that once dried it can be fueled to the downdraft gasifier. The achievement of a self-sufficient operation of the integrated gasification plant in terms of feedstock availability is considered a significant milestone in this regard. Furthermore, the Doctoral Thesis aims to demonstrate the techno-economic viability of this alternative approach for management of the wet pomace in oil mills.
- Modeling and optimization of an alkaline water electrolyzer powered by an integrated biomass gasification combined cycle (IGCC) plant for continuous and self-sufficient production of renewable hydrogen on a distributed scale. The proposed approach in this Doctoral Thesis involves using alkaline water electrolysis to produce high-purity hydrogen, while the oxygen obtained as a by-product is mixed with ambient air, so that the oxygen-enriched air obtained after mixing is used as an oxidizing agent in a biomass-fueled downdraft gasifier to yield an upgraded producer gas with a medium calorific value. The electrical energy required to power the electrolyzer is intended to be supplied by a combined cycle fueled with the upgraded producer gas, which consists of a recuperative gas turbine as topping unit and a regenerative subcritical organic Rankine cycle as bottoming unit. It is worth noting that even though conventional biomass-fueled IGCC systems based on oxygen-enriched air gasification have recently been proposed, there is no previous work aimed at hybridization of biomass IGCC plants and alkaline

water electrolyzers for continuous and self-sufficient production of high-purity hydrogen.

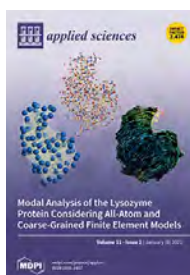
- Life cycle assessment (LCA) with a «cradle-to-gate» scope of an alternative management model for the wet olive pomace in oil mills. The proposed alternative model involves the installation of an integrated gasification plant for combined power, heat and biochar production from the wet pomace that is massively produced onsite, thus avoiding the need for transportation of this by-product to dedicated processing facilities. One of the specific objectives of this Doctoral Thesis is to evaluate and compare the environmental impacts of this alternative management scenario with respect to a reference scenario based on traditional olive oil production. The aim is to determine whether and the extent to which the alternative management scenario incorporating the integrated gasification plant contributes to a reduction in the environmental impact of olive oil production, with a particular focus on the impact category of climate change.

1.3 Scientific contributions

The scientific contributions made during the course of the doctoral studies are listed in the following ten publications, which include a total of eight research articles (referred to in the text as [A1], [A2], ..., [A8]) published in international peer-reviewed scientific journals and two book chapters (referred to in the text as [C1] and [C2]). Both the research articles and book chapters are presented in chronological order based on their acceptance dates. The most significant contributions constitute separate chapters that form an integral part of the primary research outcomes of this Doctoral Thesis. The book chapters [C1] and [C2] are included within the literature review presented in [Chapter 2](#) and [Chapter 3](#) of this Doctoral Thesis, respectively.

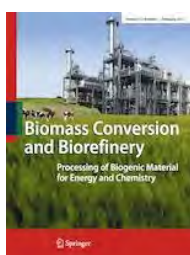
Research articles in peer-reviewed scientific journals

[A1]



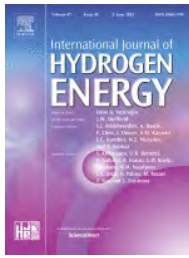
R. Aguado, D. Vera*, D.A. López-García, J.P. Torreglosa, F. Jurado
«Techno-economic assessment of a gasification plant for distributed cogeneration in the agrifood sector»
Applied Sciences, vol. 11, no. 2, p. 660, 2021
DOI: [10.3390/app11020660](https://doi.org/10.3390/app11020660)

[A2]



R. Aguado, D. Vera*, F. Jurado, G. Beltrán
«An integrated gasification plant for electric power generation from wet biomass: Toward a sustainable production in the olive oil industry»
Biomass Conversion and Biorefinery, pp. 1–20, 2022
DOI: [10.1007/s13399-021-02231-0](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02231-0)

[A3]



R. Aguado*, J.-L. Casteleiro-Roca, D. Vera, J.L. Calvo-Rolle

«A hybrid intelligent model to predict the hydrogen concentration in the producer gas from a downdraft gasifier»

International Journal of Hydrogen Energy, vol. 47, no. 48, p. 20755, 2022

DOI: [10.1016/j.ijhydene.2022.04.174](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.04.174)

[A4]



L. Fernández-Lobato, **R. Aguado**, F. Jurado, D. Vera*

«Biomass gasification as a key technology to reduce the environmental impact of virgin olive oil production: A Life Cycle Assessment approach»

Biomass & Bioenergy, vol. 165, p. 106585, 2023

DOI: [10.1016/j.biombioe.2022.106585](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106585)

[A5]



R. Aguado, A. Escámez, F. Jurado, D. Vera*

«Experimental assessment of a pilot-scale gasification plant fueled with olive pomace pellets for combined power, heat and biochar production»

Fuel, vol. 344, p. 128127, 2023

DOI: [10.1016/j.fuel.2023.128127](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.128127)

[A6]

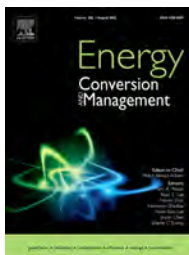


A. Rodríguez Orta, **R. Aguado Molina**, M. Sánchez Raya, D. Vera Candeas, J.A. Gómez Galán*, «Experimental validation of a wireless monitored solar still for efficient olive pomace drying and distilled water production»

Drying Technology, pp. 1–18, 2023

DOI: [10.1080/07373937.2023.2198294](https://doi.org/10.1080/07373937.2023.2198294)

[A7]



R. Aguado*, A. Baccioli, A. Liponi, D. Vera, «Continuous decentralized hydrogen production through alkaline water electrolysis powered by an oxygen-enriched air integrated biomass gasification combined cycle»

Energy Conversion and Management, vol. 289, p. 117149, 2023

DOI: [10.1016/j.enconman.2023.117149](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117149)

[A8]



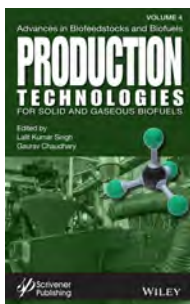
D. Sánchez-Lozano, A. Escámez, **R. Aguado**, S. Oulbi, R. Hadria, D. Vera* «Techno-economic assessment of an off-grid biomass gasification CHP plant for an olive oil mill in the region of Marrakech-Safi, Morocco»

Applied Sciences, vol. 13, no. 10, p. 5965, 2023

DOI: [10.3390/app13105965](https://doi.org/10.3390/app13105965)

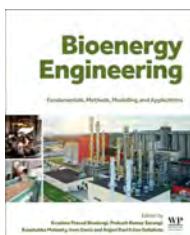
Book chapters

[C1]



R. Aguado, A. Escámez, D. Vera, D. Eliche-Quesada, L. Pérez-Villarejo* «Biomass gasification for distributed generation and biochar production: An application to the olive oil supply chain», in *Production Technologies for Gaseous and Solid Biofuels*, L. K. Singh y G. Chaudhary, Eds., vol. 4, Wiley, 2022, pp. 229–262, ISBN: 978-1-119-78583-5, DOI: [10.1002/9781119785842.ch8](https://doi.org/10.1002/9781119785842.ch8)

[C2]



R. Aguado, D. Vera, F. Jurado*, J.C. Hernández, «Mathematical modeling of biomass gasification processes», in *Bioenergy Engineering: Fundamentals, Methods, Modelling, and Applications*, K. Shadangi, P. Sarangi, K. Mohanty, I. Deniz y A. Gollakota, Eds., Elsevier, 2023, pp. 1-23, ISBN: 978-0-323-98363-1, DOI: [10.1016/B978-0-323-98363-1.00009-0](https://doi.org/10.1016/B978-0-323-98363-1.00009-0)

1.4 Structure of the Doctoral Thesis

This Doctoral Thesis adopts a collection of publications format, commonly referred to as a «article-based thesis». However, it does not deviate excessively from the traditional structure and still maintains a well-founded thematic coherence centered around biomass gasification technology. The work presented in this Doctoral Thesis is structured into nine individual chapters, which can be grouped into three different parts, as indicated below.

- I. The first part of this Doctoral Thesis is made up of three chapters, which include a concise outline of the structure, scope and objectives of this Doctoral Thesis ([Chapter 1](#)), an overview of the bioenergy sector within the context of a strategic sector for Spain, and in particular for Andalusia, such as the olive oil industry ([Chapter 2](#)), as well as a comprehensive review of the gasification technology for cogeneration and hydrogen production ([Chapter 3](#)).
- II. The second part of this Doctoral Thesis comprises five chapters of research results ([Chapters 4–7](#)), which correspond to research articles published in international peer-reviewed scientific journals of high impact and recognized quality, and indexed in the bibliographic and bibliometric database Journal Citation Reports (JCR), compiled by the Institute for Scientific Information (ISI). These scientific contributions are relevant within the field in which this Doctoral Thesis is framed (Energy & Fuels), aligning with the criteria established by the National Commission for the Evaluation of Research Activity (CNEAI). Each chapter of research results is written in article format and is self-contained. Therefore, some introductory and methodological details have inevitably been repeated. However, all of the included publications adhere to a consistent and justified line of argument, fulfilling the requirements outlined in the Regulations for

Doctoral Studies of the University of Jaén for a Doctoral Thesis as collection of publications. In addition, it is worth noting that all the included publications were accepted for publication during the course of the doctoral studies, in compliance with the aforementioned regulations of the University of Jaén.

- III. The third part of this Doctoral Thesis corresponds to the last chapter ([Chapter 9](#)), which includes an integrated discussion and global summary of the results achieved, as well as the final conclusions and proposals for future work.

Below is a brief description of each chapter:

- [CHAPTER 1](#) This chapter sets the overall framework of the Doctoral Thesis and provides a brief outline of the structure and content of the document.
- [CHAPTER 2](#) This chapter provides an extensive overview of the bioenergy sector in the context of the current global energy transition efforts toward widespread use of low-carbon energy sources, with a marked focus on the agroindustrial biomass resources derived from the olive oil sector in Spain. Related publications: [\[A1\]](#), [\[A2\]](#), [\[A5\]](#), [\[A6\]](#), [\[A8\]](#), [\[C1\]](#).
- [CHAPTER 3](#) This chapter presents a comprehensive review on the historical background, process fundamentals and most influential operating parameters of the gasification technology, as well as some aspects on gasifier sizing and design, available approaches for modeling gasification processes, and applications of the product gas from gasification. Related publications: [\[C2\]](#).
- [CHAPTER 4](#) This chapter examines the performance of an experimental gasification plant fueled with exhausted olive pomace pellets for the concurrent production of electricity, heat and biochar in the olive oil industry. Related publications: [\[A1\]](#), [\[A5\]](#), [\[C1\]](#).
- [CHAPTER 5](#) This chapter presents an artificial intelligence model to predict the hydrogen concentration in the producer gas from gasification of exhausted olive pomace pellets in a downdraft gasifier. Related publications: [\[A3\]](#).
- [CHAPTER 6](#) This chapter focuses on the modeling, optimization, and technoeconomic assessment of an integrated gasification plant designed for renewable power generation from wet olive pomace in close proximity to oil mills. Related publications: [\[A2\]](#).
- [CHAPTER 7](#) This chapter is dedicated to the modeling and optimization of an innovative hybrid plant consisting of an alkaline water electrolyzer powered by an integrated biomass gasification combined cycle (IGCC) plant for continuous and self-sufficient production of renewable hydrogen on a distributed scale. Related publications: [\[A7\]](#).
- [CHAPTER 8](#) This chapter evaluates the environmental implications of an alternative management approach for by-products from the olive sector through the life cycle assessment (LCA) methodology with a «cradle to gate» scope. The alternative

management approach involves installing an integrated gasification plant for combined power, heat and biochar production from wet olive pomace in close proximity to oil mills. Related publications: [A4].

- **CHAPTER 9** This last chapter consolidates the primary findings, most outstanding results and overall conclusions that have been achieved in this Doctoral Thesis, and also outlines suggestions for potential future research directions based on the work conducted.

This Doctoral Thesis opts for the «International Mention» in the degree of Doctor of Philosophy (PhD). Therefore, in accordance with the Regulations for Doctoral Studies of the University of Jaén, at least the abstract and the conclusions must have been written in the usual foreign language for scientific communication in their field of knowledge, other than any of the official languages in Spain, which is English. Although the requirement for the «International Mention» is limited to the abstract and conclusions, this Doctoral Thesis has been written entirely bilingually, incorporating each chapter in both Spanish and English to facilitate reading for both Spanish speakers and English speakers, respectively. However, the chapters of research results in English have been omitted to streamline the document, thereby reducing its length and complexity. English-speaking readers are referred to the corresponding publications.

Spanish is one of several global languages with limited use in science and technology, due in large part to the proliferation of English in scientific publishing. Despite the fact that the Hispanosphere encompasses more than 450 million people in the world who speak Spanish as their first or second language (mainly in Spain, Hispanic America, Equatorial Guinea, and portions of the United States), the presence of Spanish in scientific production is marginal. According to the main databases, Spanish is barely present in indexed journals, with 0.5% of articles in natural sciences and 2.5% in social and human sciences.⁴ This means that more and more Spanish-speaking scientists publish in English, while conducting their research and teaching in Spanish. Journals and articles in Spanish are systematically underrepresented in the databases of the Institute for Scientific Information (ISI), the world scientific reference, and are at a clear disadvantage due to their lower impact factor, a widely used metric for evaluating scientific journals.⁵ In fact, only 0.3% of the articles collected in the ISI databases are written in Spanish.⁶ The publication of this Doctoral Thesis in both Spanish and English aims at contributing to promote the use of Spanish in science and technology, without giving up the broad readership that uses English as *lingua franca*.

⁴R. E. Hamel, «El campo de las ciencias y la educación superior entre el monopolio del inglés y el plurilingüismo: elementos para una política del lenguaje en América Latina», *Trab. linguist. apl.*, vol. 52, no. 2, pp. 321–384, 2013. DOI: [10.1590/S0103-18132013000200008](https://doi.org/10.1590/S0103-18132013000200008).

⁵V. Vivanco Cervero, «Proyección internacional de la producción científica en español», *Anales de Documentación*, vol. 13, pp. 275–284, 2010. [Online]. Available: <https://revistas.um.es/analesdoc/article/download/107461/102101/>.

⁶Á. Cabezas Clavijo, «El español como idioma científico: Salto al vacío o salto a la red», *Apuntes de Ciencia y Tecnología*, vol. 34, pp. 11–13, 2010. [Online]. Available: https://www.cervantes.es/imagenes/file/biblioteca/situacion_espanol/cabezas_clavijo_2010_espanol.pdf.

POTENCIAL BIOENERGÉTICO DEL SECTOR OLEÍCOLA

Este capítulo proporciona una amplia revisión del sector de la bioenergía en el contexto de la actual transición energética global hacia un uso generalizado de fuentes energéticas de bajas emisiones de dióxido de carbono, con un marcado enfoque en los recursos de biomasa agroindustrial derivados del sector oleícola. Inicialmente, se discute la importancia de la energía en la sociedad contemporánea, así como los desafíos asociados a las fuentes energéticas convencionales y la imperativa necesidad del avance tecnológico y el despliegue de fuentes energéticas renovables, entre las que destaca la bioenergía. Posteriormente, se presenta una visión general del sector energético, con estadísticas y balances energéticos globales, junto con información sobre los panoramas energéticos de España y Andalucía. A continuación, se proporciona una evaluación integral del sector global de la bioenergía, profundizando en los balances energéticos globales y examinando la influencia de la bioenergía en áreas claves como la calefacción, la generación de electricidad y el transporte. En la última sección, el enfoque se traslada al sector oleícola, proporcionando información estadística sobre el cultivo del olivar y la producción de aceite de oliva en diferentes escalas geográficas. Finalmente, el capítulo profundiza en la caracterización de los recursos de biomasa derivados del sector oleícola, aportando más información sobre el potencial bioenergético de este cultivo.

2.1 Energía y desarrollo socioeconómico

La supervivencia de la humanidad en un futuro cercano está condicionada por los cambios físicos, químicos y biológicos causados por las actividades humanas en su entorno natural. La energía, en sus diversas formas, desempeña una función crucial en las actividades de todos los seres vivos del planeta. A lo largo de la historia, los seres humanos han dependido de diversas

fuentes y formas de energía para lograr un mayor grado de bienestar. La correlación entre los avances tecnológicos y el mayor consumo energético es evidente.

En el amplio periodo comprendido entre la aparición de las primeras civilizaciones hasta las economías modernas, el consumo energético per cápita siempre fue bajo y se basó principalmente en el trabajo muscular animal y humano, el uso del calor liberado durante la combustión de biomasa y el aprovechamiento de las corrientes de agua y viento. Sin embargo, la Revolución Industrial iniciada en el siglo XVIII en Inglaterra trajo inevitablemente una serie de transformaciones energéticas que alteraron los patrones imperantes de consumo y producción de energía, dando lugar a una intensa demanda energética que ha crecido drásticamente en las últimas décadas. El tremendo avance resultante de este proceso de transformaciones económicas, sociales y tecnológicas, conocido como Revolución Industrial, habría sido imposible sin el progresivo reemplazo de las fuentes energéticas hasta entonces disponibles por el carbón y luego por el petróleo, produciéndose una sustitución de fuentes energéticas renovables por no renovables.

La energía es esencial para el crecimiento económico moderno. Sin energía, no es posible el desarrollo. Por este motivo, las fuentes de energía han sido cruciales para determinar la localización industrial. Las primeras industrias se concentraron en regiones abundantes en yacimientos de carbón. Sin embargo, debido a la conveniencia del transporte de energía en la actualidad, las actividades industriales ya no están restringidas a la proximidad de las regiones productoras de energía. Asimismo, el consumo energético es uno de los indicadores claves para medir el grado de desarrollo económico y el bienestar general de una sociedad. La demanda energética está directamente relacionada con el PIB, la capacidad industrial y el nivel de vida de la población de un país. En consecuencia, se prevé un crecimiento considerable del consumo energético para los próximos años. Este aumento en el consumo energético se atribuye en gran medida a los siguientes factores:

- Aumento de la población mundial. En las actuales proyecciones de crecimiento demográfico y consumo energético publicadas por diferentes organismos internacionales, como la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos (OCDE) o las Naciones Unidas (ONU), así como organismos privados, como el Consejo Mundial de la Energía, se señala un incremento significativo de la población y del consumo energético en los próximos años, aunque más lentamente que en el pasado reciente. Las proyecciones indican que la población mundial puede llegar a aproximadamente 8500 millones para 2030, con unas 1180 millones personas más durante las dos décadas siguientes y 2680 millones más para finales de siglo, alcanzando finalmente un total de 9700 millones en 2050 y 11 200 millones en 2100 [1, 2]. El crecimiento de la población mundial depende en gran medida de la evolución de la fecundidad (número de hijos por mujer) en los próximos años. La Fig. 2.1 presenta varias proyecciones elaboradas por la ONU en función de este parámetro.

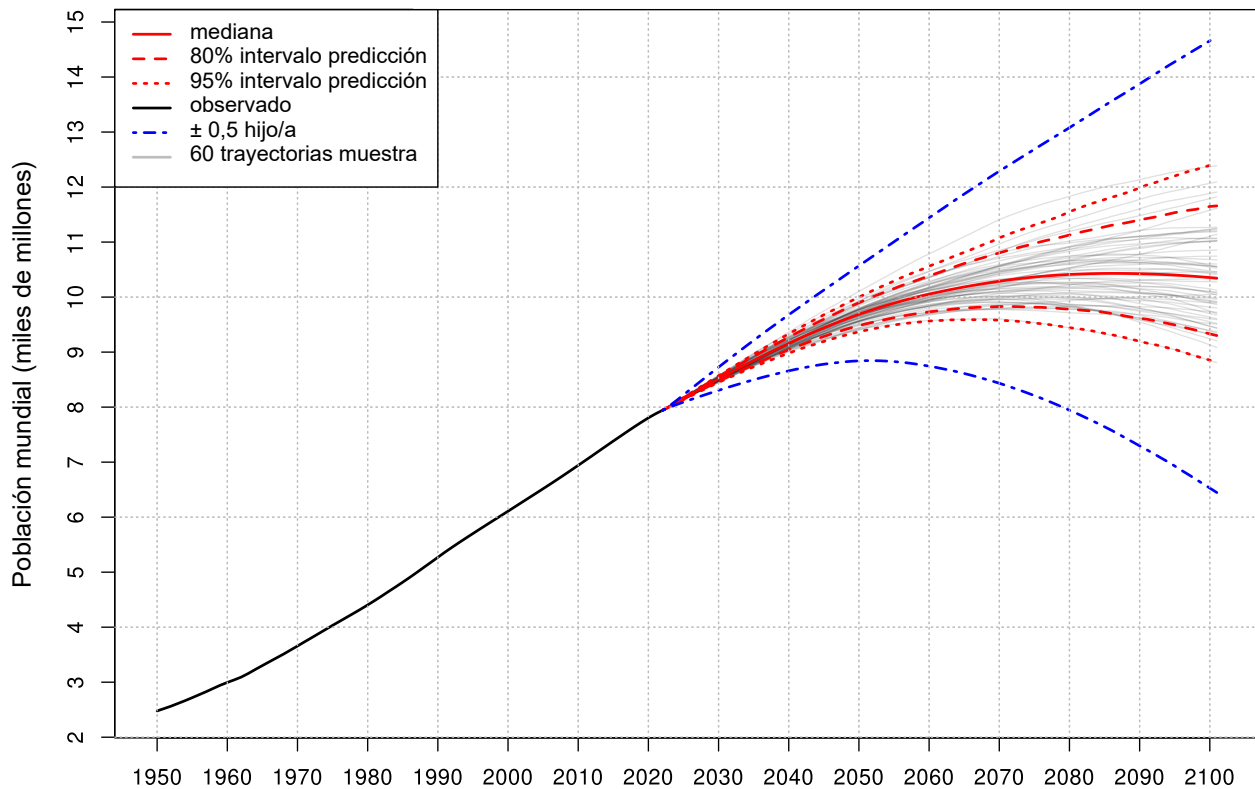


FIGURA 2.1: Proyecciones de población mundial basadas en estimaciones probabilísticas de la fecundidad y la esperanza de vida al nacer.

FUENTE: Traducido de la Organización de Naciones Unidas, DESA, División de Población [1].

- Aumento del consumo energético per cápita, especialmente en países subdesarrollados y en vías de desarrollo. Los habitantes de países desarrollados, que gozan de un elevado consumo energético per cápita, disfrutan de un nivel de vida y bienestar más avanzado. Este desequilibrio induce a las sociedades de economías emergentes (China, India, Corea, Brasil...) a acercarse a los modelos socioeconómicos imperantes en las sociedades más avanzadas, lo que implica importantes expectativas en el aumento de su consumo energético.
- Concentración de la población alrededor de grandes centros de población. Se espera que la proporción de la población mundial que vive en pueblos y ciudades aumente hasta casi el 70 % para 2050 [2]. La urbanización está relacionada con un aumento adicional de la demanda energética per cápita.

Las fuentes energéticas son esenciales para la economía y el desarrollo social. Sin embargo, todas ellas producen, en mayor o menor medida, un impacto sobre el medio natural. El alcance del impacto ambiental del uso de la energía (emisiones de óxidos de carbono, nitrógeno y azufre, partículas en suspensión, residuos radiactivos...) depende en gran medida de las fuentes de producción de energía y de las tecnologías utilizadas para la transformación y el consumo de energía. Por ello, las políticas energéticas, especialmente en los países más desarrollados, están condicionadas por la presión social y los compromisos internacionales. A estas preocupaciones

hay que añadir la sostenibilidad del modelo energético actual, que se enfrenta a desafíos importantes debido a la limitación de las fuentes energéticas en un contexto de creciente consumo energético global. Por lo tanto, el sector energético cuenta con una importancia geopolítica y geoeconómica inmensa. La distribución desigual de los recursos naturales, en particular el petróleo, el gas natural y el uranio, en todo el mundo agrava aún más las disparidades entre países en términos de acceso a energía asequible. La diferencia entre ser excedentario o deficitario de energía es crucial en el plano económico y también determina el grado de dependencia externa de un país o región desde un punto de vista estratégico.

2.2 Estadísticas y balances energéticos

El término «energía» proviene de la palabra griega ἐνέργεια (*enérgeia*) y adopta varias definiciones relacionadas con la acción, la transformación y la iniciación del movimiento. En el campo de la física, la energía se define comúnmente como la capacidad de un cuerpo para realizar un trabajo. Es una propiedad escalar dependiente de la posición y la velocidad relativa de las partículas elementales. Sin embargo, desde un punto de vista tecnológico y económico, el término se refiere a un recurso natural, junto con la tecnología asociada para su extracción, transformación y aprovechamiento industrial o económico.

Las fuentes energéticas son los recursos naturales de los que se extrae la energía, cuya clasificación puede realizarse atendiendo a su aplicabilidad en cada momento y lugar:

- **Energía primaria.** Se refiere a la energía extraída directamente de la naturaleza sin sufrir transformaciones por medios técnicos, como por ejemplo combustibles sólidos, líquidos o gaseosos, saltos de agua, materiales fisionables o radiación solar. Las fuentes de energía primaria no pueden utilizarse directamente, sino que deben ser transformadas en formas de energía utilizables, como la electricidad o los carburantes. La electricidad, una de las formas más habituales de consumo de energía, se considera una fuente de energía secundaria, ya es generada a partir de fuentes de energía primaria.
- **Energía intermedia o secundaria.** Este tipo de energía surge de un proceso previo de transformación energética y aún no es directamente útil. Requiere operaciones posteriores de extracción y/o transformación.
- **Energía final.** Es la energía consumida por equipos industriales o domésticos mediante la transformación de energías primarias o secundarias. Entre las energías finales, cabe señalar la energía química derivada de combustibles como el petróleo, el carbón, el gas natural, el hidrógeno, etc. o la energía eléctrica.
- **Energía útil.** Se refiere a la energía que se requiere en los procesos de producción industrial o en los sectores del transporte, agrícola o residencial. Normalmente, se precisa en forma de trabajo mecánico o calor y, en menor medida, como energía eléctrica o radiante.

Las fuentes energéticas también se clasifican en función de su disponibilidad, de la siguiente manera:

- Energías renovables. Estas son fuentes energéticas prácticamente inagotables, entre las que se incluyen las energías hidroeléctrica, solar, eólica, geotérmica, de la biomasa (bioenergía) y oceánica.
- Energías no renovables o convencionales. Se trata de recursos energéticos de disponibilidad limitada, como los combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) y los combustibles nucleares (uranio), que suelen producir impactos notables en el medio ambiente y favorecen las desigualdades sociales.

Dado que la energía primaria generalmente no es apta para el consumo directo, debe transformarse en formas de energía intermedia, secundaria y final.

En el sector energético, se utilizan muchas unidades diferentes, como julios, exajulios, millones de toneladas equivalentes de petróleo, barriles equivalentes de petróleo, unidades térmicas británicas, teravatios hora, entre muchas otras. Esta abundancia de unidades puede generar confusión y dificultar las comparaciones. Por esta razón, se utilizan los exajulios (EJ) en las siguientes secciones para examinar los balances de energía, excepto en el sector eléctrico, en el que se utilizan los teravatios hora (TWh).

El gráfico de áreas apiladas de la Fig. 2.2 presenta la evolución del consumo mundial de energía primaria por fuente durante las últimas tres décadas (de 1990 a 2020), en exajulios (EJ). Los datos muestran claramente un crecimiento significativo en el consumo de energía primaria durante este periodo. En la actualidad, el consumo global de energía primaria se sitúa en torno a los 600 EJ, lo que supone un considerable aumento del 70 % con respecto a los niveles registrados en 1990. Cabe señalar que los combustibles fósiles han mantenido su posición dominante en el consumo energético global desde la Revolución Industrial y aún continúan siendo la principal fuente de energía en la actualidad. En 2020, el consumo de energía primaria a nivel mundial fue de 585 EJ, de los cuales los combustibles fósiles representaban aproximadamente el 80 % (carbón 26,8 %, petróleo 29,5 % y gas natural 23,7 %) [3]. El consumo total de energía primaria procedente de la energía nuclear fue de 29,2 EJ, lo que supuso el 5 % de la matriz energética global [3]. Las fuentes energéticas renovables como la solar, la eólica, la hidráulica, la bioenergía, la geotérmica, etc. han tenido una participación del 15 % en el consumo global de energía primaria en 2020, lo que ha supuesto un aumento del 0,9 % con respecto al año anterior [3]. Entre las fuentes energéticas renovables, la bioenergía destaca como líder indiscutible, con una considerable contribución de dos tercios del consumo mundial de energía renovable en 2020 [3].

Entre continentes, el mayor consumo global de energía primaria para todas las fuentes de energía se localiza en Asia. El continente depende en gran medida del carbón como principal fuente de energía. Por el contrario, las Américas (incluyendo América del Norte, Central y del Sur) dependen más del petróleo crudo y los productos derivados del petróleo. En términos de

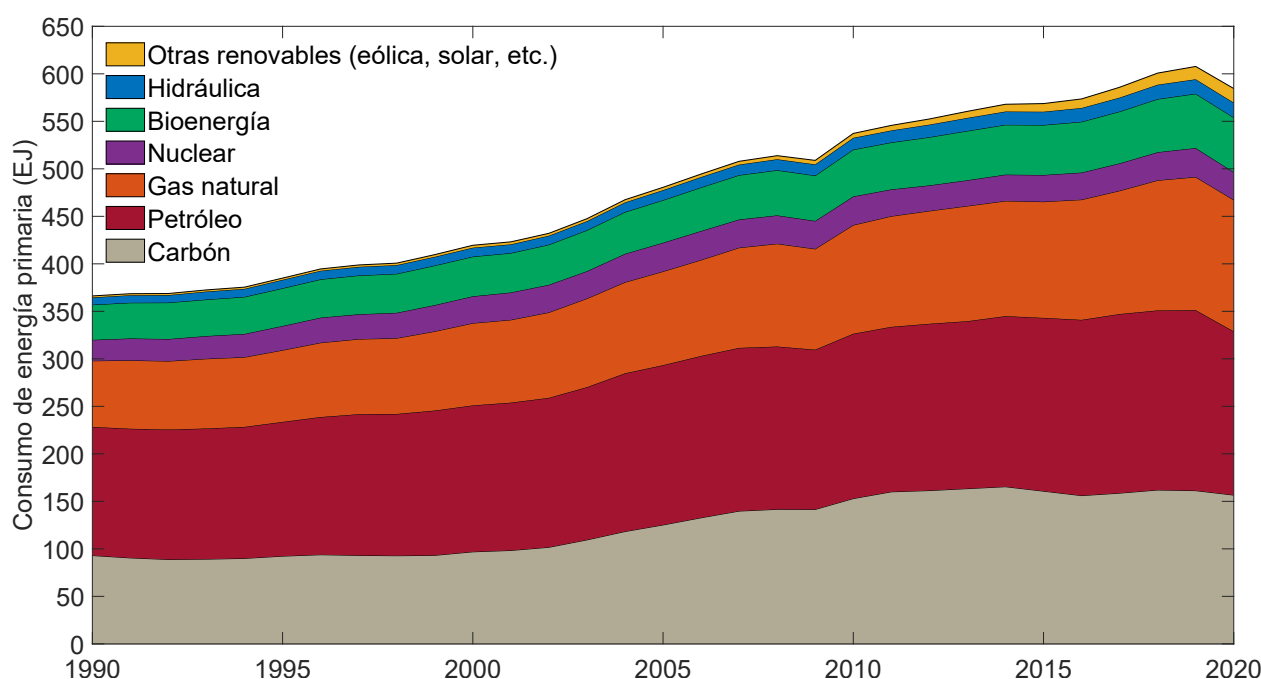


FIGURA 2.2: Consumo mundial de energía primaria por fuente de 1990 a 2020.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la Agencia Internacional de la Energía (AIE) [3].

fuentes energéticas renovables, el continente africano cuenta con la mayor presencia relativa de energías renovables, principalmente debido a la energía hidroeléctrica y al uso tradicional de la biomasa para calentarse y cocinar [4].

La Fig. 2.3 muestra la matriz global de generación de electricidad en un gráfico de áreas apiladas, donde el predominio de la generación de energía eléctrica a partir de combustibles fósiles es evidente. En 2020, los combustibles fósiles representaron el 61,5 % de la generación eléctrica mundial. El carbón sigue siendo un contribuyente significativo a la matriz eléctrica global, que supuso el 35,4 % de la generación de electricidad en 2020 [3]. Sin embargo, ha habido una tendencia creciente hacia el gas natural como fuente energética emergente para la producción de electricidad. De 2000 a 2020, la participación del gas natural en la matriz eléctrica aumentó del 18,0 % al 23,3 % [3]. El 38,5 % restante de la matriz de generación eléctrica global en 2020 provino de fuentes de bajas emisiones de dióxido de carbono, con las energías renovables y la energía nuclear representando el 28,5 % y el 10 % de la generación eléctrica mundial, respectivamente [3]. Entre las fuentes de bajas emisiones, la energía hidroeléctrica y la nuclear son las que más contribuyen; aunque las energías eólica y solar están creciendo rápidamente.

Al examinar la generación de electricidad por continentes, es evidente que Asia ocupa la posición dominante con el 54,3 % de toda la electricidad producida en 2020, superando a América con un 23,9 % y a Europa con un 17,6 % [5]. Asia depende en gran medida de la electricidad generada a partir del carbón. En 2020, Asia contaba con alrededor de las tres cuartas partes de la electricidad generada a partir de carbón en todo el mundo. Por el contrario, América

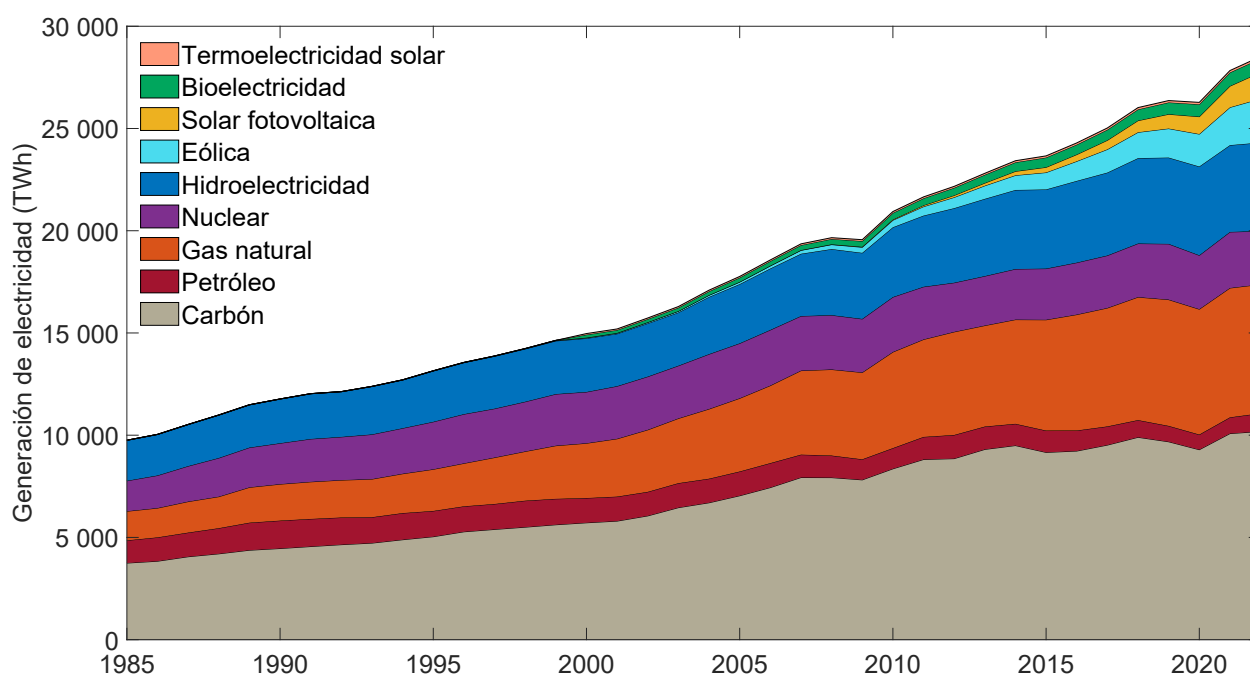


FIGURA 2.3: Generación mundial de electricidad por fuente de 1985 a 2022.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de Our World in Data [5].

y Europa presentan una gran dependencia del gas natural, representando el 33,5 % y el 22,3 % de sus respectivas matrices de generación eléctrica en 2020 [5]. En términos de generación de electricidad renovable, Asia también está a la cabeza. En 2020, el 44,6 % de toda la electricidad renovable generada fue en Asia, seguida de nuevo por América (29,4 %) y Europa (21,1 %) [5]. África tuvo una participación del 2,4 % (principalmente debido a la energía hidroeléctrica, que representaba el 77,7 % en la matriz de electricidad renovable africana) [5]. En América del Sur, la contribución de la hidroelectricidad a la matriz eléctrica renovable de 2020 fue aún mayor, alcanzando el 80,2 % [5]. Asia y Europa fueron los mayores productores de electricidad a partir de biomasa en 2020, representando en conjunto las tres cuartas partes de la generación mundial de bioelectricidad [5].

En el caso de España, en los últimos años se ha producido un notable cambio en la estructura del consumo de energía primaria hacia una matriz energética más diversificada y equilibrada, con mayores aportaciones de las energías renovables y del gas natural, tal y como se ilustra en la Fig. 2.4. Esta transición ha coincidido con una tendencia general al alza en la demanda de energía, aunque también hubo una disminución significativa en 2004. Desde entonces, ha habido una desaceleración gradual en la tasa de crecimiento del consumo de energía primaria, impulsada por la disminución de la demanda de productos derivados del petróleo y del carbón. Esta tendencia se agudizó aún más a partir de 2007, cuando el país se vio afectado por los efectos de la crisis económica. En cuanto al balance energético en 2020, se ha producido un descenso significativo del 12 % en el consumo de energía primaria, atribuido en gran medida al impacto global de la pandemia del Covid-19 [6].

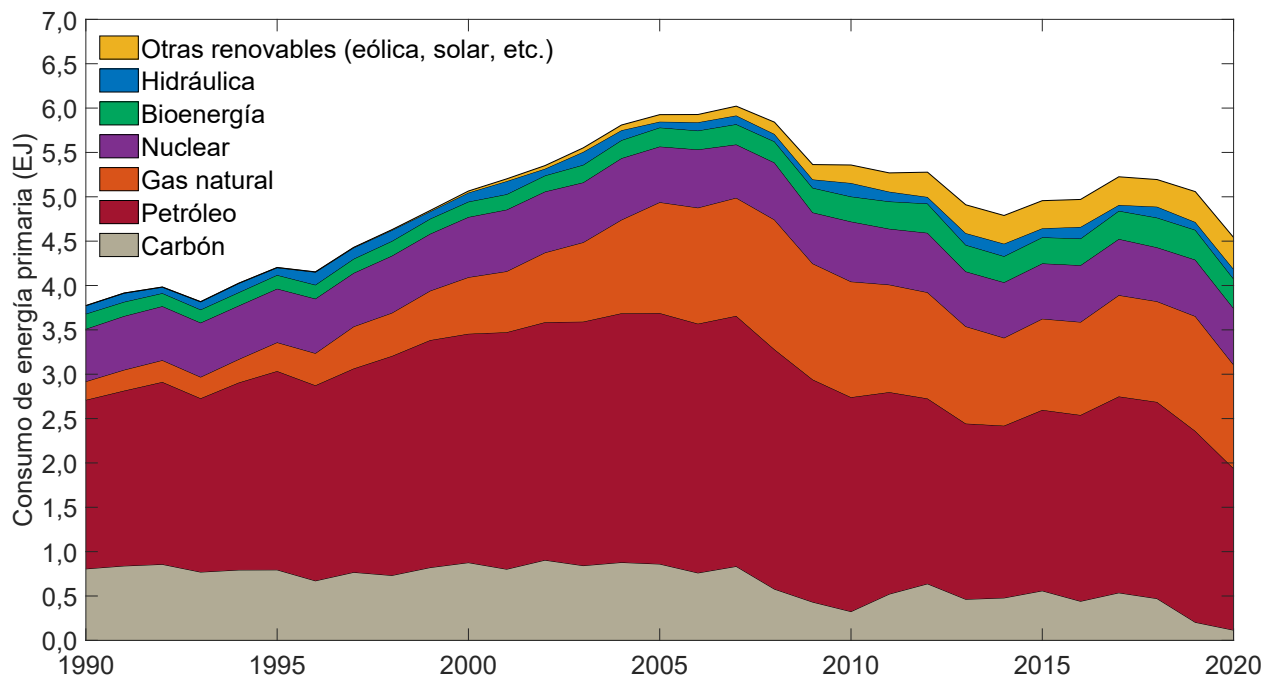


FIGURA 2.4: Consumo de energía primaria por fuente en España de 1990 a 2020.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la Agencia Internacional de la Energía (AIE) [3].

Durante la última década (2011–2020), España tuvo un consumo medio de energía primaria de aproximadamente 5 EJ, equivalente a unos 122,7 GJ por habitante [5], un consumo energético per cápita relativamente importante, propio de un país desarrollado, aunque sigue estando por debajo del de Alemania (1,33 veces más por habitante), e incluso aún más por debajo del de Estados Unidos (2,33 veces más) [5]. El aumento del consumo energético per cápita es un hecho relativamente reciente en España, que se atribuye a la industrialización del país y al nivel de renta de sus ciudadanos, que han adoptado patrones de consumo similares a los de otras sociedades desarrolladas, incluyendo el uso de electrodomésticos, vehículos privados, calefacción, etc., lo que supone un gasto energético considerable. Sin embargo, determinados factores como la crisis financiera de 2007–2008, los esfuerzos por mejorar la eficiencia energética, así como el impacto de la pandemia del Covid-19 han hecho retroceder el consumo energético español un 24,3 % entre 2007 y 2020 [6].

Ante la escasa presencia de combustibles fósiles en el subsuelo nacional, España solo puede ser autosuficiente en energía nuclear y energías renovables, dependiendo en gran medida de las importaciones para casi todo el petróleo y gas y gran parte del carbón que consume. Esta dependencia energética contrasta claramente con las altas demandas energéticas per cápita de España y su limitada capacidad de autoabastecimiento. En 2019, la dependencia energética de España alcanzó el 73 %, aproximadamente veinte puntos porcentuales por encima de la media europea de ese año [6]. Este alto nivel de dependencia energética contribuye a un importante déficit comercial que afecta a la balanza de pagos del país y expone a la economía y a la sociedad

españolas a una gran vulnerabilidad en caso de crisis y decisiones políticas y económicas de terceros países. Muchos de los principales países proveedores de energía, como los del Golfo Pérsico, el Magreb, Rusia y Venezuela, a menudo presentan problemas sociales y políticos que intensifican aún más estas preocupaciones. A pesar de ello, España ha logrado avances notables en energías renovables desde 2005. Las energías renovables han ido penetrando en la matriz energética española, lo que ha conducido a una producción nacional comparable, y en ocasiones incluso superior, a la de la energía nuclear. Esta tendencia positiva refleja los esfuerzos de España por diversificar su suministro de energía primaria y reducir su dependencia de fuentes energéticas externas.

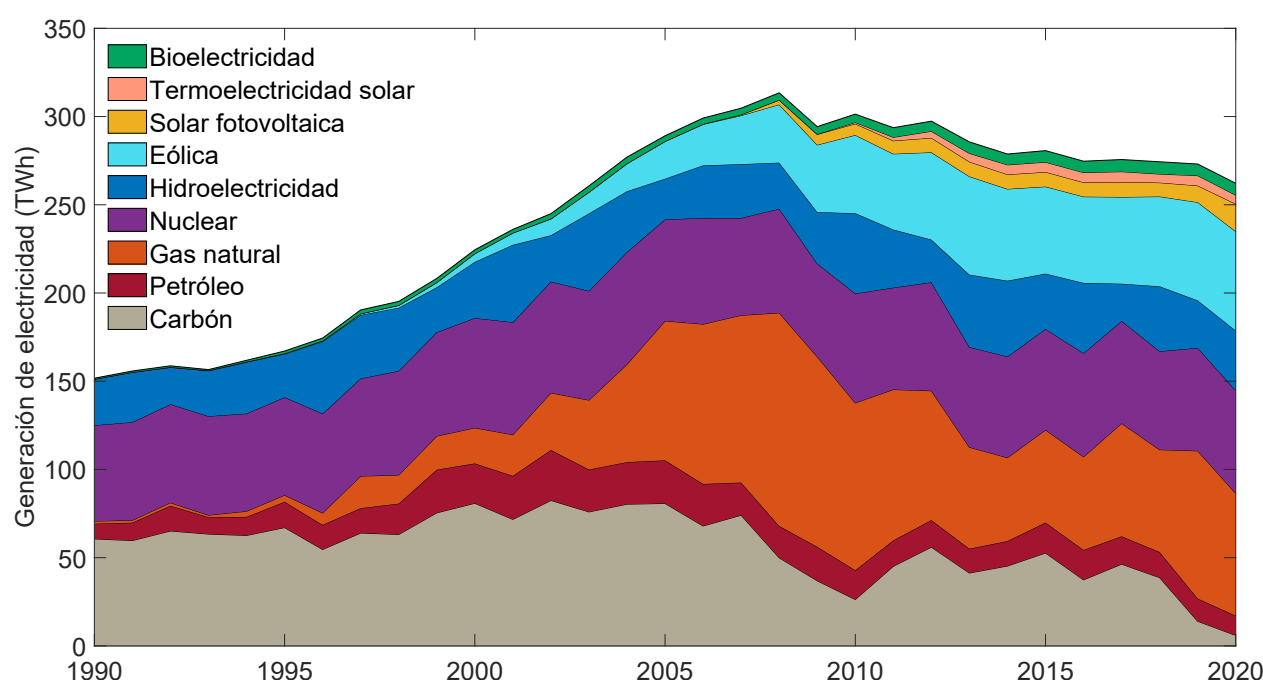


FIGURA 2.5: Generación de electricidad por fuente en España de 1990 a 2020.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la Agencia Internacional de la Energía (AIE) [3].

La Fig. 2.5 ilustra la evolución de la matriz de generación eléctrica en España durante las últimas tres décadas, mostrando transformaciones apreciables que han conducido a una creciente diversificación de las fuentes energéticas. De 2002 a 2011, hubo un aumento considerable en el consumo de gas natural, impulsado por la instalación de aproximadamente 25 GW de potencia para la generación de energía eléctrica con ciclos combinados [7]. Las energías renovables comenzaron a adquirir impulso en el sistema de generación eléctrica en la década de los 2000 y se han convertido en una de las principales fuentes energéticas en la matriz de generación eléctrica en España. Desde principios de la década de 2010, y especialmente en los últimos años, se ha producido un descenso significativo en la contribución del carbón al consumo de energía primaria, debido a la pérdida de competitividad del carbón frente al gas natural y al aumento del coste de los derechos de emisiones de CO₂.

En la comunidad autónoma de Andalucía, el consumo de energía primaria en los últimos años (1995–2021) ha seguido un patrón similar al observado en el resto del país, como se muestra en la Fig. 2.6. Hubo un aumento gradual en el consumo de energía primaria hasta 2007, año tras el cual comenzó a caer debido a la crisis económica. En los últimos años, esta caída se ha visto acentuada aún más por el impacto de la pandemia del Covid-19, alcanzando el consumo de energía primaria en 2020 algo menos de 0,7 EJ, lo que supone únicamente el 15 % del consumo energético total del país [3, 8].

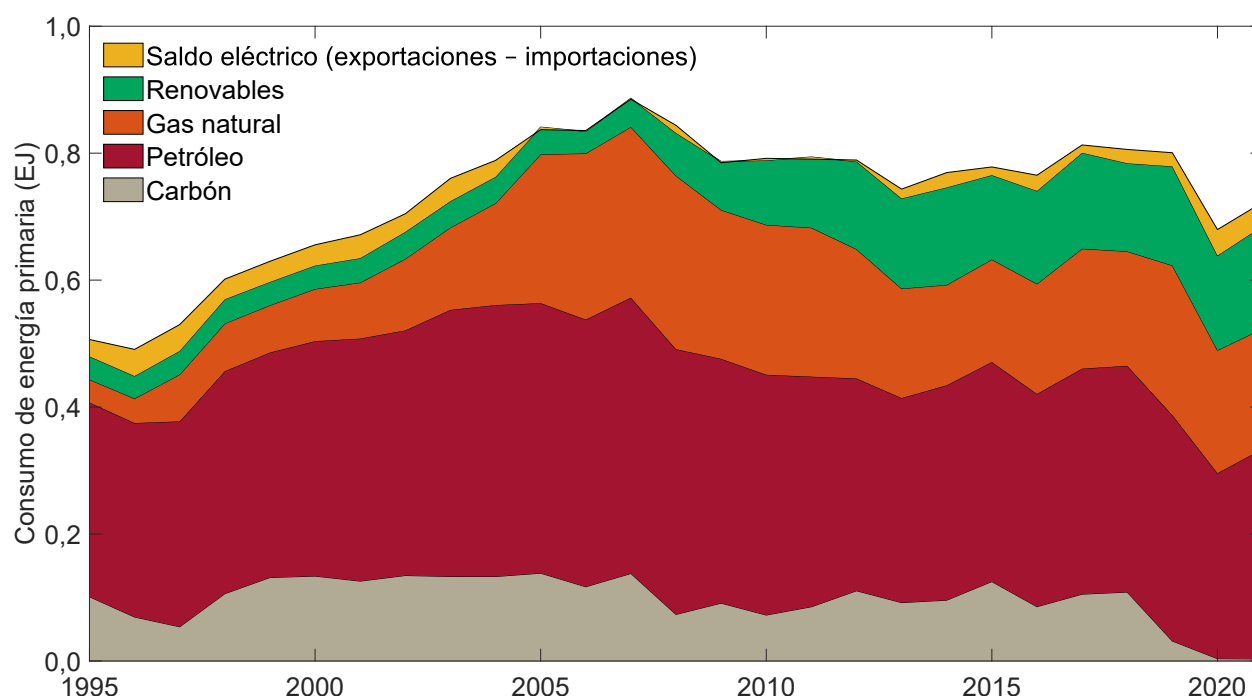


FIGURA 2.6: Consumo de energía primaria por fuente en Andalucía (España) de 1995 a 2021.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de Agencia Andaluza de la Energía [8, 9].

La principal diferencia entre las matrices energéticas de Andalucía y el resto de España radica en la ausencia de centrales nucleares en Andalucía, mientras que en el conjunto de España la energía nuclear aportó un 14 % a la matriz de energía primaria en 2020. Sin embargo, esta disparidad se compensa en gran medida con una mayor dependencia del petróleo en Andalucía. En concreto, los productos petrolíferos constituyeron el 49,2 % del consumo de energía primaria en Andalucía en 2020, frente al 40,2 % a nivel nacional y el 29,5 % a nivel mundial [3, 8]. No obstante, Andalucía ocupa actualmente una posición destacada dentro del ámbito nacional en cuanto a la implantación de tecnologías renovables, que han experimentado un crecimiento progresivo en los últimos años y continúan con una tendencia al alza. El escenario energético en Andalucía está en proceso de transición desde un sistema de generación centralizado basado en combustibles fósiles hacia un sistema de generación distribuida más eficiente, que aproveche en mayor medida los recursos renovables y reduzca su dependencia energética del exterior.

2.3 Revisión del sector de la bioenergía

La bioenergía es energía renovable derivada de la biomasa. Según la Directiva (UE) 2018/2001 del Parlamento Europeo y del Consejo, de 11 de diciembre de 2018, relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables [10], la biomasa se define como la fracción biodegradable de los productos, residuos y desechos de origen biológico procedentes de actividades agrarias, incluidas las sustancias de origen vegetal y de origen animal, de la silvicultura y de las industrias conexas, incluidas la pesca y la acuicultura, así como la fracción biodegradable de los residuos, incluidos los residuos industriales y urbanos de origen biológico.

La bioenergía se considera una fuente energética renovable, porque el dióxido de carbono liberado durante la combustión o conversión de la biomasa forma parte del ciclo natural del carbono. Cuando se cultiva biomasa, esta absorbe dióxido de carbono de la atmósfera a través de la fotosíntesis. Cuando la biomasa se utiliza como combustible, el dióxido de carbono liberado durante la combustión se compensa con el dióxido de carbono absorbido por la nueva biomasa durante su crecimiento. Esta neutralidad de carbono distingue a la bioenergía de los combustibles fósiles, que liberan dióxido de carbono que ha estado atrapado bajo tierra durante millones de años, lo que contribuye a un aumento neto de las emisiones de gases de efecto invernadero y al cambio climático. Además, la bioenergía ofrece varias ventajas. El carácter local de la biomasa garantiza la seguridad del suministro energético, al mismo tiempo que proporciona energía sostenible a precios asequibles. La bioenergía también fomenta el desarrollo tecnológico, la innovación y el liderazgo industrial [11]. Las fuentes energéticas basadas en biomasa presentan el potencial de proporcionar una gran variedad de beneficios ambientales, sociales y sanitarios. Además, crean numerosas oportunidades de empleo e impulsan el desarrollo regional, particularmente en áreas rurales y aisladas, por lo que desempeñan una función crucial en la integración territorial [11].

La bioenergía cuenta con una larga historia como la primera forma de energía conocida por la humanidad, e incluso en la actualidad, continúa manteniendo su posición como la principal fuente energética renovable. Hoy en día, la bioenergía representa aproximadamente una décima parte del consumo total de energía primaria en el mundo [12].

El uso de la bioenergía se divide en dos categorías principales: «tradicional» y «moderno» [13, 14]. La bioenergía tradicional se refiere a la combustión de biomasa en formas tales como la madera, los desechos animales y el carbón vegetal tradicional. Las tecnologías modernas de bioenergía incluyen biocombustibles líquidos producidos a partir de bagazo y otras plantas; biorrefinerías; biogás producido por digestión anaeróbica de residuos; gas de síntesis producido a través de la gasificación de biomasa; sistemas de calefacción con pélets de madera; y otras tecnologías [12].

La mayor parte de la bioenergía proviene de la biomasa tradicional, que desempeña una

función esencial en el suministro de energía para cocinar y calentar, particularmente para los hogares de alrededor de 2000 millones de hogares de bajos ingresos en países en vías de desarrollo [14]. La biomasa tradicional representa aproximadamente un tercio del consumo energético en África, Asia y América Latina [14]. Sin embargo, el uso tradicional de la biomasa se asocia con rendimientos energéticos muy bajos (10–20 %) y riesgos significativos para la salud debido a la contaminación por humos [14]. Además, la biomasa tradicional a menudo procede de fuentes no sostenibles, con consecuencias medioambientales adversas, como la deforestación y la degradación del suelo. El rápido crecimiento de la población en los países en vías de desarrollo indica que se prevé que el uso de la biomasa tradicional continúe aumentando en las próximas décadas. Esta tendencia al alza en el uso de los recursos de biomasa tradicional plantea importantes desafíos medioambientales y sanitarios, a menos que se desarrollen estufas y quemadores más eficientes, así como combustibles alternativos para minimizar las emisiones contaminantes y maximizar el rendimiento.

La bioenergía moderna es la mayor fuente energética renovable a nivel mundial, representando el 55 % del consumo de energía renovable y más del 6 % del consumo global de energía primaria en 2022 [15]. La contribución de la bioenergía moderna a la demanda de energía final en todos los sectores es cinco veces mayor que la energía eólica y solar fotovoltaica combinadas, incluso si se excluye el uso tradicional de biomasa [12]. Por ejemplo, en la Unión Europea, las energías renovables supusieron el 15 % del consumo de energía primaria en 2019, del cual alrededor del 60 % provino de la biomasa [16]. El desarrollo de la bioenergía moderna en varios países emergentes e industrializados, como Brasil, Canadá, China, la Unión Europea, Sudáfrica y los Estados Unidos, ha sido posible gracias a políticas de apoyo. La presencia de un fuerte apoyo político ha desempeñado una función crucial en el fomento del rápido crecimiento en el sector de la bioenergía, particularmente en la generación de electricidad y en los biocombustibles para el transporte [14]. Sin embargo, el sector de la calefacción sigue siendo el mayor consumidor de bioenergía. Cabe señalar que la bioenergía moderna no incluye el uso tradicional de la biomasa en los países en vías de desarrollo y las economías emergentes para cocinar y calentar, mediante la utilización de fuegos abiertos ineficientes o cocinas sencillas, que pueden presentar efectos perjudiciales para la salud humana y el medio ambiente [12].

La Fig. 2.7 ilustra la evolución del consumo mundial de energía primaria a partir de biomasa por fuente entre 2000 y 2020 (considerando tanto la bioenergía tradicional como la moderna). El consumo global de bioenergía ascendió a 41,7 EJ en 2000 y aumentó constantemente durante los años siguientes [4]. Para 2020, el consumo global de bioenergía había alcanzado aproximadamente 57,5 EJ, lo que representaba alrededor del 10 % del consumo de energía primaria del mundo [4]. Aproximadamente, el 60 % de esta energía se utiliza para calefacción y cocina tradicional, mientras que el resto se utiliza en tecnologías modernas de conversión para la producción de calor, combustibles para el transporte y electricidad [17]. En 2020, el 86 % del consumo global de bioenergía provino de recursos de biomasa sólida como astillas de madera,

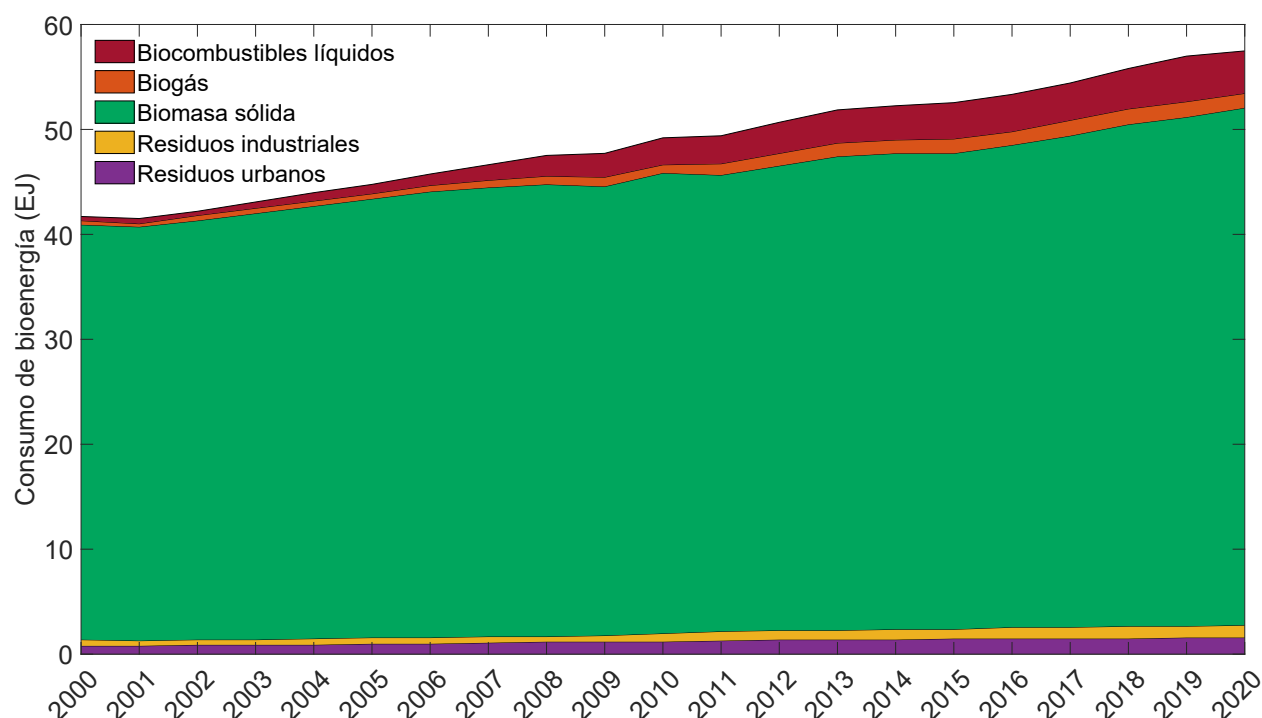


FIGURA 2.7: Consumo mundial de energía primaria a partir de biomasa por fuente de 2000 a 2020.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la World Bioenergy Association (WBA) [4].

pélets de madera y residuos agrícolas. Los biocombustibles líquidos supusieron el 7 % del suministro, los sectores de residuos urbanos e industriales aportaron aproximadamente el 2–3 %, seguidos del biogás con el 2 %. Europa es el líder mundial en la producción de energía a partir de residuos industriales y urbanos, representando el 54 % del consumo global de energía a partir de residuos, seguida por América con un 32 % [4].

2.3.1 Calor renovable a partir de biomasa

En los países de la OCDE, el calor renovable procedente de la biomasa ha experimentado mayores avances tecnológicos, pero desempeña una función menos destacada en comparación con los países en desarrollo [14]. Si bien el calor de la biomasa puede competir con los combustibles fósiles en circunstancias favorables, su uso comercial a menudo depende de políticas gubernamentales para compensar las diferencias de precios. En la mayoría de los países de la OCDE, la biomasa cuenta con una contribución menor en las aplicaciones de calefacción y ha experimentado tasas de crecimiento modestas [14]. Sin embargo, las estufas de pélets están cobrando impulso en algunos países, apoyadas por iniciativas gubernamentales o beneficios económicos que las hacen económicamente viables en comparación con los combustibles fósiles. Por otro lado, la producción comercial de calor a partir de biomasa se ha expandido rápidamente, impulsada principalmente por el aumento de la cocombustión en centrales termoeléctricas de carbón y la implantación de instalaciones de cogeneración de biomasa dedicadas.

En 2020, la producción de calor renovable alcanzó los 1,26 EJ, generados tanto por plantas dedicadas exclusivamente a la producción de calor como por plantas de cogeneración (producción simultánea de electricidad y calor) [4]. La biomasa proporcionó alrededor de 1,2 EJ, lo que supuso el 96 % de la producción total de calor renovable, con contribuciones menores de las tecnologías geotérmica y solar térmica [4]. Como se muestra en la Fig. 2.8, la mayor parte del calor renovable producido a partir de fuentes basadas en biomasa (52 %) provino de recursos de biomasa sólida, seguido de residuos sólidos urbanos (25 %). Cabe señalar que el calor renovable a partir de biomasa solo incluye la producción del mismo en plantas de cogeneración y dedicadas exclusivamente a la producción de calor, el cual se transmite y distribuye a los consumidores finales predominantemente a través de redes de calefacción urbana. Por lo tanto, se excluye el uso de biomasa para la producción de calor en los sectores de consumo final, así como el calor procedente de la biomasa tradicional.

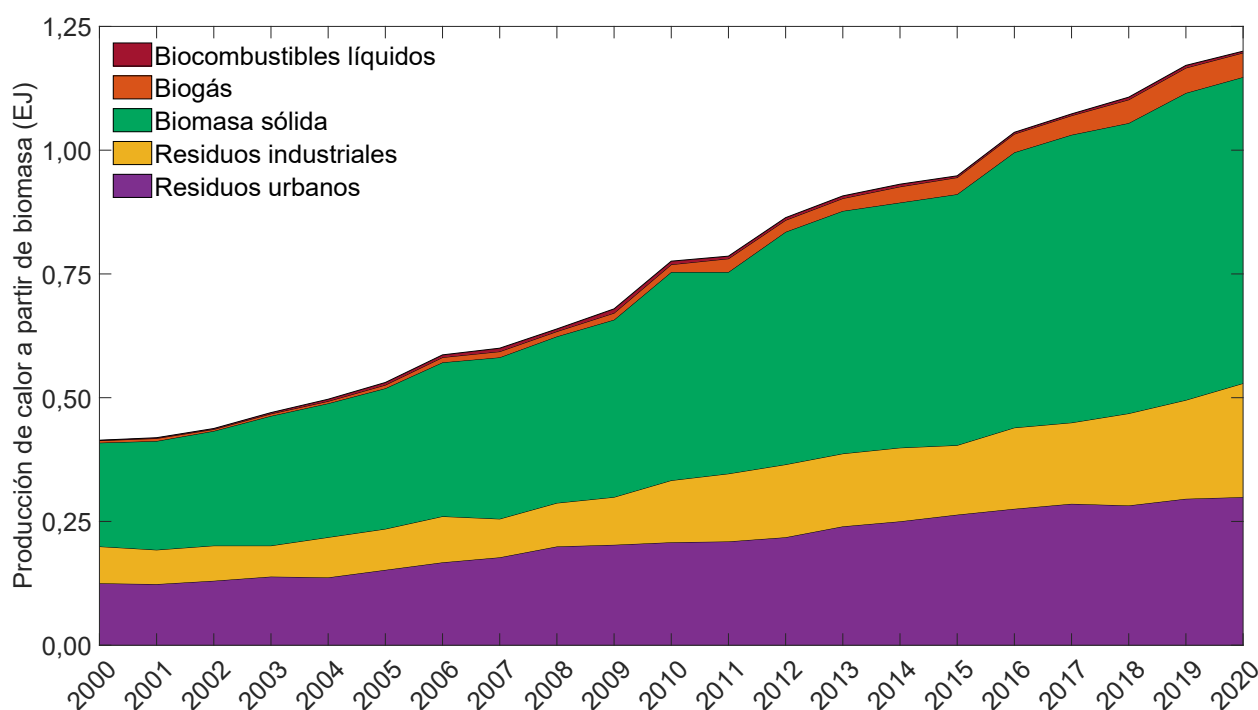


FIGURA 2.8: Producción mundial de calor a partir de biomasa por fuente de 2000 a 2020.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la World Bioenergy Association (WBA) [4].

Las plantas dedicadas exclusivamente a la producción de calor están específicamente diseñadas para producir calor, que posteriormente se vende a un tercero (p. ej., consumidores residenciales, comerciales o industriales). En 2020, se utilizaron 0,57 EJ de biomasa para producir calor en plantas dedicadas exclusivamente [4]. Las plantas de cogeneración o CHP (por sus siglas en inglés de *combined heat and power*) están diseñadas específicamente para producir tanto calor como electricidad. En 2020, se utilizaron un total de 3,43 EJ de biomasa para la producción de calor en plantas de cogeneración [4]. Al igual que con las plantas calor dedicadas exclusivamente, los biocombustibles sólidos constituyeron la principal fuente para la producción de calor a partir de biomasa en las plantas de cogeneración de todo el mundo.

Europa se sitúa a la cabeza en la producción de calor a partir de biomasa en centrales termoeléctricas, con una participación global del 88 %, seguida de Asia con un 8 % [4].

2.3.2 Electricidad renovable a partir de biomasa

La Fig. 2.9 muestra la tendencia mundial en la generación de electricidad renovable por fuente desde 2000 hasta 2020. A nivel mundial, la generación de electricidad renovable alcanzó los 7669 TWh en 2020. La energía hidroeléctrica fue la mayor fuente de generación de electricidad renovable, con una contribución del 58 %, seguida de la eólica con un 21 % y la solar con un 11 %. La bioelectricidad se situó como la cuarta mayor fuente de generación de electricidad renovable con 685 TWh, equivalente al 9 % de la generación global de electricidad renovable en 2020 [4].

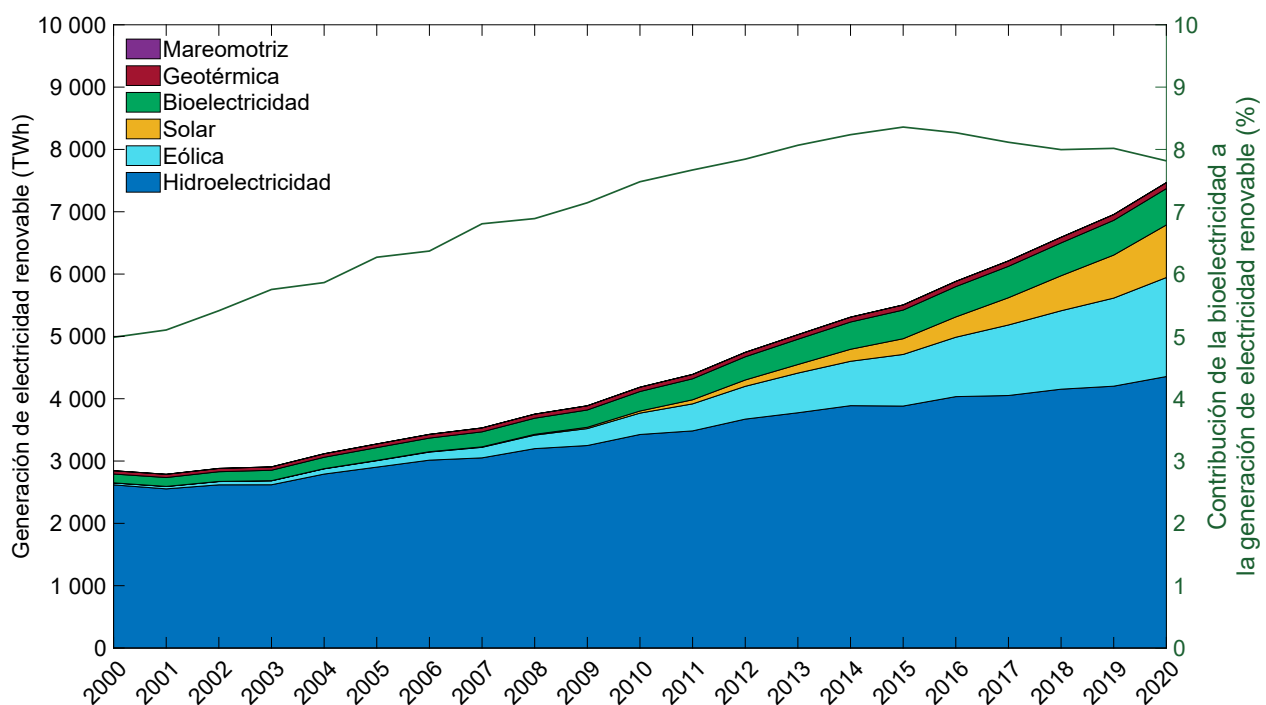


FIGURA 2.9: Generación mundial de electricidad renovable por fuente de 2000 a 2020 y contribución de la bioelectricidad.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la World Bioenergy Association (WBA) [4].

La generación de energía eléctrica a partir de biomasa ha aumentado constantemente desde el año 2000 (Fig. 2.10). En 2010, la biomasa sólida, el biogás y los biocombustibles proporcionaron alrededor de 280 TWh de electricidad a nivel mundial, lo que equivalía al 1,5 % de la generación eléctrica global en ese momento [14]. A finales de la década siguiente, la generación de electricidad con biomasa sólida, biogás y biocombustibles se había duplicado, alcanzando alrededor de 570 TWh en 2020. En la actualidad, el método principal para generar electricidad a partir de biomasa es la combustión o cocombustión de la misma con carbón en calderas para la producción de vapor, que luego se expande en turbinas de vapor [14]. Sin

embargo, también están cobrando impulso otras tecnologías de generación de electricidad, como los grupos motogeneradores o turbogeneradores de gas.

En 2020, el 69 % de toda la bioelectricidad generada en 2020 provino de fuentes de biomasa sólida, seguida del 17 % de residuos urbanos e industriales, mientras que el biogás representó el 13 % de la generación de bioelectricidad y los biocombustibles líquidos el 1 % restante [4]. Los biocombustibles líquidos aportaron solo el 2 % de la generación eléctrica a partir de biomasa, debido a la preferencia por su consumo para el transporte. La Fig. 2.10 también muestra que la bioelectricidad a partir de combustibles sólidos ha aumentado constantemente su participación en las últimas dos décadas.

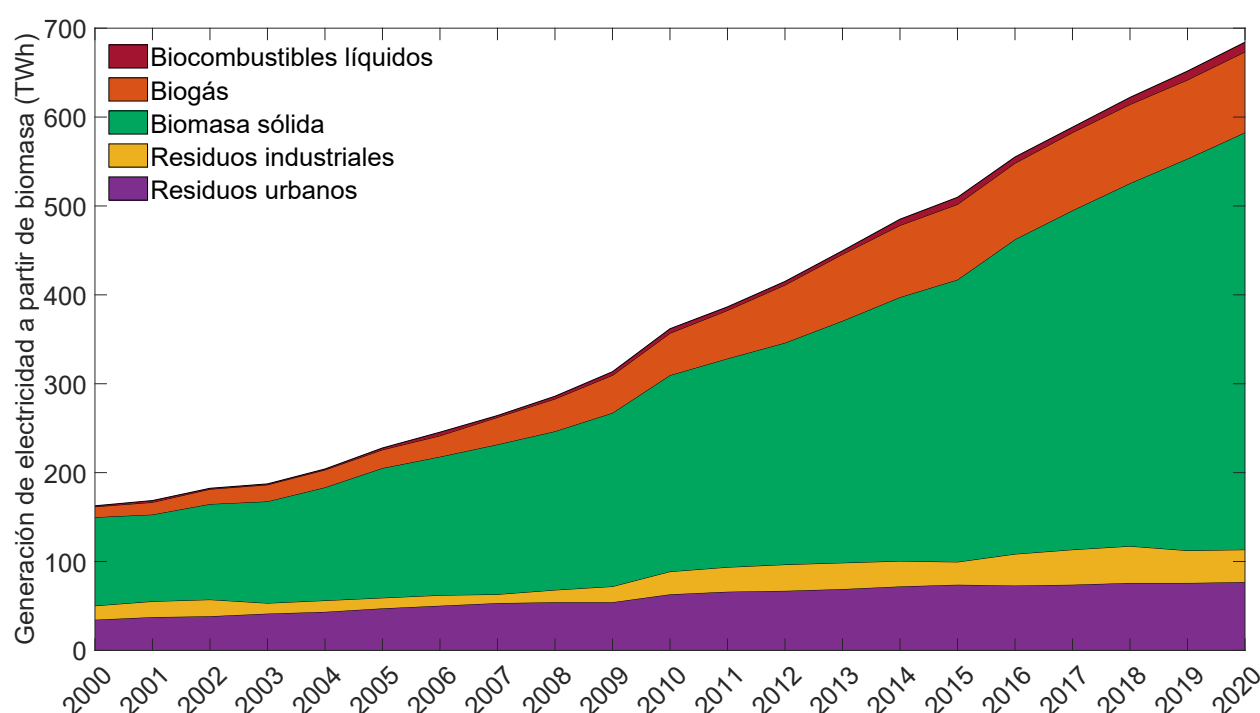


FIGURA 2.10: Generación mundial de bioelectricidad a partir de biomasa por fuente de 2000 a 2020.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la World Bioenergy Association (WBA) [4].

La generación de electricidad a partir de biomasa aún se concentra en los países de la OCDE, pero China y Brasil también están adquiriendo cada vez más importancia gracias a los programas de apoyo a la generación de electricidad a partir de residuos agrícolas [14]. En 2019, Asia representó el 39 % de toda la bioelectricidad generada globalmente, con 255 TWh de producción eléctrica, seguida de cerca por Europa con un 35 % [4]. La primera posición a nivel mundial en términos de bioelectricidad producida a partir de biogás la ocupa Europa, que cuenta con el 72 % de la generación total de electricidad a partir de biogás [4]. Por otro lado, Asia lidera el uso de residuos industriales para la generación de electricidad, con una participación global del 71 % [4]. La bioelectricidad procedente de residuos urbanos es especialmente dominante en Europa, con una considerable participación global del 64 % [4].

2.3.3 Bioenergía en el transporte renovable

La Fig. 2.11 presenta el consumo global de energía en el transporte por fuente durante el periodo comprendido entre 2000 y 2020. En 2020, el sector del transporte consumió 105 EJ de energía en todo el mundo, y el petróleo crudo y los derivados del petróleo representaron el 90 % de sus requerimientos de energía [4]. El consumo energético en el sector del transporte es superior al consumo energético global para la generación de electricidad. La electrificación es una opción importante para descarbonizar el sector del transporte, pero su contribución global en el transporte fue de tan solo el 1,4 % en 2020 [4]. Cabe señalar que la participación de las energías renovables en la matriz global de generación de electricidad es solo del 30 % y, por lo tanto, la contribución real de la electricidad renovable es mucho menor. Al mismo tiempo, los biocombustibles líquidos y el biogás actualmente suponen opciones renovables y disponibles comercialmente para el sector del transporte. En 2020, los biocombustibles representaron el 3,6 % de la energía utilizada en el sector del transporte a nivel mundial [4].

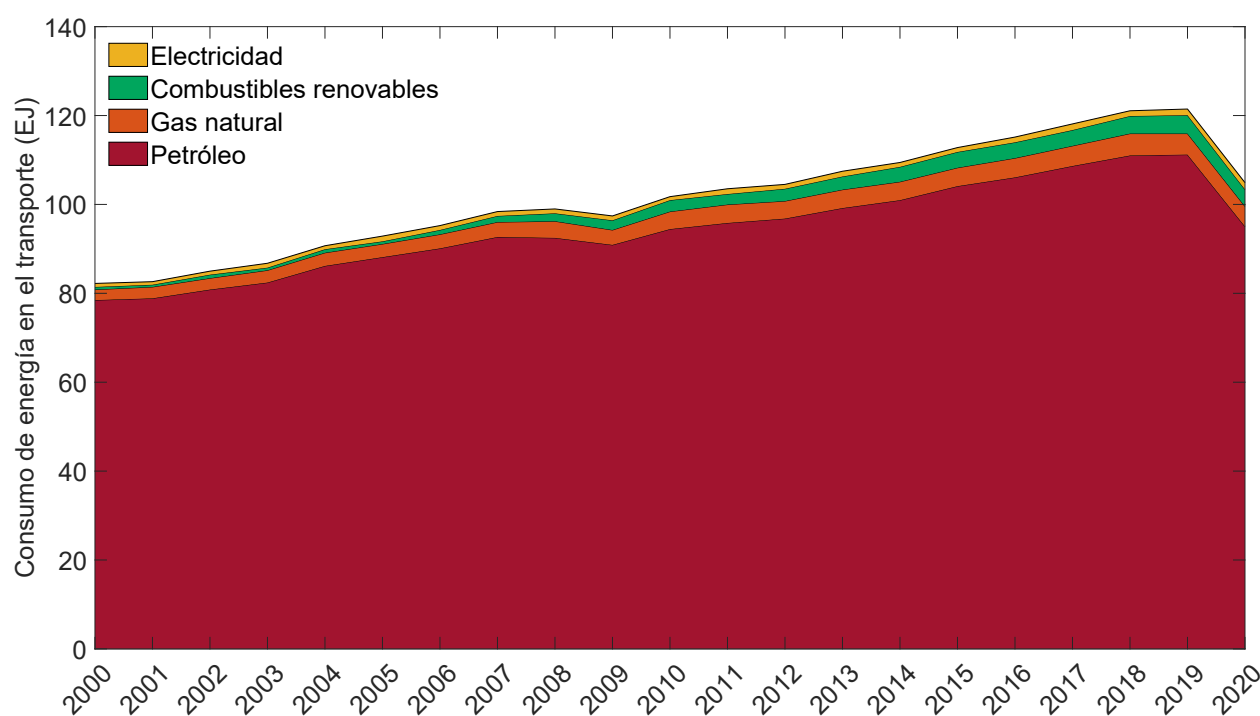


FIGURA 2.11: Consumo mundial de energía en el transporte por fuente de 2000 a 2020.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la World Bioenergy Association (WBA) [4].

Finalmente, la Fig. 2.12 ilustra el consumo global de energía renovable en el sector del transporte por fuente entre 2000 y 2020, así como la participación de los biocombustibles en el transporte renovable. En 2020, el sector del transporte consumió 4,23 EJ de energía renovable, representando los biocombustibles líquidos y gaseosos el 90 % del total de energía renovable utilizada en este sector [4]. La electricidad renovable supuso el 10 % restante de la contribución de las energías renovables, calculada de acuerdo con la contribución global de las renovables en el sector eléctrico. Los biocombustibles supusieron el 99 % de todo el suministro de energía

renovable para el transporte en las Américas, mientras que tanto Asia como Europa también tuvieron participaciones altas, con un 75 % y un 79 %, respectivamente [4].

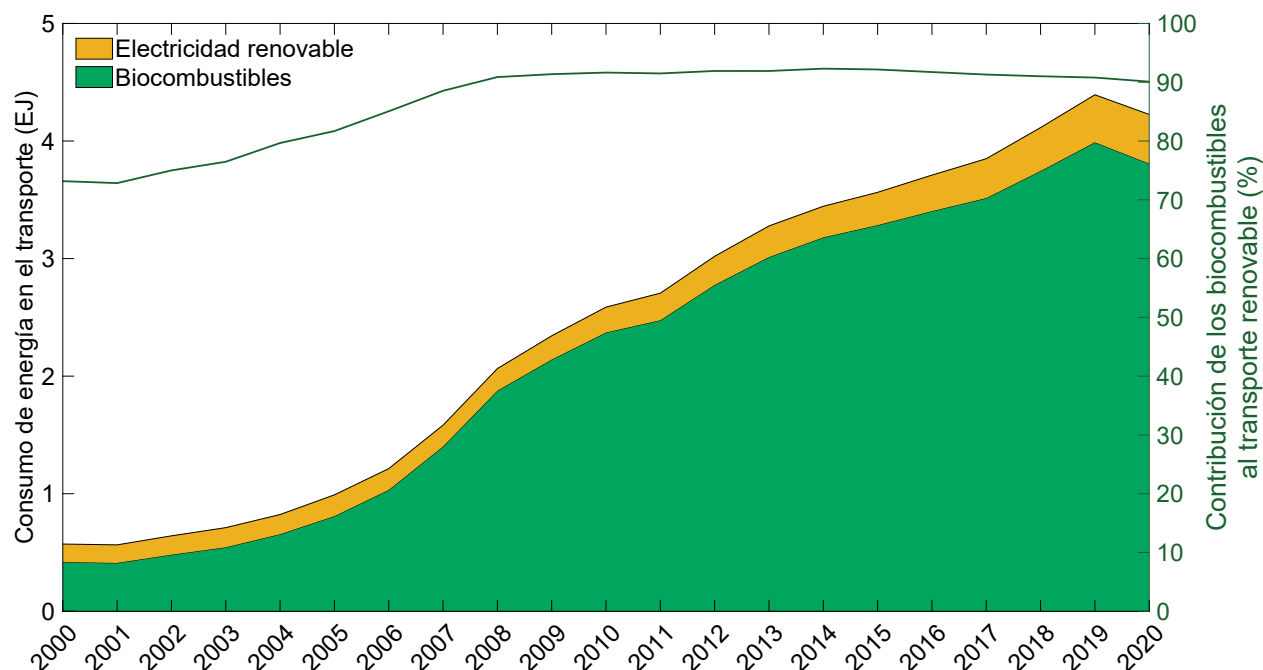


FIGURA 2.12: Consumo mundial de energía renovable en el transporte por fuente por fuente de 2000 a 2020. FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la World Bioenergy Association (WBA) [4].

2.3.4 Bioenergía de la agricultura

La bioenergía de la agricultura constituye una ruta prometedora hacia un futuro energético más sostenible. La bioenergía de la agricultura se basa en la conversión de residuos agrícolas en formas utilizables de energía, como el calor, la electricidad y los biocombustibles. Los residuos agrícolas se refieren a los desechos sobrantes de las prácticas y procesos agrícolas a lo largo de la cadena de valor, como el cultivo, la cosecha y el procesamiento de productos agrícolas [18, 19]. Los residuos agrícolas suponen un importante recurso de biomasa; sin embargo, no siempre están bien definidos. Se pueden subdividir en residuos primarios y secundarios [17], de la siguiente manera:

- Los residuos primarios o agrícolas se originan en las operaciones de cosecha e incluyen paja, hojas, rastrojos, tallos, cáscaras, bagazos y zuros.
- Los residuos secundarios o agroindustriales se originan en el procesamiento industrial e incluyen huesos, vainas de semillas, cáscaras, peladuras y bagazo. Los residuos secundarios también pueden incluir desechos animales como estiércol, purines y desechos de mataderos.

Además de los desechos de cultivos y subproductos del procesamiento de alimentos, los residuos agrícolas pueden incluir cultivos energéticos dedicados [18]. Sin embargo, debido a la mayor demanda de cultivos alimentarios, se imponen cada vez más limitaciones al uso de cultivos energéticos dedicados [18, 20]. Esto se debe a que los beneficios de la producción de

bioenergía se anulan si la tierra agrícola se ve comprometida para la producción de cultivos no alimentarios o el desvío de cultivos alimentarios con fines energéticos [21].

2.3.4.1 Potencial bioenergético del sector agrícola

El sector agrícola presenta un gran potencial para la futura producción de bioenergía [4]. Las estimaciones del potencial de los residuos de cultivos agrícolas para la bioenergía y otros usos varían significativamente [17]. A pesar de que actualmente representa aproximadamente el 10 % del suministro global de biomasa, existe un margen considerable para aumentar su contribución mejorando los rendimientos de los principales cultivos en diferentes regiones, acercándolos a la media mundial [4]. La mejora de los rendimientos de los cultivos en varias regiones para igualar la media mundial daría lugar a una mayor producción tanto de alimentos como de combustible, y el sector agrícola desempeñaría una función clave para permitir el uso generalizado de la bioenergía. Algunas estimaciones sugieren que el potencial global de la bioenergía en áreas agrícolas en 2050 podría ser del orden de magnitud de 100 EJ por año, según las proyecciones basadas en la dieta actual [22].

La Tabla 2.1 proporciona datos acerca de la producción agrícola media en diferentes continentes [4]. Estas cifras, expresadas en millones de toneladas, proporcionan información valiosa sobre los siguientes patrones de producción de cultivos a nivel mundial:

- **Disparidades regionales.** Existen disparidades significativas en la producción y el rendimiento de los cultivos entre los continentes. Las Américas presentan una producción más alta para muchos de los cultivos, particularmente para el maíz, la soja y la caña de azúcar. Asia destaca por su importante producción de arroz y yuca. Europa también es un importante productor de cebada, trigo y remolacha azucarera. África posee una notable producción de cultivos como la yuca, el sorgo y el maíz. La producción de cultivos de Oceanía es relativamente menor, con producciones apreciables de la cebada y la avena.
- **Cultivos básicos.** Ciertos cultivos son cruciales como fuentes de alimentos básicos a escala mundial. El maíz y el arroz se producen masivamente en varios continentes, lo que refleja su gran importancia para la alimentación de la población. El trigo es otro cultivo destacado, con una producción considerable en Europa y Asia. La yuca es un alimento básico en África, mientras que la caña de azúcar tiene una gran importancia en las Américas.
- **Especializaciones regionales.** Cada continente cuenta con cultivos específicos en los que destaca. Europa se especializa en la producción de cebada, trigo y remolacha azucarera. Las Américas dominan en maíz (maíz), soja y caña de azúcar. Asia es conocida por su experiencia en el cultivo de arroz. África destaca por su producción de yuca y sorgo. Estas especializaciones regionales están influenciadas por factores como el clima, las condiciones del suelo y las prácticas agrícolas históricas. Algunos cultivos muestran patrones de producción aún más localizados. Por ejemplo, el cultivo del olivar está más

extendido en Europa y África, lo que refleja la importancia del aceite de oliva en la gastronomía mediterránea. Las semillas de girasol, el centeno y la avena también se cultivan predominantemente en Europa continental, aunque la producción de avena también es relativamente importante en las Américas.

TABLA 2.1: Producción media de los principales cultivos agrícolas por continente. Todos los valores en millones de toneladas.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos de la World Bioenergy Association (WBA) [4].

Cultivo	África	Américas	Asia	Europa	Oceanía	Mundial
Cebada	5,53	21,1	25,5	94,4	10,5	157
Yuca, fresca	194	26,9	81,9	0,0	0,25	303
Maíz	90,5	582	365	124	0,48	1162
Avena	0,18	7,66	1,12	15,1	1,17	25,2
Aceitunas	5,59	0,80	3,12	14,1	0,05	23,6
Arroz	37,9	38,1	677	4,07	0,06	757
Centeno	0,10	1,01	0,92	13,0	0,03	15,0
Sorgo	27,5	20,3	9,20	1,31	0,40	58,7
Habas de soja	3,44	306	33,6	10,6	0,02	353
Remolacha azucarera	16,8	32,9	46,2	157	0,00	253
Caña de azúcar	95,7	1009	732	0,00	32,4	1870
Semillas de girasol	2,47	4,98	6,09	36,7	0,01	50,2
Trigo	25,2	118	348	255	14,9	761

2.3.4.2 Beneficios y retos de la bioenergía de la agricultura

La bioenergía de la agricultura bajo prácticas de gestión adecuadas puede contribuir a reducir los residuos, mitigar el cambio climático, aumentar la seguridad energética y el acceso a la energía (especialmente en las zonas rurales de los países en desarrollo), fortalecer la seguridad alimentaria y aliviar la pobreza rural [21]. La bioenergía de la agricultura puede aportar múltiples beneficios ambientales, económicos y sociales, los más importantes de los cuales se describen brevemente a continuación:

- **Economía circular y reducción de residuos.** La bioenergía de la agricultura permite la utilización eficiente de residuos agrícolas, subproductos y desperdicios orgánicos que, de otro modo, se desecharían o se dejarían descomponer. En lugar de considerarlos como residuos, estos recursos de biomasa se pueden convertir en valiosas fuentes de energía. Al aprovechar los residuos agrícolas para la producción de bioenergía, se reduce la cantidad de desechos orgánicos enviados a los vertederos. Esto contribuye a mitigar el impacto ambiental asociado con el vertido, incluyendo la liberación de gases de efecto invernadero y la contaminación por lixiviados. Los principios de la economía circular enfatizan la importancia de adoptar un enfoque holístico que considere el ciclo de vida completo de los productos agrícolas, desde la producción hasta la eliminación, para maximizar el aprovechamiento de los recursos y minimizar su impacto ambiental.
- **Neutralidad de carbono y reducción de gases de efecto invernadero.** La bioenergía de los

residuos agrícolas se considera neutra en carbono porque el dióxido de carbono emitido durante la combustión es parte del ciclo natural del carbono. Además, cuando los cultivos o residuos agrícolas se gestionan de forma sostenible, pueden constituir sumideros de carbono, secuestrando de forma eficaz el dióxido de carbono atmosférico y mitigando las emisiones de gases de efecto invernadero. De hecho, cuando los residuos orgánicos o los materiales de desecho se utilizan para la producción de energía en lugar de dejar que se descompongan, pueden evitar la liberación de metano, un potente gas de efecto invernadero. Esto no solo mitiga el cambio climático, sino que también contribuye a una gestión más sostenible de los residuos al desviar los desechos orgánicos de los vertederos.

- **Diversificación y seguridad energética.** La bioenergía de la agricultura favorece la descentralización de la producción de energía al permitir que los agricultores y las comunidades agrícolas generen su propia energía localmente. Esto es particularmente importante para las áreas rurales en las que la agricultura es una actividad económica dominante, ya que la producción local de energía reduce la dependencia de las fuentes de energía tradicionales, como los combustibles fósiles importados, y contribuye a la autosuficiencia energética.
- **Oportunidades de empleo y desarrollo rural.** La bioenergía de la agricultura puede estimular las economías locales y crear nuevas oportunidades de trabajo, especialmente en áreas rurales. Los agricultores y las comunidades rurales pueden generar ingresos mediante el suministro de materias primas a las plantas de bioenergía o a través del establecimiento de sus propias plantas de bioenergía a pequeña escala, lo que contribuye a diversificar los flujos de ingresos y crear oportunidades de empleo.

A pesar de estas ventajas, se deben tener en cuenta consideraciones medioambientales, como el uso de la tierra, el uso del agua y la preservación de la biodiversidad, para evitar posibles impactos negativos de la producción de bioenergía a partir de la agricultura. Además, el desarrollo de tecnologías de conversión de biomasa eficientes y avanzadas es esencial para maximizar los rendimientos energéticos y minimizar los residuos. Es necesario superar varios retos para aprovechar al máximo el potencial de los residuos agrícolas para la bioenergía [17], incluidos los siguientes:

- **Coste de la materia prima.** El coste de adquirir residuos agrícolas puede representar una fracción considerable de los gastos operativos de una instalación de bioenergía, lo que en última instancia afecta a la viabilidad económica de toda la cadena de valor.
- **Densidad aparente de la materia prima.** Los residuos agrícolas sin procesar tienen densidades aparentes relativamente bajas, lo que genera altos costes de transporte y limitaciones en el volumen que se puede recolectar de manera efectiva.
- **Sostenibilidad económica.** La recolección de residuos no debe obstaculizar el objetivo principal de los productores agrícolas, que es la producción de cultivos alimentarios y

forrajeros de calidad. Se necesitan incentivos financieros adecuados para fomentar la recolección de residuos sin comprometer la productividad de las tierras agrícolas a corto o largo plazo.

- **Sostenibilidad medioambiental.** No se han establecido pautas ni buenas prácticas de gestión sobre la cantidad de residuos que se deben retener para asegurar la fertilidad del suelo, así como las condiciones bajo las cuales se deben retener dichos residuos.
- **Calidad de la materia prima.** Las industrias de procesamiento de residuos agrícolas requieren un suministro constante de materia prima con características de calidad conocidas. La biomasa agrícola es inherentemente heterogénea y es propensa a la degradación, lo que provoca variaciones en la calidad de la materia prima. Se necesitan especificaciones y tolerancias claras, y se deben establecer mercados para los residuos que no cumplan las especificaciones.
- **Disponibilidad de materia prima.** La disponibilidad de residuos de cultivos, en términos de cantidad, calidad y coste, depende de varios factores biofísicos. Las fluctuaciones climáticas y meteorológicas pueden tener impactos tanto positivos como negativos sobre los rendimientos y el momento de la cosecha, lo que puede generar incertidumbres en el suministro de materia prima.
- **Incertidumbre del mercado.** La oferta y la demanda de biomasa están influenciadas por factores de mercado, como las fluctuaciones en los precios de los productos primarios (p. ej., maíz y trigo), los usos competitivos de los recursos agrícolas y los precios de las materias primas alternativas. Incluso en áreas agrícolas altamente productivas, la dinámica de la oferta y la demanda, los costes y los precios pueden ser impredecibles. Es necesario establecer mercados para los residuos que no cumplan con los requisitos de calidad de las industrias de procesamiento posteriores.
- **Condiciones marco débiles.** Se precisa un marco de política estable, que incluya subvenciones consistentes para la energía renovable y los biocombustibles, así como mercados de carbono y valoración de las reducciones de emisiones de gases de efecto invernadero de los sistemas basados en la bioenergía. Se requieren estrategias y apoyo dedicados para facilitar el desarrollo de nuevas cadenas de valor, desde la investigación y el desarrollo hasta la comercialización.
- **Paralización de inversiones.** Existe una dependencia mutua entre las industrias de procesamiento de residuos y los proveedores agrícolas, lo que crea una situación en la que las industrias requieren un suministro constante y garantizado de residuos de cultivos antes de invertir en instalaciones, mientras que los proveedores de residuos buscan compromisos de las industrias de procesamiento antes de realizar inversiones significativas. Este estancamiento puede obstaculizar la inversión general en el sector.

- Otras barreras. Estas incluyen la falta de información y la información errónea, la percepción de alto riesgo, la experiencia comercial limitada y la necesidad de aceptación en el mercado, que son desafíos típicos que enfrentan las industrias emergentes.

Abordar todos estos retos es crucial para aprovechar todo el potencial de los residuos agrícolas para aplicaciones de bioenergía y biorrefinería.

2.4 El sector oleícola como fuente de bioenergía

Durante siglos, el cultivo del olivo (*Olea europaea* L.) para la producción de aceite de oliva ha estado muy arraigado en numerosas regiones de la cuenca mediterránea. Las destacadas cualidades nutricionales del aceite de oliva, ingrediente esencial de la dieta mediterránea, han contribuido a su importancia como fuente de prosperidad y empleo. Cerca del 95 % de la producción mundial de aceite de oliva se concentra en los países mediterráneos [23], donde los olivares ocupan alrededor de 10 millones de hectáreas [24]. En concreto, la mayor superficie de olivar del mundo se encuentra en España, con más de 2,5 millones de hectáreas [24], lo que supone más de la mitad de la superficie total dedicada a este cultivo en Europa [25]. En España, la mayor parte de la aceituna recolectada se dedica predominantemente a la producción de aceite de oliva, que constituye alrededor del 90 % de la cosecha total, mientras que el 10 % restante se destina a la aceituna de mesa [26]. En términos de producción de aceite de oliva, España también es el país líder en el mundo, con una producción anual de alrededor de 1,3 millones de toneladas de media en los últimos quince años (2007–2022), lo que representa aproximadamente la mitad de la producción mundial de producción de aceite de oliva y alrededor de dos tercios de la producción de la Unión Europea [23]. En su conjunto, la Unión Europea produce alrededor de 2 millones de toneladas de aceite de oliva, lo que supone aproximadamente el 65 % de la producción mundial [23]. La Tabla 2.2 recoge los datos de producción de aceite de oliva de los 20 principales países productores de aceite de oliva virgen durante las últimas 15 campañas de cosecha. Los países están clasificados en orden descendente en función de su producción media de las últimas cinco campañas de cosecha. Como se indica en la Tabla 2.2, la producción de aceite de oliva se concentra principalmente en los países mediterráneos, que, como se ha mencionado anteriormente, cuentan con aproximadamente el 95 % de la producción mundial. España, Italia, Grecia y Portugal son, en orden descendente, los cuatro principales productores [23]. Fuera de la Unión Europea, los mayores productores son Túnez, Turquía, Marruecos, Siria y Argelia. Algunos países alejados de la región mediterránea, como Argentina, Chile, Estados Unidos y Australia, también producen aceite de oliva en regiones con clima mediterráneo. Aunque estos países están experimentando un rápido crecimiento en su producción de aceite de oliva, esta sigue siendo relativamente pequeña en comparación con las cifras de producción mundial.

TABLA 2.2: Producción de aceite de oliva de los veinte principales países productores de aceite de oliva virgen en las últimas 15 campañas de cosecha (datos en miles de toneladas).

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos del Consejo Oleícola Internacional (COI) [23].

Pos.	País	2007-08	2008-09	2009-10	2010-11	2011-12	2012-13	2013-14	2014-15	2015-16	2016-17	2017-18	2018-19	2019-20	2020-21	2021-22	Promedio 2017-22
1	España	1236,1	1030,0	1401,5	1391,9	1615,0	618,2	1781,5	842,2	1403,3	1290,6	1262,2	1789,9	1125,3	1389,0	1491,5	1411,6
2	Italia	510,0	540,0	430,0	440,0	399,2	415,5	463,7	222,0	474,6	182,3	428,9	173,6	366,5	273,5	329,0	314,3
3	Grecia	327,2	305,0	320,0	301,0	294,6	357,9	132,0	300,0	320,0	195,0	346,0	185,0	275,0	275,0	232,0	262,6
4	Túnez	170,0	160,0	150,0	120,0	182,0	220,0	70,0	340,0	140,0	100,0	325,0	140,0	440,0	140,0	240,0	257,0
5	Turquía	72,0	130,0	147,0	160,0	191,0	195,0	135,0	160,0	150,0	178,0	263,0	193,5	230,0	193,5	235,0	223,0
6	Marruecos	85,0	85,0	140,0	130,0	120,0	100,0	130,0	120,0	130,0	110,0	140,0	200,0	145,0	160,0	200,0	169,0
7	Portugal	36,3	53,4	62,5	62,9	76,2	59,2	91,6	61,0	109,1	69,4	134,8	100,3	140,5	100,0	206,2	136,4
8	Siria	100,0	130,0	150,0	180,0	198,0	175,0	180,0	105,0	110,0	110,0	100,0	154,0	118,0	143,0	105,5	124,1
9	Argelia	24,0	61,5	26,5	67,0	39,5	66,0	44,0	69,5	82,0	63,0	82,5	97,0	126,0	70,5	91,0	93,4
10	Egipto	7,5	5,0	3,0	4,0	9,0	16,5	20,0	17,0	16,5	30,0	39,5	41,0	40,0	38,0	20,0	35,7
11	Argentina	27,0	23,0	17,0	20,0	32,0	17,0	30,0	30,0	24,0	24,0	45,0	28,0	30,0	30,0	33,0	33,2
12	Jordania	21,5	18,5	17,0	27,0	19,5	21,5	19,0	23,0	29,5	20,0	21,0	21,0	34,5	23,5	25,5	25,1
13	Chile	6,5	8,5	12,0	16,0	21,5	15,0	15,0	18,5	17,5	20,0	22,0	18,5	22,5	25,5	21,0	21,9
14	Palestina	8,0	20,0	5,5	25,0	15,5	15,5	17,5	24,5	21,0	20,0	19,5	15,0	39,5	14,5	17,5	21,2
15	Australia	12,0	15,0	18,0	18,0	15,5	9,5	13,5	19,5	20,0	21,0	21,0	20,0	8,5	23,0	19,5	18,4
16	Líbano	10,5	12,0	9,0	32,0	14,0	14,0	16,5	21,0	23,0	25,0	17,0	17,5	14,0	15,0	21,5	17,0
17	Libia	13,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	18,0	15,5	18,0	16,0	18,0	16,0	17,0	16,5	16,5	16,8
18	EE. UU.	2,0	3,0	3,0	4,0	4,0	4,0	12,0	5,0	14,0	15,0	16,0	16,0	16,0	16,0	15,5	15,9
19	Israel	4,0	9,0	3,5	12,5	13,0	18,0	15,0	18,5	18,0	18,0	17,0	14,0	19,0	12,0	12,0	14,8
20	Albania	4,0	6,0	5,0	8,0	7,0	12,0	10,5	11,0	10,0	11,5	11,0	12,5	11,5	13,0	11,5	11,8
Total UE		2118,7	1938,7	2224,6	2209,1	2395,2	1461,7	2482,6	1434,5	2324,4	1752,0	2188,3	2263,7	1919,9	2051,2	2271,7	2139,0
Total mundial		2713,0	2669,5	2973,5	3075,0	3321,0	2401,5	3252,0	2458,0	3176,5	2561,5	3379,0	3304,0	3269,0	3019,5	3398,0	3273,9

La distribución de los olivares se concentra principalmente en el este, sur y suroeste de la península ibérica [27]. En términos de superficie de cultivo de olivar en las diferentes regiones de España, Andalucía ocupa la primera posición y la más destacada, con más de 1 500 000 hectáreas en 2021 [26, 28]. En segundo lugar, se encuentra Castilla–La Mancha, con cerca de 450 000 hectáreas [26]. Extremadura ocupa el tercer lugar, con algo menos de 300 000 hectáreas, mientras que Cataluña ocupa la cuarta posición, con algo más de 100 000 hectáreas [26]. La Comunidad Valenciana también cuenta con una importante superficie de cultivo de olivar, ocupando el quinto lugar con casi 100 000 hectáreas [26].

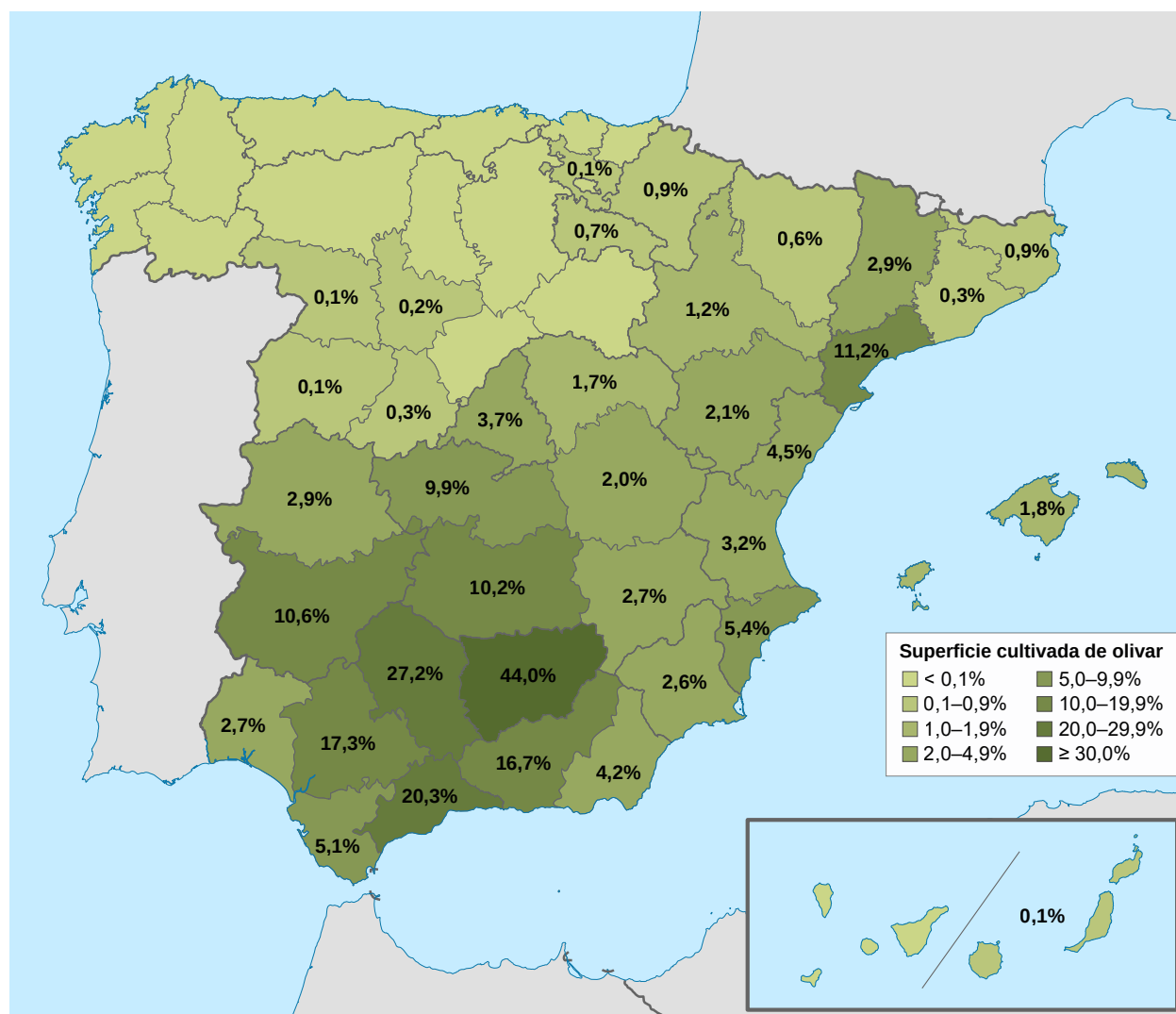


FIGURA 2.13: Distribución relativa de la superficie agrícola dedicada al olivar en España por provincias en 2021, calculada como la relación entre la superficie de olivar y la superficie total de cada provincia.

FUENTE: Elaboración propia a partir de datos del Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación [26].

La distribución relativa de la superficie agrícola dedicada al olivar en España, mostrada en la Fig. 2.13, destaca el protagonismo de las provincias de Jaén y Córdoba [26, 27]. Estas provincias concentran la mayor proporción de olivar, representando el 43,98 % y el 27,20 %, respectivamente,

de su superficie total en 2021 [26]. Granada, Málaga y Sevilla dedican más del 15 % de su superficie provincial al cultivo del olivar. Fuera de Andalucía, también destacan las provincias de Badajoz, Ciudad Real y Toledo, con alrededor del 10 % de su superficie cultivada con olivar. Tarragona sobresale en la vertiente mediterránea oriental, ocupando el 11,22 % de su superficie de olivar en 2021, seguida de Alicante y Castellón con un 5,38 % y un 4,53 % respectivamente. Por el contrario, la presencia de olivares es insignificante a lo largo de la cornisa cantábrica, Galicia y la mayor parte de Castilla y León.

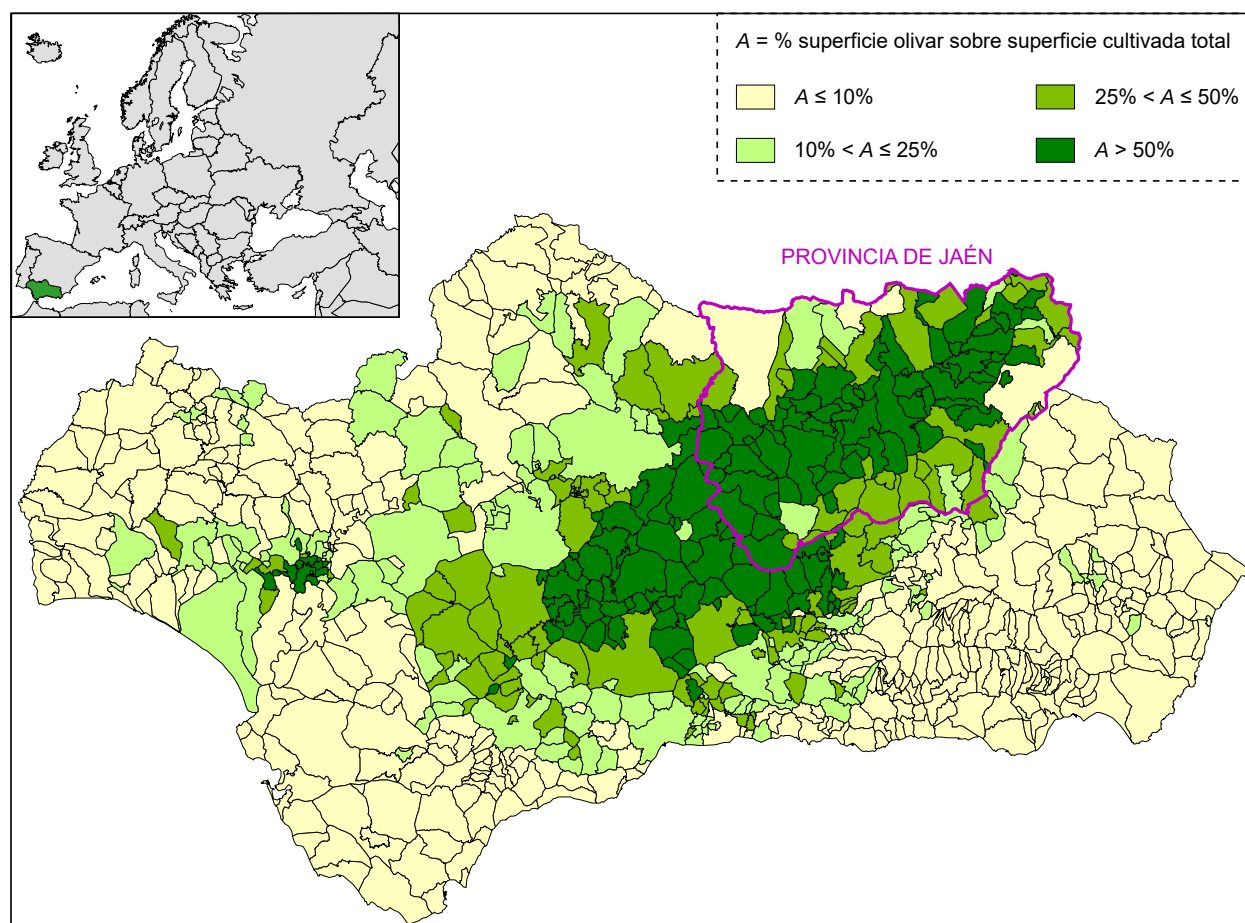


FIGURA 2.14: Distribución municipal de la superficie de olivar en Andalucía respecto a la superficie total de suelo agrícola. La provincia de Jaén está resaltada dentro de bordes morados más gruesos. FUENTE: Elaboración propia a partir de datos del Plan Director del Olivar Andaluz [28].

El sector oleícola español se caracteriza por una distribución muy centralizada, con aproximadamente 1800 almazaras en funcionamiento. El mayor número de productores de aceite de oliva en España se encuentra en Andalucía, con más de 800 almazaras [28, 29]. Esto no es de extrañar porque, con una superficie relativamente constante que supera las 1 500 000 hectáreas, el olivar ocupa más del 30 % de las tierras agrícolas de Andalucía [28]. Los olivares de Andalucía tienen una producción media anual de aproximadamente 4 650 000 toneladas de aceitunas por campaña de cosecha [30]. De este total, alrededor de 4 300 000 toneladas anuales se destinan a la extracción de aceite de oliva, mientras que las restantes 350 000 toneladas

anuales se dedican a la industria de aderezo de aceitunas de mesa [30]. La producción media anual de aceite de oliva supera las 900 000 toneladas [30], lo que representa aproximadamente el 75 % de la producción nacional de aceite de oliva [29]. Sin embargo, cabe señalar que la producción española de aceite de oliva está muy concentrada en el interior de Andalucía (Fig. 2.14), adquiriendo una importancia considerable en la provincia de Jaén, el sur de Córdoba, el noroeste de Granada, el norte de Málaga y sureste de Sevilla [28]. Mención especial merece la provincia de Jaén, que concentra por sí sola alrededor del 25 % de la superficie total de olivar a nivel nacional y es responsable del 35–40 % de la producción nacional de aceite de oliva [28]. De hecho, la provincia de Jaén dedica casi la totalidad de su superficie agrícola al cultivo del olivo [31]. En ninguna otra parte del continente europeo se puede hallar semejante concentración y continuidad de cultivos leñosos de hoja perenne [31].

2.4.1 Métodos de producción del aceite de oliva

El proceso de elaboración del aceite de oliva virgen se puede definir como una serie de operaciones unitarias sistemáticas encaminadas a separar el aceite del resto de componentes presentes en las aceitunas [32]. El proceso de producción del aceite de oliva consta de varios pasos, que incluyen limpiar las aceitunas, triturarlas hasta obtener una pasta, batir o mezclar la pasta y separar el aceite del agua vegetal y los sólidos. El modo de ejecución de cada uno de estos pasos influye significativamente en el rendimiento global del proceso de extracción, así como en la cantidad y características de los subproductos resultantes.

A lo largo del siglo xx, los métodos tradicionales de extracción del aceite de oliva se han ido sustituyendo por modernas tecnologías basadas en diversos procesos como la trituración y molturación de la aceituna con martillos de acero inoxidable, la mezcla termomecánica y la centrifugación horizontal en sistemas de decantación continua, que permiten procesar grandes cantidades de aceitunas en poco tiempo [33]. Actualmente, la extracción del aceite de oliva se realiza mayoritariamente mediante sistemas de centrifugación continua equipados con decantadores de dos fases o tres fases. Hasta la década de 1990, el proceso de producción del aceite de oliva en España se basaba en el proceso de extracción en tres fases [34]. Sin embargo, el proceso continuo de extracción del aceite por centrifugación en dos fases se ha convertido desde entonces en el método predominante. Hoy en día, la gran mayoría (>90 %) de las almazaras han adoptado este sistema y representan más del 95 % de la producción nacional de aceite de oliva. [28, 35, 36].

2.4.1.1 Método tradicional

El método tradicional de extracción del aceite de oliva, también denominado método de extracción discontinua, se basa en el uso de una prensa de aceitunas. Este método se ha estado utilizando desde que los griegos comenzaron a prensar aceitunas hace más de 5000 años, y

todavía se utiliza hoy en día, con algunas modificaciones [37]. Sin embargo, este método de extracción solo es adecuado para la producción de pequeños volúmenes de aceite de oliva [37].

La extracción del aceite de oliva mediante sistemas de prensado es un proceso bastante sencillo. Inicialmente, las aceitunas se molturan hasta obtener una pasta utilizando grandes piedras de molino en la almazara [37]. El proceso de molturación tarda entre 30–40 minutos para garantizar que las aceitunas estén bien molidas, tiempo suficiente para que se formen grandes gotas de aceite por coalescencia [37]. Una vez que se ha completado la molturación, la pasta de aceituna se extiende sobre discos de fibra, que se apilan uno encima del otro y luego se colocan dentro de la prensa [37]. Tradicionalmente, estos discos se fabricaban con fibra de cáñamo o coco, pero en la actualidad se prefieren las fibras sintéticas debido a su facilidad de mantenimiento y limpieza [37]. Los discos apilados se colocan sobre un pistón hidráulico, formando una pila compacta. Se aplica presión sobre los discos de forma progresiva, comprimiendo la fase sólida de la pasta de aceituna y permitiendo la percolación de las fases líquidas (aceite y agua de vegetación). La presión hidráulica aplicada puede llegar a alcanzar las 400 atm [37, 38]. Para favorecer la separación de las fases líquidas, el agua se dirige hacia abajo por los laterales de los discos, lo que aumenta la percolación [37]. Los líquidos finalmente se separan mediante un proceso de decantación estándar o mediante el uso de una centrífuga vertical más rápida. Aunque las prensas permiten la producción de aceites de gran calidad, son mucho más lentas en comparación con otros métodos de extracción del aceite de oliva y también proporcionan un menor rendimiento de aceite. Por estas razones, la gran mayoría de los productores de aceite de oliva en regiones tradicionalmente oleícolas de España realizaron la transición de las prensas tradicionales a sistemas de extracción modernos a mediados de la década de 1980 [37].

2.4.1.2 Métodos modernos

El método moderno de extracción del aceite de oliva utiliza un decantador industrial para separar las diferentes fases mediante centrifugación [37]. Inicialmente, las aceitunas se trituran para formar una pasta fina utilizando equipos como trituradoras de martillos, trituradoras de discos, máquinas deshuesadoras o trituradoras de cuchillas. Luego, la pasta resultante se somete a un proceso de mezcla llamado batido durante aproximadamente 30–40 minutos para permitir que las pequeñas gotas de aceite se aglomeren [37]. Una vez finalizado el proceso de batido, la pasta de aceituna consta de tres componentes principales, una fase sólida que contiene restos de piel, pulpa y hueso de aceituna y dos fases líquidas, inmiscibles entre sí, que están formadas por aceite y agua de vegetación. Tras la etapa de batido, la pasta de aceituna se bombea a un decantador centrífugo industrial, donde se separan las fases. La adición de agua caliente a la pasta de aceitunas durante el batido o la extracción mejora la separación del aceite de oliva del agua y la fase sólida [33]. En los procesos de extracción continua que se utilizan actualmente en la mayoría de las almazaras, el decantador suele ser una centrífuga horizontal de alta capacidad que gira

a una velocidad de alrededor de 3000–4000 rpm [37]. La elevada fuerza centrífuga permite una separación eficiente de las fases en función de sus diferentes densidades, separándose primero los sólidos, luego el agua de vegetación y finalmente el aceite [37]. Dentro del tambor cónico giratorio del decantador, hay un tornillo sinfín que gira a una velocidad más lenta, empujando los materiales sólidos hacia fuera del sistema.

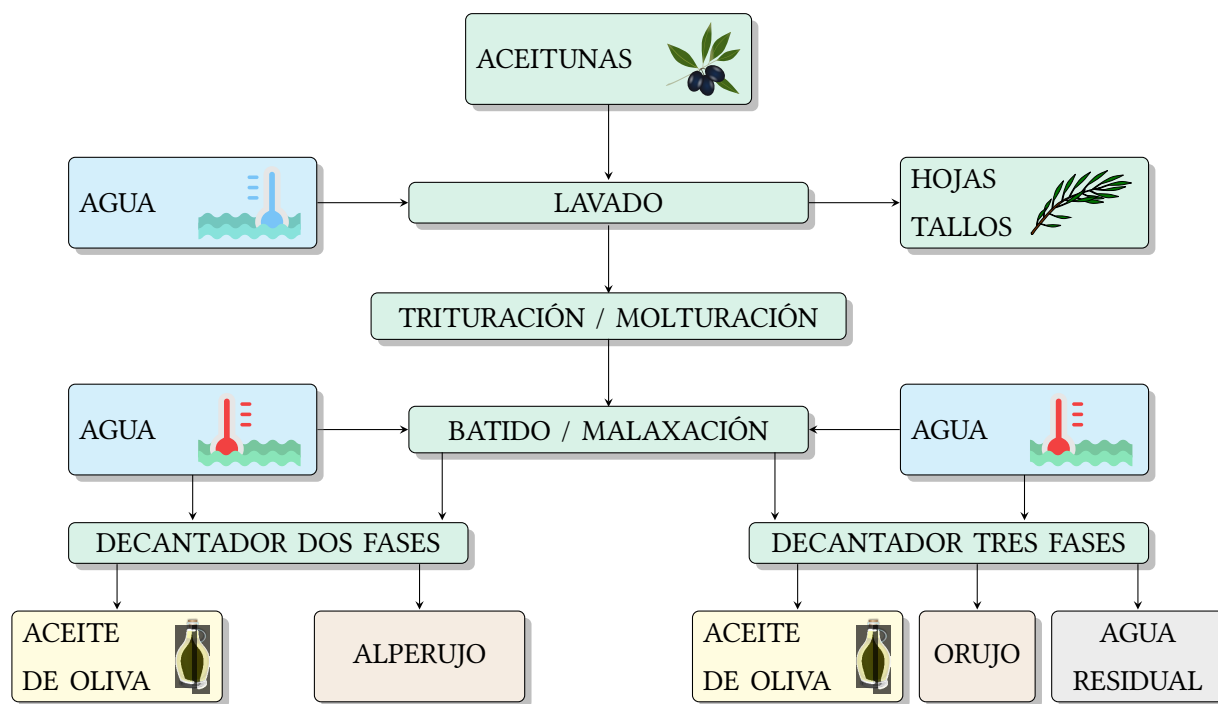


FIGURA 2.15: Etapas del proceso de elaboración del aceite de oliva virgen mediante sistemas de centrifugación continua equipados con decantadores de dos fases (*izda*) o tres fases (*dcha*).
FUENTE: Elaboración propia.

En un decantador de tres fases, la mayor cantidad de agua añadida en comparación con el método tradicional de extracción del aceite por prensado puede provocar la eliminación de parte de los polifenoles del aceite, lo que origina una mayor cantidad de agua de vegetación que requiere un procesamiento adicional, junto con la obtención de un producto pastoso conocido como orujo. Con el fin de abordar el problema del lavado de los polifenoles del aceite y reducir el consumo de agua, se desarrolló el decantador centrífugo de dos fases. Este método de extracción de aceite permite usar menos agua, reduciendo así el lavado de los polifenoles. La pasta de aceituna se separa en dos fases: aceite y orujo húmedo. A diferencia del decantador de tres fases con tres salidas (aceite, agua y sólidos), el decantador de dos fases solo tiene dos salidas. El agua sale del decantador junto con los restos sólidos de pasta de aceituna, dando lugar a un lodo espeso, comúnmente denominado alperujo, con un contenido de humedad superior al del orujo procedente del proceso de tres pases. La Fig. 2.15 presenta un diagrama de flujo secuencial del proceso de producción de aceite de oliva, centrándose específicamente en los sistemas de producción modernos con decantadores de dos o tres fases. Entre estos sistemas, el sistema de centrifugación en dos fases es el más extendido, siendo utilizado por más del 90 %

de las almazaras de Andalucía [11].

Un aspecto distintivo clave entre ambos métodos modernos de extracción de aceite de oliva está relacionado con el consumo de agua. Los procesos de extracción en dos fases requieren un menor consumo de agua en comparación con los procesos de extracción en tres fases y, por lo tanto, no producen grandes volúmenes de agua de vegetación (tan solo unos 0,2 m³ por tonelada de aceituna molturada). No obstante, la extracción en dos fases aumenta significativamente la producción de residuo (semi)sólido con respecto a los otros dos métodos (800 kg en el de extracción en dos fases frente a 350 kg y 550 kg en la extracción tradicional por prensado y por centrifugación de tres fases, respectivamente) [11]. Los procesos de extracción en dos fases producen alperujo, que normalmente tiene un contenido de humedad del 60–70 % (base húmeda) y puede contener azúcares debido a la presencia de agua de vegetación. Por otro lado, los procesos de extracción en tres fases producen grandes volúmenes de agua de vegetación, así como de orujo, cuyo contenido de humedad ronda el 40–50 % (base húmeda) [34, 39].

2.4.2 Recursos de biomasa del sector oleícola en Andalucía

Andalucía posee abundantes recursos de biomasa, en gran parte derivados del cultivo del olivar e industrias afines [30]. El uso de esta biomasa con fines energéticos proporciona ventajas como la reducción de la dependencia de combustibles fósiles, el aumento del autoabastecimiento, la diversificación energética y el fomento de la actividad económica en las zonas rurales [30]. Esta sección proporciona una descripción general de los principales recursos de biomasa producidos en el sector oleícola, junto con sus principales características y aplicaciones.

La biomasa es una de las principales fuentes renovables de Andalucía con mayor potencial de desarrollo [11]. De hecho, la bioenergía suele ser la fuente energética renovable con mayor contribución al consumo de energía primaria de Andalucía [11, 40]. El potencial bioenergético identificado en Andalucía se ha estimado en 3955 ktep [11], equivalente a 0,166 EJ. Teniendo en cuenta que el consumo de energía primaria en Andalucía en 2021 ascendió a 0,722 EJ [8], el potencial bioenergético supuso cerca del 23 % de la demanda energética de la región para ese año. La Tabla 2.3 proporciona un desglose completo del potencial bioenergético en Andalucía, clasificado atendiendo a los diferentes tipos de materias primas, que revela que la biomasa del olivar cuenta con el mayor potencial bioenergético de entre ellas [11, 30]. Sin embargo, el aprovechamiento de la biomasa derivada del olivar está actualmente limitado a tan solo un 30 % de su máximo potencial [11]. Además, existen grandes diferencias entre distintas áreas geográficas, lo que determina que en algunas regiones su uso sea inexistente. Esta discrepancia está determinada principalmente por los patrones de demanda y consumo. En la actualidad, el consumo de biomasa del olivar se asocia casi exclusivamente con las centrales termoeléctricas de biomasa. Por lo tanto, en áreas donde no hay mercado para dicha biomasa, los agricultores tienen opciones limitadas, como quemarla o incorporarla al suelo como enmienda [11].

TABLA 2.3: Potencial bioenergético en Andalucía por tipo de biomasa.

FUENTE: Agencia Andaluza de la Energía [11, 30].

Sector de la biomasa	Tipo de biomasa	Producción de biomasa (toneladas)	Potencial bioenergético (ktep)
Biorresiduos agrícolas	Subtotal agricultura	4 606 473	1 321,29
	Olivar	2 524 419	803,25
	Frutales	112 611	23,09
	Cítricos	58 381	11,82
	Subtropical	17 441	4,29
	Vid	48 305	11,88
	Girasol	524 533	152,39
	Invernaderos	415 070	49,81
	Arroz	145 910	40,85
	Algodón	721 353	216,41
	Tomate	38 449	7,50
Biorresiduos ganaderos	Subtotal ganadería	4 342 525	77
	Porcino	1 476 565	17
	Bovino	1 371 182	24
	Avícola	361 355	18
	Otras especies	1 133 424	18
Biorresiduos industriales	Subtotal industria	5 070 029	1 023
	Hoja de olivo	345 108	86
	Hueso de aceituna	552 434	215
	Orujo graso húmedo	3 011 462	422
	Cáscara de arroz	58 693	20
	Industria cervecera	123 083	2
	Matadero y cárnicas	100 203	14
	Residuos corcho	10 600	4
	Desmotadora de algodón	16 811	5
	Cáscaras de frutos secos	17 500	7
	Industria vitivinícola	41 097	9
	Industria maderera	220 410	59
	Industria azucarera	6 000	2
	Industria pesquera	14 824	1
	Licores negros	474 802	145
	Glicerina bruta	77 000	35
Biorresiduos forestales	Subtotal silvicultura	1 345 840	322
	<i>Quercus</i>	283 237	76
	<i>Eucalyptus</i>	488 706	83
	<i>Populus</i>	9 087	2
	<i>Pinus</i>	564 994	161
Cultivos energéticos	Subtotal cultivos energéticos	1 864 600	620
Biorresiduos urbanos	Subtotal residuos urbanos	2 929 782	591
	Aceites vegetales usados	57 916	52
	Parques y jardines	208 000	56
	FORSU	735 697	276
	Lodos EDAR urbanos	547 775	163
	Aguas residuales (m ³)	1 380 394	44
Biomasa total y potencial bioenergético en Andalucía		20 159 249	3 958

Andalucía lidera el sector de generación eléctrica a partir de biomasa sólida en España, ya que según los datos energéticos de 2018, la potencia instalada de bioelectricidad en Andalucía representó el 33,7 % de la potencia instalada total de bioelectricidad a nivel nacional [11]. A fecha de diciembre de 2019, Andalucía contaba con un total de 17 centrales termoeléctricas y plantas de cogeneración (CHP) alimentadas con biomasa sólida, con una potencia conjunta de 273,98 MW. Además, había 21 centrales termoeléctricas de biogás operando en la región, con una capacidad total de 33,45 MW. La Tabla 2.4 proporciona información detallada sobre las centrales termoeléctricas alimentadas con biomasa sólida que estaban operativas a 31 de diciembre de 2019 [11]. Casi la mitad de la biomasa sólida utilizada en la generación de electricidad procedía del sector oleícola, incluyendo tanto el olivar como su industria asociada [11, 28].

TABLA 2.4: Centrales termoeléctricas de biomasa en operación en Andalucía a 31 de diciembre de 2019.
FUENTE: Agencia Andaluza de la Energía [11, 30].

Nombre de la central	Municipio	Provincia	Tipo de biomasa	Potencia	Año
Albaida Recursos Naturales 1	Níjar	Almería	Residuos de invernadero	1,70 MW	2004
Parada Generación Agroenergética	Baena	Córdoba	Orujillo, astillas de madera	25,00 MW	2002
Bioenergética Egabrense	Cabra	Córdoba	Orujillo, astillas de madera	8,00 MW	2006
Severaes	Cañete de las Torres	Córdoba	Poda de olivar	0,10 MW	2009
Bioenergía Santamaría	Lucena	Córdoba	Orujillo, astillas de madera	14,30 MW	2006
Agroenergética de Palenciana	Palenciana	Córdoba	Orujillo, astillas de madera	5,37 MW	2007
El Tejar Autogeneración	Palenciana	Córdoba	Orujillo	5,65 MW	1999
Vetejar	Palenciana	Córdoba	Orujillo, astillas de madera	12,90 MW	2000
Biomasa Puente Genil	Puente Genil	Córdoba	Orujillo, astillas de madera	9,82 MW	2006
Ence I	San Juan del Puerto	Huelva	Astillas de madera	40,95 MW	2009
Ence Biomasa	San Juan del Puerto	Huelva	Astillas de madera	50,00 MW	2012
Ence Huelva II	San Juan del Puerto	Huelva	Biomasa de madera	46,00 MW	2019
Bioenergética de Linares	Linares	Jaén	Orujillo, astillas de madera	15,00 MW	2009
La Loma	Villanueva del Arzobispo	Jaén	Orujillo	16,00 MW	2002
Aldebarán Energía del Guadalquivir	Andújar	Jaén	Orujillo, astillas de madera	6,00 MW	2010
Fuente de Piedra	Fuente de Piedra	Málaga	Orujillo, astillas de madera	8,04 MW	2004
Extragol	Villanueva de Algaidas	Málaga	Orujillo, astillas de madera	9,15 MW	2003

La cadena de suministro del aceite de oliva genera grandes cantidades de residuos y subproductos, cuyas propiedades fisicoquímicas dependen del método de extracción del aceite de oliva. En el caso del proceso de extracción continua en dos fases, que es predominante en España, el rendimiento de aceite de oliva virgen se estima en torno al 20 % en peso [41]. Es decir, el 80 % restante del peso total recogido en cada cosecha anual se convierte en subproductos, que incluyen hojas y tallos, huesos, alperujo, así como aguas residuales. Dicho de otro modo, el peso de estos subproductos es de hasta cuatro veces superior al del aceite de oliva [41]. La Fig. 2.16 proporciona una descripción gráfica de los diferentes productos y subproductos que se generan a lo largo de la cadena de suministro del aceite de oliva. Cabe destacar que los subproductos del sector oleícola no solo incluyen los producidos en las almazaras (huesos, hojas, ramas finas y

alperujo), sino también los generados en los olivares durante la temporada de poda. Como se muestra en la Fig. 2.16, el alperujo destaca como el subproducto más importante de la extracción del aceite en términos de volumen de producción. Normalmente, el alperujo se somete finalmente a una etapa de secado seguida de un proceso de extracción sólido-líquido con disolventes orgánicos para recuperar el aceite residual contenido en el alperujo [42], que se conoce como aceite de orujo crudo tras la extracción; mientras que el orujo extractado seco u orujillo se obtiene como subproducto sólido.

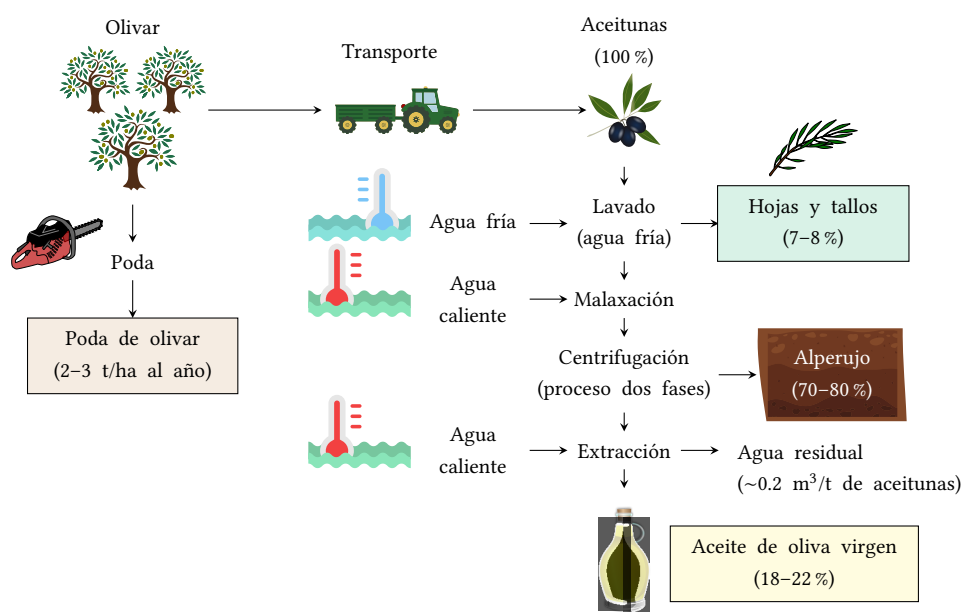


FIGURA 2.16: Resumen gráfico de los productos y subproductos del proceso de extracción del aceite de oliva en dos fases.

FUENTE: Elaboración propia.

El orujillo, los huesos de aceituna, las hojas y tallos y los residuos de poda de olivar son ejemplos de subproductos del sector oleícola que pueden utilizarse eficazmente para su aprovechamiento energético [11, 30]. Mediante la tecnología adecuada, es posible producir electricidad, calor e incluso biocombustibles para el transporte a partir de estos subproductos. A continuación, se muestra una descripción general de las características y propiedades claves de los subproductos derivados del sector oleícola que son adecuados para aplicaciones energéticas.

2.4.2.1 Poda de olivar

Durante la poda anual o bianual de los olivos, se generan grandes cantidades de residuos de poda en los olivares. La poda de olivar se compone principalmente de ramas gruesas o madera (~25 % en peso), ramas delgadas o tallos (~50 % en peso) y hojas (~25 % en peso) [42-44]. Estos residuos se producen normalmente al final de la campaña de cosecha (principalmente durante el mes de marzo). Los olivos destinados a la producción de aceitunas de mesa se suelen podar cada año, mientras que los destinados a la producción de aceite de oliva se podan cada dos años [11].

Asimismo, los olivos de secano normalmente se podan cada dos años, mientras que los de regadío se podan una vez al año [44].

Se estima que cada año se generan entre 2–3 toneladas de residuos de poda por hectárea de olivar [11, 40, 44], pudiendo existir variaciones en función de la densidad de cultivo, tipo de poda (anual o bienal), variedad, etc. [11]. Extrapolando esta relación a la extensa superficie de olivar de Andalucía, se puede inferir que en esta región se generan anualmente alrededor de 3–4 millones de toneladas de residuos de poda [11, 40]. Como se ha señalado anteriormente en la Tabla 2.3, el potencial bioenergético de los residuos de poda de olivar en Andalucía se ha estimado en 803,25 ktep [11]. En la mayoría de los casos, los residuos de poda de olivar se astillan para depositarlos en las tierras agrícolas como mantillo [45], se incorporan al suelo como una enmienda o simplemente se amontonan e incineran [42, 46, 47], lo que puede provocar contaminación del aire y riesgo de incendios.

2.4.2.2 Hojas y tallos de olivo

Las hojas y tallos de olivo también se consideran subproductos de la industria del aceite de oliva. Las aceitunas suelen llegar a las almazaras con cierta cantidad de hojas, ramas finas, tallos y arena que hay que retirar antes de su procesamiento. Como se muestra en la Fig. 2.15, estos subproductos se originan durante la etapa de lavado y limpieza de la aceituna. Se considera que las hojas y tallos representan aproximadamente el 8–10 % del peso total de las aceitunas procesadas en las almazaras [11, 48]. En España, se estima que la producción anual de hojas de olivo en las almazaras supera las 300 000 toneladas, aportando Andalucía el 87,8 % de la producción total [49]. Como se ha mencionado anteriormente, durante la poda de los olivos también se producen hojas y tallos, que en su conjunto representan alrededor de las tres cuartas partes del peso total de los residuos de la poda [42, 43]. Las hojas y tallos tienden a acumularse en las almazaras y los agricultores locales las utilizan habitualmente como forraje para su ganado o simplemente las queman o desechan [42, 49]. Sin embargo, este subproducto también puede encontrar aplicación como combustible en algunas centrales termoeléctricas [11].

2.4.2.3 Huesos de aceituna

El hueso de aceituna es otro subproducto destacable del sector del olivar. Las aceitunas están compuestas aproximadamente por un 85 % de pulpa y un 15 % de hueso [11]. Los huesos de aceituna representan alrededor del 10 % del peso total de las aceitunas [50]. Es conveniente distinguir entre los huesos producidos en la industria del aderezo de aceitunas de mesa y los huesos generados durante el proceso de extracción del aceite de oliva en dos fases.

Las industrias de condimentos destinan aproximadamente el 80 % de las aceitunas que procesan para comercializar las aceitunas sin hueso. Posteriormente, los huesos de aceituna se venden a extractoras de aceite de orujo para recuperar el aceite que aún contienen estos huesos,

y entran en la cadena de procesamiento del orujo. Por el contrario, en el proceso de extracción del aceite de oliva en dos fases, alrededor del 70 % del orujo se deshuesa mediante un proceso de separación pulpa–hueso, ya sea en las almazaras o en las plantas extractoras de aceite de orujo [11]. En este caso se obtienen huesos triturados, cuya producción asciende a unas 600 000 t/año en España [50], y unas 360 000 t/año en Andalucía [11].

Los huesos de aceituna son muy apreciados, debido a sus buenas propiedades como combustible, entre las que destacan su elevada densidad, contenido de humedad relativamente bajo (normalmente por debajo del 30 % y con una media del 15 % en base húmeda) [11], poder calorífico inferior de unos 18–20 MJ/kg (en base seca) [50–52], y una distribución uniforme del tamaño de las partículas (con un diámetro medio de 2–5 mm) [11]. Estas características hacen que los huesos de aceituna sean muy apropiados para aplicaciones térmicas en diversos sectores, como la industria, los hogares y las áreas residenciales [11, 50, 52]. También son fáciles de manipular, generan bajas emisiones de partículas durante su combustión y sus condiciones son inodoras. Dadas estas ventajosas propiedades, una parte del hueso de aceituna se suele utilizar como combustible en calentadores de biomasa dentro de las propias almazaras para producir el agua caliente necesaria para el proceso de malaxación en las batidoras. Los huesos de aceituna restantes se comercializan.

Tradicionalmente, el hueso de aceituna se ha utilizado como combustible para aplicaciones térmicas en la industria oleícola, tanto en las almazaras como en las plantas extractoras de aceite de orujo, así como en otros sectores como el alimentario, el cerámico o el agropecuario [11]. Sin embargo, existe una tendencia creciente hacia el uso de los huesos de aceituna para aplicaciones térmicas en los sectores servicios y residencial. La tecnología asociada con los equipos alimentados con hueso de oliva ha experimentado un notable avance, no solo en términos de rendimiento, sino también en un mejor control de las emisiones, mayores niveles de comodidad y facilidad de manipulación [11].

2.4.2.4 Orujos

El proceso de extracción del aceite de oliva, mayoritariamente por centrifugación continua mediante dos fases o tres fases y en un número reducido de almazaras por prensado, genera un subproducto lodoso o pastoso que está constituido por los restos de las aceitunas molturadas una vez una se ha extraído el aceite de oliva virgen [11, 41]. Este subproducto puede tener propiedades fisicoquímicas variables dependiendo de varios factores, aunque depende principalmente del tipo de proceso de extracción del aceite.

Los decantadores centrífugos de dos fases que se utilizan en la industria del aceite de oliva producen un subproducto conocido como orujo graso húmedo o alperujo [41]. Este subproducto es, con diferencia, el más abundante en la industria oleícola española debido a su enorme ritmo de producción en las almazaras. Durante el proceso de extracción en dos fases, aproximadamente el

70–80 % en peso de las aceitunas procesadas se convierte en alperujo, un lodo espeso con un alto contenido de humedad formado por pulpa, piel, hueso triturado y alrededor del 2–4 % en peso de aceite de oliva [11, 28, 34, 40, 41]. Por el contrario, los decantadores centrífugos de tres fases, muy utilizados en España hasta la década de 1990, producen una cantidad mucho menor de un subproducto similar conocido como orujo de tres fases, o simplemente, orujo. Este subproducto de la producción del aceite de oliva mediante decantadores centrífugos de tres fases se caracteriza por un contenido de humedad de alrededor del 40–55 % (base húmeda) [34], mientras que el alperujo tiene un contenido de humedad cercano al 60–70 % (base húmeda) o incluso superior [11, 28, 34, 41, 52, 53].

Tras el proceso de extracción en dos fases, el alperujo se almacena en balsas para su posterior procesamiento, que puede implicar un proceso físico de segunda centrifugación utilizando decantadores centrífugos de tres fases y/o un proceso químico en plantas extractoras de aceite de orujo [11]. El enfoque de gestión habitual para el alperujo en España se ilustra en la Fig. 2.17. Dado que la acumulación del alperujo en las almazaras puede provocar interrupciones en la producción y pérdidas económicas importantes [52], es una práctica común en España transportar el alperujo en camiones cisterna a instalaciones específicas para extraer el aceite de oliva restante contenido en el alperujo con la ayuda de disolventes industriales, normalmente hexano [53]. Una opción alternativa a la extracción es utilizar el orujo procedente de una segunda centrifugación mediante decantadores centrífugos de tres fases para la generación de energía eléctrica. Este enfoque requiere secar el orujo hasta un contenido de humedad de alrededor del 40 % para facilitar la combustión [11]. Aproximadamente el 30 % del orujo generado en Andalucía se somete a este proceso [11]. El Capítulo 6 de esta Tesis Doctoral propone y evalúa un innovador enfoque alternativo para la gestión del alperujo húmedo, que se seca *in situ* y finalmente se utiliza como combustible para la generación de energía eléctrica en una planta de gasificación integrada, evitando así interrupciones en la producción de las almazaras, así como la necesidad de transportar el alperujo a instalaciones de procesamiento específicas. Además, los beneficios medioambientales de este enfoque de gestión alternativo se discuten detalladamente en el Capítulo 8.

A su llegada a las plantas extractoras de aceite de orujo, el orujo húmedo se descarga en grandes balsas cercanas, donde se almacena y se seca inicialmente al aire hasta cierto punto. Sin embargo, para extraer el aceite de oliva restante contenido en el alperujo húmedo, se requiere una etapa previa de secado de gran consumo energético, que suele implicar el uso de secaderos de tambor rotativo de flujo paralelo a gran escala [53]. El orujo graso húmedo o alperujo, una vez secado y sometido al proceso de extracción del aceite, pasa a denominarse orujo extractado seco u orujillo [11, 30]. Este subproducto tiene un contenido de humedad de alrededor del 10 % (base húmeda) y un poder calorífico inferior de unos 17–18 MJ/kg (base seca) [11, 30, 52, 53]. Se puede utilizar tanto para la producción de calor como para la generación de energía eléctrica en las industrias. Una parte importante del orujillo suele consumirse dentro de la propia planta

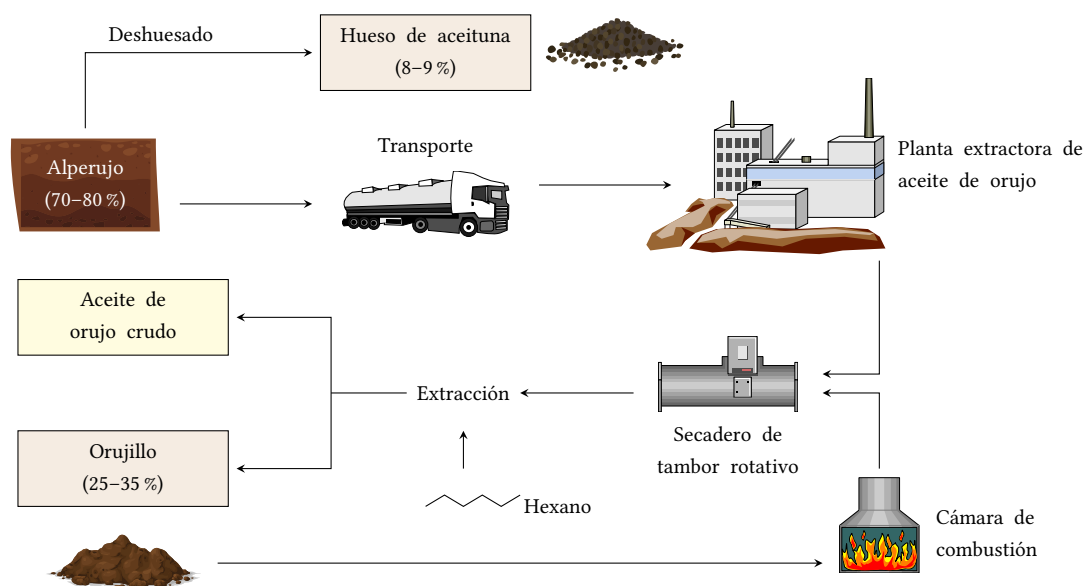


FIGURA 2.17: Resumen gráfico de los productos y subproductos del proceso de extracción del aceite de orujo crudo.

FUENTE: Elaboración propia.

extractora, con fines como el aporte de la energía térmica necesaria para el secado del alperujo o la generación de vapor de proceso en calderas [11, 28]. Sin embargo, en algunos casos, y de forma cada vez más frecuente, el proceso de secado del alperujo en plantas extractoras se realiza mediante sistemas de cogeneración equipados con grupos motogeneradores alimentados con combustibles fósiles como el gas natural, lo que supone una fuente adicional de ingresos por la venta de la electricidad generada [11, 52, 54]. La cogeneración reduce el autoconsumo de orujillo en la planta extractora, dejándolo disponible para usos o aplicaciones alternativas [11, 30]. En el Capítulo 4 y el Capítulo 5, el orujillo se utiliza como materia prima en una planta piloto de gasificación de biomasa destinada a la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón en la industria oleícola.

Andalucía concentraba el 53 % de las plantas extractoras de aceite de orujo en España en 2020, con un total de 41 plantas [11]. En una campaña media de cosecha, la producción de orujillo en Andalucía oscila entre 1 200 000 y 1 450 000 toneladas anuales [11]. En 2018 se consumieron en las centrales eléctricas unas 580 000 toneladas de este subproducto, mientras que la propia industria oleícola consumió unas 125 000 toneladas, lo que sugiere que, de media, puede haber una disponibilidad aproximada de 200 000 a 400 000 toneladas anuales para otras aplicaciones térmicas y para exportación [11]. Sin embargo, estas cifras pueden variar según la campaña de cosecha específica [11, 30].

Referencias

- [1] United Nations, Department of Economic and Social Affairs, Population Division, *World Population Prospects 2022*, New York, 2022. dirección: https://www.un.org/development/desa/pd/sites/www.un.org.development.desa.pd/files/wpp2022_summary_of_results.pdf.
- [2] International Energy Agency (IEA), *World Energy Outlook 2022*, Paris, 2022. dirección: <https://iea.blob.core.windows.net/assets/830fe099-5530-48f2-a7c1-11f35d510983/WorldEnergyOutlook2022.pdf>.
- [3] International Energy Agency (IEA), *Data and statistics*. dirección: <https://www.iea.org/data-and-statistics>.
- [4] World Bioenergy Association (WBA), *Global Bioenergy Statistics 2022*, 2022. dirección: <https://www.worldbioenergy.org/uploads/221223%20WBA%20GBS%202022.pdf>.
- [5] H. Ritchie, M. Roser y P. Rosado, «Energy», *Our World in Data*, 2022. dirección: <https://ourworldindata.org/energy>.
- [6] Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, *La Energía en España 2020*, Madrid, 2022. dirección: https://energia.gob.es/balances/Balances/LibrosEnergia/Libro_Energia_Espana_2020.pdf.
- [7] A. Pascual Velázquez, «La competitividad de los ciclos combinados en el mercado eléctrico español», *Cuadernos de energía*, vol. 43, págs. 60-67, 2014. dirección: https://www.enercub.es/file/8G6UUeIX8wF2iNPDVJtl_A.
- [8] Agencia Andaluza de la Energía, *Datos energéticos de Andalucía 2021*, 2022. dirección: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/Planificaci%C3%B3n/datos_energeticos_2021_bc.pdf.
- [9] Agencia Andaluza de la Energía, *Datos energéticos de Andalucía 2010*, 2011. dirección: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/dea_2010_web_0.pdf.
- [10] *Directiva (UE) 2018/2001 del Parlamento Europeo y del Consejo, de 11 de diciembre de 2018, relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables*, 2018. dirección: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/?uri=CELEX:32018L2001>.
- [11] Agencia Andaluza de la Energía, *La bioenergía en Andalucía*. dirección: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/3_2_0068_20_LA_BIOENERGIA_EN_ANDALUCIA.PDF.
- [12] International Energy Agency (IEA), *Bioenergy*. dirección: <https://www.iea.org/fuels-and-technologies/bioenergy>.
- [13] International Renewable Energy Agency (IRENA), *Bioenergy & biofuels*. dirección: <https://www.irena.org/Energy-Transition/Technology/Bioenergy-and-biofuels>.

-
- [14] International Energy Agency (IEA), *Technology Roadmap - Bioenergy for Heat and Power*, 2022. dirección: <https://www.iea.org/reports/technology-roadmap-bioenergy-for-heat-and-power>.
- [15] D. Hodgson, P. Bains y J. Moorhouse, *Bioenergy: Energy system overview*. International Energy Agency (IEA), 2022. dirección: <https://www.iea.org/reports/bioenergy>.
- [16] IEA Bioenergy, *Implementation of bioenergy in the European Union – 2021 update*, 2021. dirección: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2021/11/CountryReport2021_EU28_final.pdf.
- [17] IEA Bioenergy, *Mobilization of Agricultural Residues for Bioenergy and Higher Value Bio-Products: Resources, Barriers and Sustainability*, 2017. dirección: <https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2018/01/TR2017-01-F.pdf>.
- [18] J. A. Kumar et al., «Agricultural waste biomass for sustainable bioenergy production: Feedstock, characterization and pre-treatment methodologies», *Chemosphere*, vol. 331, pág. 138 680, 2023. DOI: [10.1016/j.chemosphere.2023.138680](https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2023.138680).
- [19] O. Awogbemi y D. V. V. Kallon, «Valorization of agricultural wastes for biofuel applications», *Heliyon*, vol. 8, n.º 10, e11117, 2022. DOI: [10.1016/j.heliyon.2022.e11117](https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2022.e11117).
- [20] European Comission, Agriculture and rural development, *Agricultural biomass*. dirección: https://agriculture.ec.europa.eu/sustainability/economic-sustainability/bioeconomy/agricultural-biomass_en.
- [21] N. Sharma, B. Bohra, N. Pragya, R. Ciannella, P. Dobie y S. Lehmann, «Bioenergy from agroforestry can lead to improved food security, climate change, soil quality, and rural development», *Food Energy Secur.*, vol. 5, n.º 3, págs. 165-183, 2016. DOI: [10.1002/fes3.87](https://doi.org/10.1002/fes3.87).
- [22] H. Haberl et al., «Global bioenergy potentials from agricultural land in 2050: Sensitivity to climate change, diets and yields», *Biomass Bioenerg.*, vol. 35, n.º 12, págs. 4753-4769, 2011. DOI: [10.1016/j.biombioe.2011.04.035](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.04.035).
- [23] *Unidad de Asuntos Económicos y Promoción - Consejo Oleícola Internacional (COI)*. dirección: <https://www.internationaloliveoil.org/que-hacemos/unidad-de-asuntos-economicos-y-promocion/>.
- [24] *Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura, División de Estadística (FAOSTAT)*. dirección: <http://www.fao.org/faostat/es/>.
- [25] Eurostat, *Olive trees cover 4.6 million hectares in the EU*, 2019. dirección: <https://ec.europa.eu/eurostat/en/web/products-eurostat-news/-/ddn-20190301-1>.
- [26] Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, *Encuesta sobre Superficies y Rendimientos de Cultivos*, 2021. dirección: https://www.mapa.gob.es/es/estadistica/temas/estadisticas-agrarias/boletin2021_tcm30-623734.pdf.
-

-
- [27] Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, *Encuesta sobre Superficies y Rendimientos de Cultivos, Análisis de Plantaciones de Olivar en España*, 2019. dirección: https://www.mapa.gob.es/es/estadistica/temas/estadisticas-agrarias/olivar2019_tcm30-122331.pdf.
- [28] Junta de Andalucía, *Plan Director del Olivar Andaluz*, 2015. dirección: <https://www.juntadeandalucia.es/organismos/transparencia/planificacion-evaluacion-estadistica/planes/detalle/59239.html>.
- [29] S. I. Patsios, K. N. Kontogiannopoulos y G. F. Banias, «Environmental impact assessment in agri-production», en *Bio-Economy and Agri-production*, Elsevier, 2021, págs. 83-116. DOI: 10.1016/b978-0-12-819774-5.00005-9.
- [30] Agencia Andaluza de la Energía, *La biomasa en Andalucía*, 2013. dirección: <https://www.juntadeandalucia.es/export/drupaljda/la%20biomasa%20en%20andalucia.pdf>.
- [31] J. Rodríguez-Cohard, J. Sánchez-Martínez y V. Gallego-Simón, «Olive crops and rural development: Capital, knowledge and tradition», *Reg. Sci. Policy Pract.*, vol. 11, n.º 6, págs. 935-949, 2018. DOI: 10.1111/rsp3.12115.
- [32] International Olive Council (IOC), *Quality Management Guide for the Olive Oil Industry: Olive Oil Mills*, Madrid, 2006. dirección: <https://www.internationaloliveoil.org/wp-content/uploads/2019/11/T33-Doc.-2-4-2006-Eng.pdf>.
- [33] G. Altieri, G. C. Di Renzo y F. Genovese, «Horizontal centrifuge with screw conveyor (decanter): Optimization of oil/water levels and differential speed during olive oil extraction», *J. Food Eng.*, vol. 119, n.º 3, págs. 561-572, 2013. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2013.06.033.
- [34] R. Arjona, A. García y P. Ollero, «The drying of alpeorujo, a waste product of the olive oil mill industry», *J. Food Eng.*, vol. 41, n.º 3, págs. 229-234, 1999. DOI: 10.1016/S0260-8774(99)00104-1.
- [35] A. G. Pantziaros, X. A. Trachili, A. D. Zentelis, V. Sygouni y C. A. Paraskeva, «A new olive oil production scheme with almost zero wastes», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, págs. 547-557, 2021. DOI: 10.1007/s13399-020-00625-0.
- [36] *Regional Activity Centre for Cleaner Production (RAC/CP). Pollution prevention in olive oil production*. dirección: <http://www.cprac.org/docs/Olive20Oil20Production.pdf>.
- [37] Z. Wiesman, *Desert Olive Oil Cultivation: Advanced Bio Technologies*. Elsevier Science, 2009, ISBN: 978-0-08092-142-6.
- [38] D. Boskou, *Olive Oil: Chemistry and Technology*. Elsevier Science, 2015, ISBN: 978-0-12804-354-7.
- [39] I. Doymaz, O. Gorel y N. Akgun, «Drying Characteristics of the Solid By-product of Olive Oil Extraction», *Biosyst. Eng.*, vol. 88, n.º 2, págs. 213-219, 2004. DOI: 10.1016/j.biosystemseng.2004.03.003.
-

-
- [40] A. García-Maraver, M. Zamorano, A. Ramos-Ridao y L. Díaz, «Analysis of olive grove residual biomass potential for electric and thermal energy generation in Andalusia (Spain)», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, n.º 1, págs. 745-751, 2012. DOI: [10.1016/j.rser.2011.08.040](https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.08.040).
- [41] C. Sánchez-Sánchez, A. González-González, F. Cuadros-Salcedo y F. Cuadros-Blázquez, «Two-phase Olive mill waste: A circular economy solution to an imminent problem in Southern Europe», *J. Clean. Prod.*, vol. 274, pág. 122 789, 2020. DOI: [10.1016/j.jclepro.2020.122789](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.122789).
- [42] J. Romero-García, L. Niño, C. Martínez-Patiño, C. Álvarez, E. Castro y M. Negro, «Biorefinery based on olive biomass. State of the art and future trends», *Bioresour. Technol.*, vol. 159, págs. 421-432, 2014. DOI: [10.1016/j.biortech.2014.03.062](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.03.062).
- [43] A. García-Maraver, L. Terron, A. Ramos-Ridao y M. Zamorano, «Effects of mineral contamination on the ash content of olive tree residual biomass», *Biosyst. Eng.*, vol. 118, págs. 167-173, 2014. DOI: [10.1016/j.biosystemseng.2013.12.009](https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2013.12.009).
- [44] B. Velázquez-Martí, E. Fernández-González, I. López-Cortés y D. Salazar-Hernández, «Quantification of the residual biomass obtained from pruning of trees in Mediterranean olive groves», *Biomass Bioenerg.*, vol. 35, n.º 7, págs. 3208-3217, 2011. DOI: [10.1016/j.biombioe.2011.04.042](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.04.042).
- [45] J. Calatrava y J. A. Franco, «Using pruning residues as mulch: Analysis of its adoption and process of diffusion in Southern Spain olive orchards», *J. Environ. Manage.*, vol. 92, n.º 3, págs. 620-629, 2011. DOI: [10.1016/j.jenvman.2010.09.023](https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2010.09.023).
- [46] M. Martín-Lara, A. Ronda, M. Zamora y M. Calero, «Torrefaction of olive tree pruning: Effect of operating conditions on solid product properties», *Fuel*, vol. 202, págs. 109-117, 2017. DOI: [10.1016/j.fuel.2017.04.007](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.04.007).
- [47] M. Cuevas, M. L. Martínez-Cartas, L. Pérez-Villarejo, L. Hernández, J. F. García-Martín y S. Sánchez, «Drying kinetics and effective water diffusivities in olive stone and olive-tree pruning», *Renew. Energy*, vol. 132, págs. 911-920, 2019. DOI: [10.1016/j.renene.2018.08.053](https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.08.053).
- [48] R. Malheiro, N. Rodrigues, G. Manzke, A. Bento, J. A. Pereira y S. Casal, «The use of olive leaves and tea extracts as effective antioxidants against the oxidation of soybean oil under microwave heating», *Ind. Crops Prod.*, vol. 44, págs. 37-43, 2013. DOI: [10.1016/j.indcrop.2012.10.023](https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2012.10.023).
- [49] J. López-Linares, J. Romero-García, I. Romero, E. Ruiz y E. Castro, «Development of a biorefinery from olive mill leaves: Comparison of different process configurations», *Ind. Crops Prod.*, vol. 200, pág. 116 813, 2023. DOI: [10.1016/j.indcrop.2023.116813](https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2023.116813).
-

- [50] C. Padilla-Rascón et al., «Valorisation of olive stone by-product for sugar production using a sequential acid/steam explosion pretreatment», *Ind. Crops Prod.*, vol. 148, pág. 112-279, 2020. DOI: [10.1016/j.indcrop.2020.112279](https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2020.112279).
- [51] J. Mata-Sánchez, J. Pérez-Jiménez, M. Díaz-Villanueva, A. Serrano, N. Núñez-Sánchez y F. López-Giménez, «Statistical evaluation of quality parameters of olive stone to predict its heating value», *Fuel*, vol. 113, págs. 750-756, 2013. DOI: [10.1016/j.fuel.2013.06.019](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.06.019).
- [52] F. J. Gómez-de la Cruz, J. M. Palomar-Carnicero, Q. Hernández-Escobedo y F. Cruz-Peragón, «Determination of the drying rate and effective diffusivity coefficients during convective drying of two-phase olive mill waste at rotary dryers drying conditions for their application», *Renew. Energy*, vol. 153, págs. 900-910, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2020.02.062](https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.02.062).
- [53] F. J. Gómez-de la Cruz, P. J. Casanova-Peláez, J. M. Palomar-Carnicero y F. Cruz-Peragón, «Characterization and analysis of the drying real process in an industrial olive-oil mill waste rotary dryer: A case of study in Andalusia», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 116, págs. 1-10, 2017. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2017.01.050](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.01.050).
- [54] B. Alonso-Fariñas et al., «Environmental assessment of olive mill solid waste valorization via anaerobic digestion versus olive pomace oil extraction», *Processes*, vol. 8, n.º 5, 2020. DOI: [10.3390/pr8050626](https://doi.org/10.3390/pr8050626).

CHAPTER 2

BIOENERGY POTENTIAL OF THE OLIVE OIL SECTOR

This chapter provides an extensive overview of the bioenergy sector in the context of the current global energy transition efforts toward widespread use of low-carbon energy sources, with a marked focus on the agroindustrial biomass resources derived from the olive oil sector. Initially, the significance of energy in contemporary society is discussed, as well as the challenges associated with conventional energy sources and the imperative for technological advancement and deployment of renewable energy sources, among which bioenergy stands out. Afterward, an overview of the energy sector is presented, with global energy statistics and balances, along with insights into the energy landscapes of Spain and Andalusia. Following that, a comprehensive assessment of the global bioenergy sector is provided, delving into worldwide energy balances and examining the influence of bioenergy in key areas such as heating, electricity generation, and transportation. In the last section, the focus shifts to the olive oil sector, providing statistical information on olive cultivation and olive oil production across different geographical scales. Finally, the chapter delves into characterization of the biomass resources derived from the olive oil sector, providing further insights into the bioenergy potential of this crop.

2.1 Energy and socio-economic development

The survival of humanity in the near future is challenged by the physical, chemical, and biological changes caused by human activities in their natural environment. Energy, in its various forms, plays a crucial role in all living beings' activities on the planet. Throughout history, humans have relied on various sources and forms of energy to achieve a higher degree of well-being. The correlation between technological advancements and increased energy consumption is evident.

In the broad period spanning from the emergence of early civilizations to modern economies, per capita energy consumption has always been low and primarily based on animal and human muscular work, the use of heat released during biomass combustion, and the harnessing of water and wind currents. However, the Industrial Revolution that began in England in the 18th century inevitably brought about a series of energy transformations that altered the prevailing patterns of energy consumption and production, leading to an intense demand for energy that has grown drastically in recent decades. The tremendous advance resulting from this process of economic, social, and technological transformations, known as the Industrial Revolution, would have been impossible without the progressive replacement of previously available energy sources with coal and later with oil, resulting in a substitution of renewable energy sources with non-renewable ones.

Energy is undeniably a cornerstone of modern economic growth. Without energy, there is no development. Therefore, energy sources have been crucial in determining industrial location. Early industries were concentrated in regions abundant in coal deposits. However, due to the convenience of energy transportation today, industrial activities are no longer restricted to the proximity of energy-producing regions. Likewise, energy consumption is one of the key indicators for measuring the degree of economic development and overall welfare within a society. Energy demand is quite directly related to a country's GDP, industrial capabilities, and the standard of living enjoyed by its population. Consequently, a substantial increase in energy consumption is anticipated for the forthcoming years. The increase in energy consumption is largely attributed to the following factors:

- Increase in world population. In the current population growth and energy consumption projections published by different international organizations, such as the Organization for Economic Co-operation and Development (OECD) or the United Nations (UN), and private organizations, such as the World Energy Council, a significant increase in population and energy consumption is reported in the coming years, although more slowly than in the recent past. Projections indicate that the global population may reach approximately 8.5 billion by 2030, with a further addition of 1.18 billion over the following two decades and 2.68 billion by the end of the century, ultimately reaching a total of 9.7 billion in 2050 and 11.2 billion in 2100 [1, 2]. The growth of the world population is highly dependent on the evolution of fertility (number of children per woman) in the coming years. Figure 2.1 presents various projections prepared by the UN based on this parameter.
- Increase in energy consumption per capita, especially in underdeveloped and developing countries. The inhabitants of developed countries, who experience a high energy consumption per capita, enjoy a more advanced standard of living and well-being. This imbalance induces the societies of the emerging economies (China, India, Korea, Brazil...) to approach the prevailing socioeconomic models in the most advanced societies, which implies important expectations in the increase of their energy consumption.

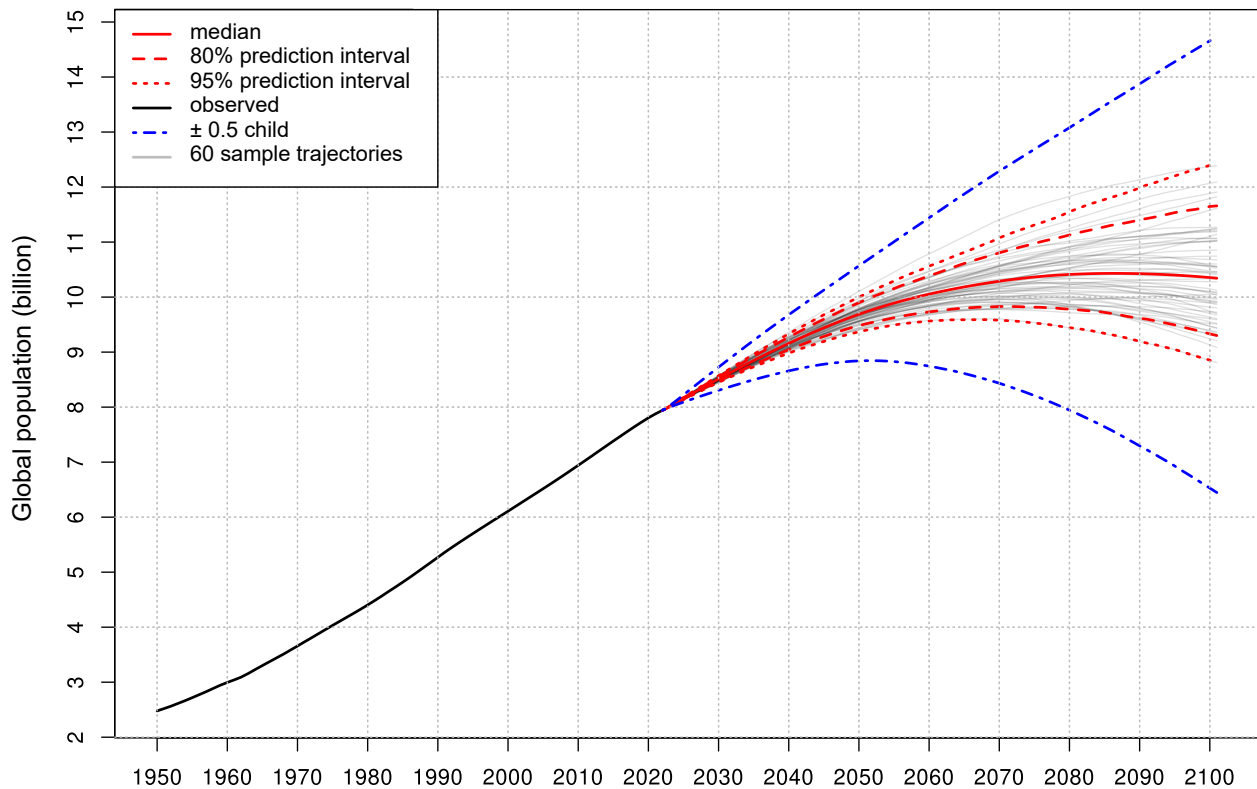


FIGURE 2.1: Global population projections based on the probabilistic estimates of fertility and life expectancy at birth.

SOURCE: United Nations, DESA, Population Division [1].

- Concentration of the population around large population centers, with the share of the global population living in towns and cities expected to rise to almost 70% by 2050 [2]. Urbanization involves an additional increase in energy demand per capita.

Energy sources are essential for the economy and social development. However, all of them produce, to a greater or lesser extent, an impact on the natural environment. The extent of the environmental impact from energy use (emissions of carbon, nitrogen and sulfur oxides, suspended particulate matter, radioactive waste...) largely rely on the sources of energy production and the technologies used for energy transformation and consumption. For this reason, energy policies, especially in highly developed countries, are conditioned by social pressure and international commitments. In addition to these concerns, the sustainability of the current energy model faces significant challenges, due to the limitation of energy sources amid soaring global energy consumption. Therefore, the energy sector holds immense geopolitical and geoeconomic importance. Uneven distribution of natural resources, particularly oil, natural gas, and uranium, across the world further exacerbates the inequalities in terms of access to affordable energy among nations. The disparity between energy surplus and deficit is crucial from an economic standpoint and also determines the extent of a country or region's external dependence from a strategic standpoint.

2.2 Statistics and energy balances

The term «energy» has its origins in the Greek word ἐνέργεια (*enérgeia*) and includes various definitions related to action, transformation, and initiation of motion. In the realm of physics, energy is commonly defined as the capacity of a body to perform work. It is a scalar property influenced by the position and relative velocity of elementary particles. However, from a technological and economic standpoint, the term refers to a natural resource, along with the associated technology for its extraction, transformation, and industrial or economic utilization.

Energy sources are the natural resources from which energy is extracted, the classification of which can be based on their applicability at different times and locations:

- **Primary energy.** This refers to energy extracted directly from nature without undergoing any technical transformations. Examples include solid, liquid, or gaseous fuels, waterfalls, fissionable materials, or solar radiation. Primary energy sources cannot be used directly, but need to be converted into usable energy forms such as electricity or fuels. Electricity, a prevalent form of energy consumption, is considered a secondary energy source, as it is generated from primary energy sources.
- **Intermediate or secondary energy.** This type of energy arises from a previous energy transformation process and is not yet directly useful. It requires additional extraction and/or transformation operations.
- **Final energy.** This is the energy consumed by industrial or domestic equipment through the transformation of primary or secondary energies. Examples include chemical energy derived from fuels like petroleum, coal, natural gas, hydrogen, etc. or electrical energy.
- **Useful energy.** This refers to the energy required in industrial production processes or in the transportation, agricultural, or residential sectors. It is typically needed in the form of mechanical work or heat, and to a lesser extent, as electrical or radiant energy.

Energy sources are further classified based on their availability, as follows:

- **Renewable energy.** These are virtually inexhaustible energy sources, including hydropower, solar, wind, geothermal, biomass (bioenergy), and oceanic energy.
- **Non-renewable or conventional energy.** These are energy resources with limited availability, such as fossil fuels (coal, oil, and natural gas) and nuclear fuels (uranium), which typically produce notable impacts on the environment and favor social inequalities.

Since primary energy is typically unsuitable for direct consumption, it must undergo transformation into intermediate, secondary, and final forms of energy.

In the energy sector, many different units are used, such as joules, exajoules, million tonnes of oil equivalent, barrels of oil equivalent, British thermal units, terawatt-hours, to name a few.

This abundance of units can lead to confusion and make comparisons challenging. For this reason, exajoules (EJ) are used in the following sections to examine energy balances, except for the electricity sector, where terawatt-hours (TWh) are used.

The stacked area chart of Fig. 2.2 presents the evolution of global primary energy supply by source over the last three decades (from 1990 to 2020), in exajoules (EJ). The data clearly shows a significant growth in primary energy supply during this period. At present, the global primary energy supply stands at nearly 600 EJ, reflecting a substantial 70% increase compared to the levels recorded in 1990. It is worth noting that fossil fuels have maintained their dominant position in the global energy supply since the Industrial Revolution, and still continue to be the primary source of energy today. In 2020, the primary energy supply globally was 585 EJ, of which fossil fuels had a share of roughly 80% (coal 26.8%, oil 29.5%, and natural gas 23.7%) [3]. The total primary energy supply of nuclear power was 29.2 EJ, accounting for 5% of the overall energy mix [3]. Renewable energy technologies such as solar energy, wind energy, hydropower, bioenergy, geothermal energy, etc. had a share of 15% in the global primary energy supply in 2020, which represents an increase of 0.9% over the previous year [3]. Among renewable energy sources, bioenergy stands as the undisputed leader, with a substantial two-thirds share of the global renewable energy supply in 2020 [3].

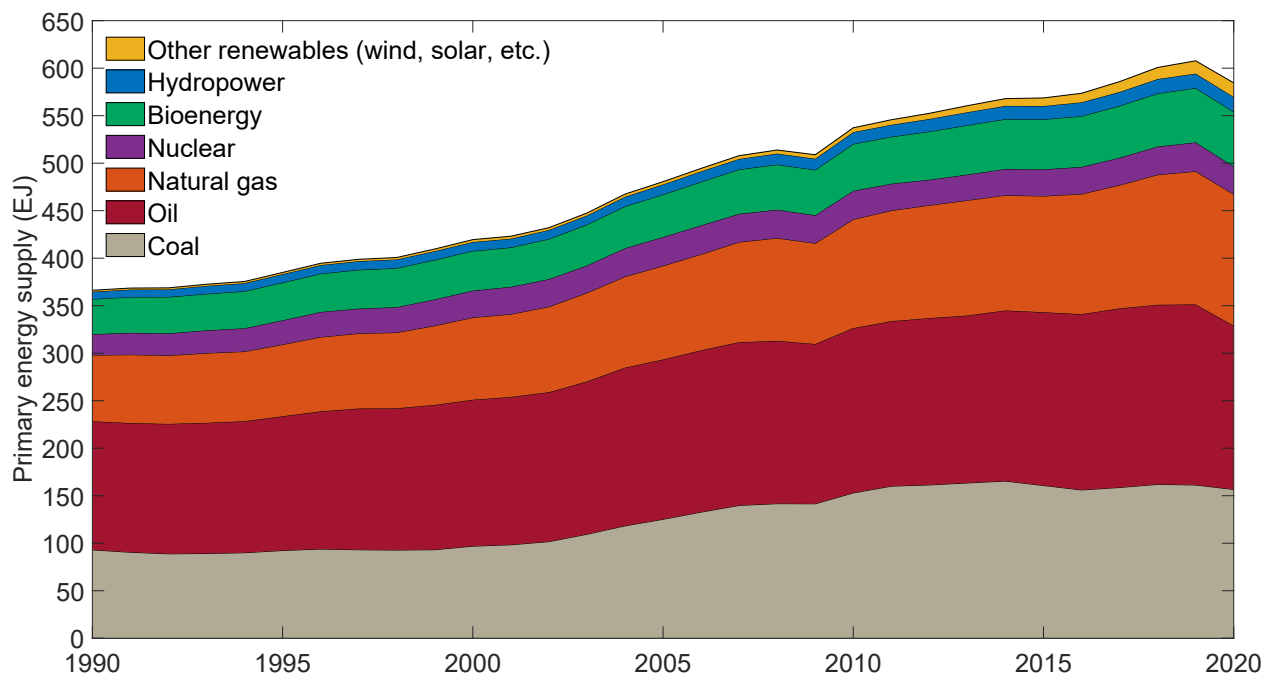


FIGURE 2.2: Global primary energy supply by source from 1990 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the International Energy Agency (IEA) [3].

Among continents, global primary energy supply of all energy sources is highest in Asia. The continent is heavily dependent on coal as a major energy source. By contrast, the Americas (including North, Central and South America) are more dependent on crude oil and oil products. In terms of renewable energy sources, the African continent has the highest

renewable energy share, predominantly due to hydropower and the traditional use of biomass for heating and cooking [4].

Fig. 2.3 shows the global electricity generation mix in stacked area chart, where the dominance of electric power generation from fossil fuels is evident. In 2020, fossil fuels accounted for 61.5% of electricity generation worldwide. Coal remains a significant contributor to the global electricity mix, accounting for 35.4% of electricity generation in 2020 [3]. However, there has been a growing trend toward natural gas as an emerging energy source for electricity production. From 2000 to 2020, the share of natural gas in the electricity mix increased from 18.0% to 23.3% [3]. The remaining 38.5% of the global electricity generation mix in 2020 came from low-carbon sources, with renewables and nuclear energy accounting for 28.5% and 10% of global electricity generation, respectively [3]. Among the low-carbon sources, hydropower and nuclear make the largest contribution; although wind and solar power are growing quickly.

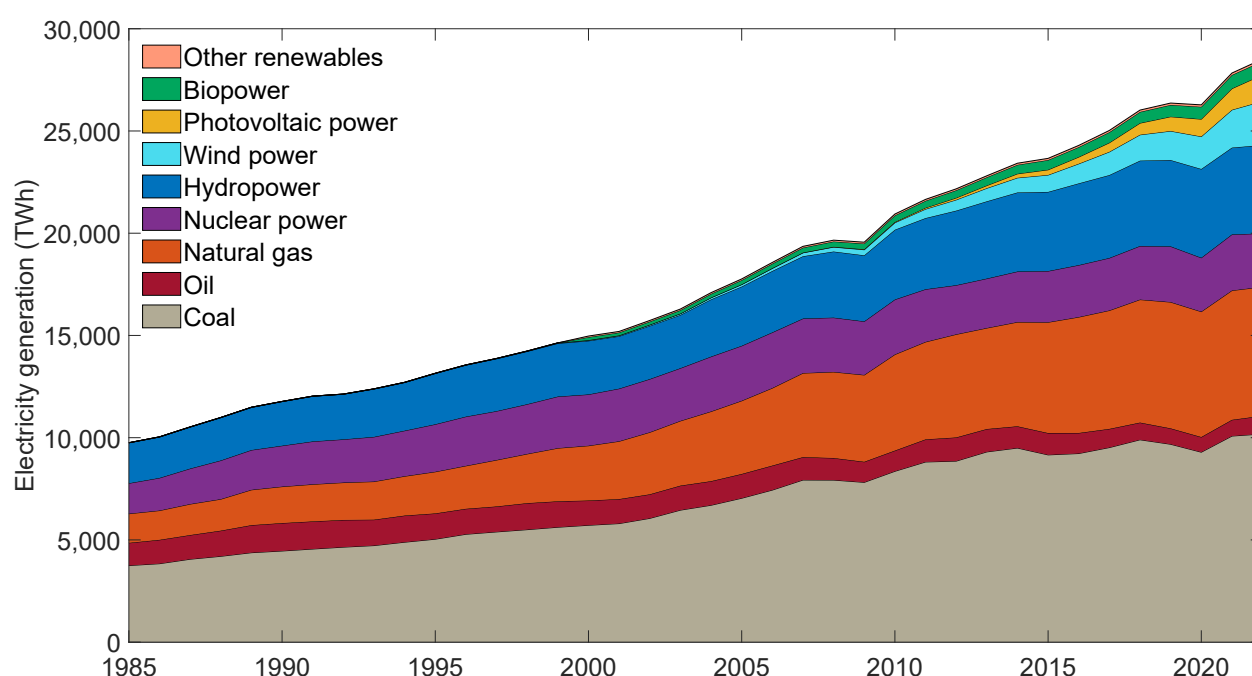


FIGURE 2.3: Global electricity generation by source from 1985 to 2022.

SOURCE: Own elaboration based on data from Our World in Data [5].

Upon examination of electricity generation across continents, it becomes evident that Asia holds the dominant position with 54.3% of all electricity produced in 2020, surpassing the Americas at 23.9% and Europe at 17.6% [5]. Asia heavily relies on electricity generated from coal. In 2020, Asia accounted for about three-fourths of all coal-based electricity generated worldwide. By contrast, the Americas and Europe have a major dependence on natural gas, accounting for 33.5% and 22.3% of their respective electricity generation mixes in 2020 [5]. In terms of renewable electricity generation, Asia is also leading. In 2020, 44.6% of all renewable electricity generated was in Asia, again followed by the Americas (29.4%) and Europe (21.1%) [5]. Africa had a share of 2.4% (mostly due to hydropower, which had a share of 77.7% in the

African renewable electricity mix) [5]. In South America, the share of hydroelectricity in the renewable electricity mix of 2020 was even higher, reaching 80.2% [5]. Asia and Europe were the largest producers of biopower in 2020, collectively representing three-quarters of the global bioelectricity generation [5].

In the case of Spain, there has been a notable shift in the structure of primary energy supply in recent years, toward a more diversified and balanced energy mix, with increased contributions from renewable energy sources and natural gas, as illustrated in Fig. 2.4. This transition has coincided with a general upward trend in energy demand, although there was a significant decline in 2004. Since then, there has been a gradual slowdown in the growth rate of primary energy supply, driven by declining demand for petroleum products and coal. This trend was further exacerbated from 2007 onward, as the country faced the effects of the economic crisis. In relation to the energy balance in 2020, there was a significant decline of 12% in primary energy supply, largely attributed to the global impact of the Covid-19 pandemic [6].

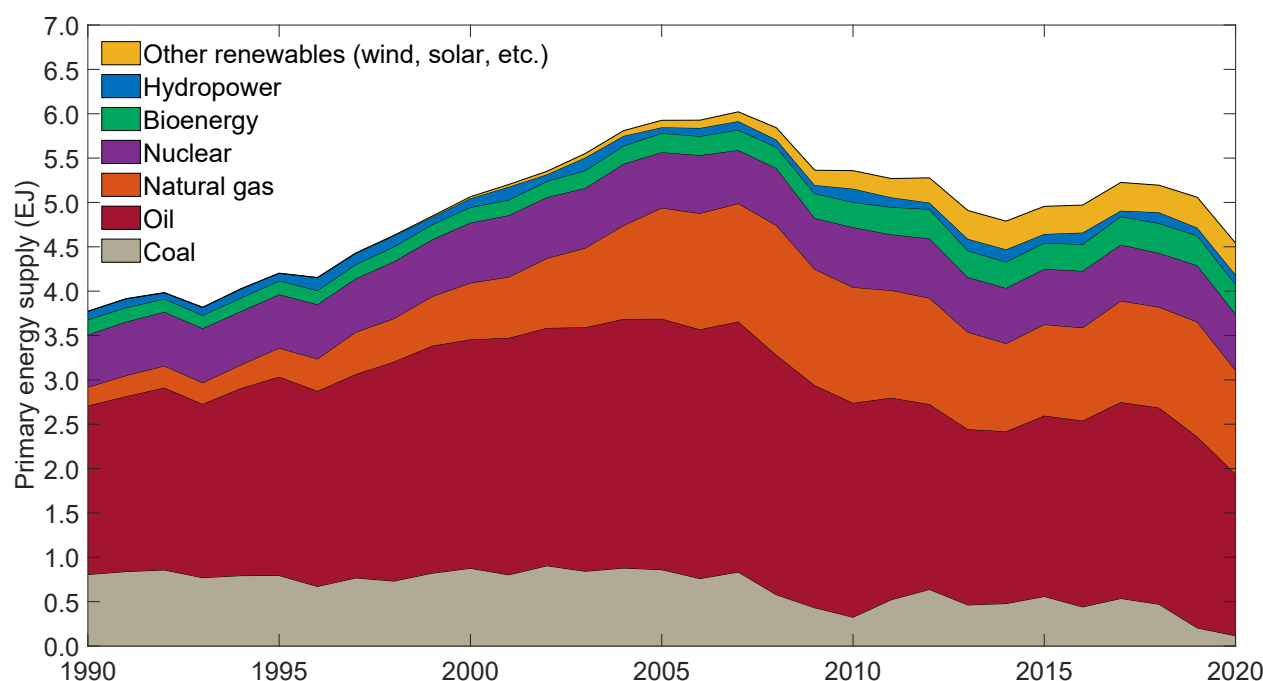


FIGURE 2.4: Primary energy supply by source in Spain from 1990 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the International Energy Agency (IEA) [3].

Over the past decade (2011–2020), Spain had an average primary energy supply of approximately 5 EJ, equivalent to around 122.7 GJ per inhabitant [5], a relatively significant per capita energy consumption, typical of a developed country, although it still falls behind Germany (1.33 times more per inhabitant), and even further behind the United States (2.33 times more) [5]. The increase in capita energy consumption is a relatively recent event in Spain, which is attributed to the country's industrialization and the income level of its citizens, who have adopted consumption patterns similar to those of other developed societies, including the use of domestic appliances, private vehicles, heating, etc., which involves considerable energy

expenditure. However, certain factors such as the 2007–2008 financial crisis, efforts to improve energy efficiency, as well as the impact of the Covid-19 pandemic have pushed back Spanish energy consumption by 24.3% from 2007 to 2020 [6].

Due to the scarce presence of fossil fuels in its national subsoil, Spain can only be self-sufficient in nuclear energy and renewable energy, relying heavily on imports for almost all its oil and gas and a substantial share of its coal. This energy dependence is in stark contrast to Spain's high energy demands per capita and limited capacity for self-sufficiency. In 2019, Spain's energy dependence reached 73%, approximately twenty percentage points above the European average for that year [6]. This high level of energy dependence contributes to a substantial trade deficit that affects the country's balance of payments and exposes the Spanish economy and society to great vulnerability in the event of crises and the political and economic decisions of third countries. Many of the main energy-supplying countries, such as those in the Persian Gulf, Maghreb, Russia, and Venezuela, often face social and political issues that further exacerbate these concerns. Despite these challenges, Spain has made remarkable progress in renewable energy since 2005. Renewable energies have gradually penetrated the Spanish energy mix, resulting in domestic production comparable to, and sometimes even surpassing, that of nuclear energy. This positive trend highlights Spain's efforts to diversify its primary energy supply and reduce its reliance on external energy sources.

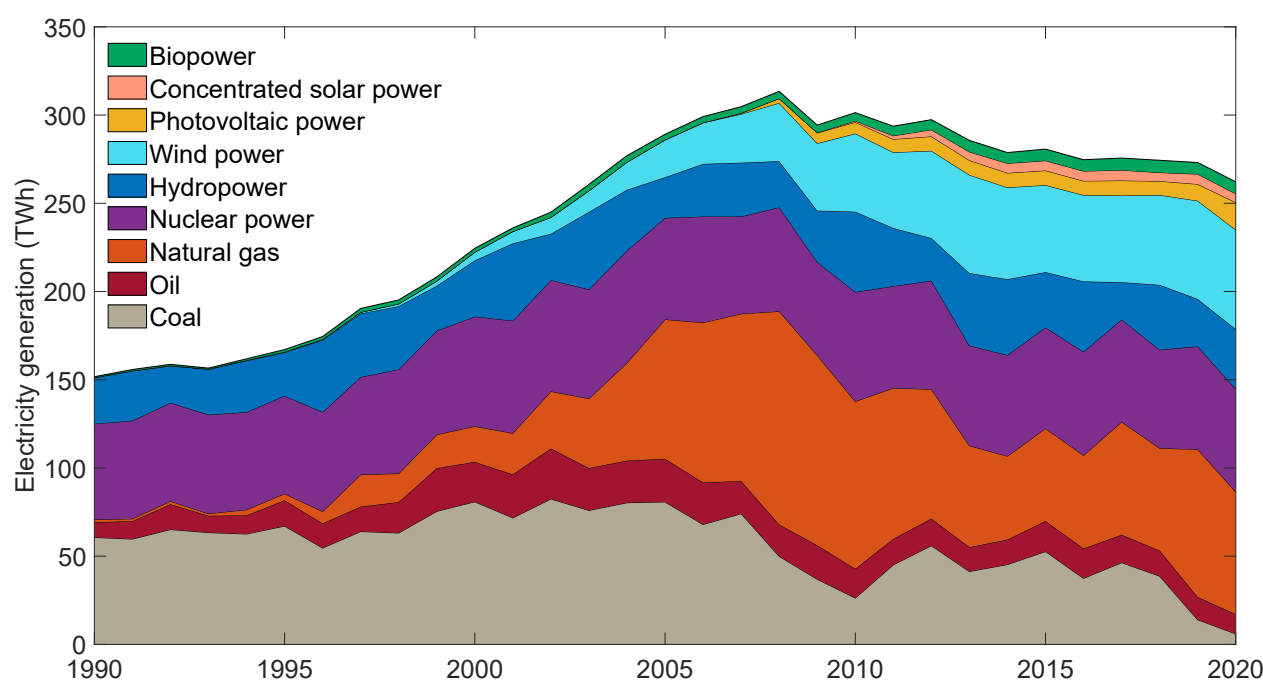


FIGURE 2.5: Electricity generation by source in Spain from 1990 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the International Energy Agency (IEA) [3].

Fig. 2.5 illustrates the evolution of the electricity generation mix in Spain over the past three decades, showcasing appreciable transformations that have led to a growing diversification of energy sources. From 2002 to 2011, there was a substantial rise in natural gas consumption,

driven by the commissioning of approximately 25 GW of combined cycle power generation capacity [7]. Renewable energies started gaining momentum in the electricity generation system in the 2000s and have now become one of the main sources in Spain's electricity generation mix. Since the early 2010s, and particularly in recent years, there has been a significant decline in the contribution of coal to primary energy supply, due to the loss of competitiveness of coal compared to natural gas and the rising cost of CO₂ emission permits.

In the autonomous community of Andalusia, the primary energy supply over the recent years (1995–2021) has followed a similar pattern to that observed in the rest of the country, as shown in Fig. 2.6. There was a gradual increase in primary energy supply until 2007, after which year it began to fall due to the economic crisis. In recent years, this decline has been further exacerbated by the impact of the Covid-19 pandemic, with the primary energy supply in 2020 reaching slightly less than 0.7 EJ, which represents only 15% of the country's total energy supply [3, 8].

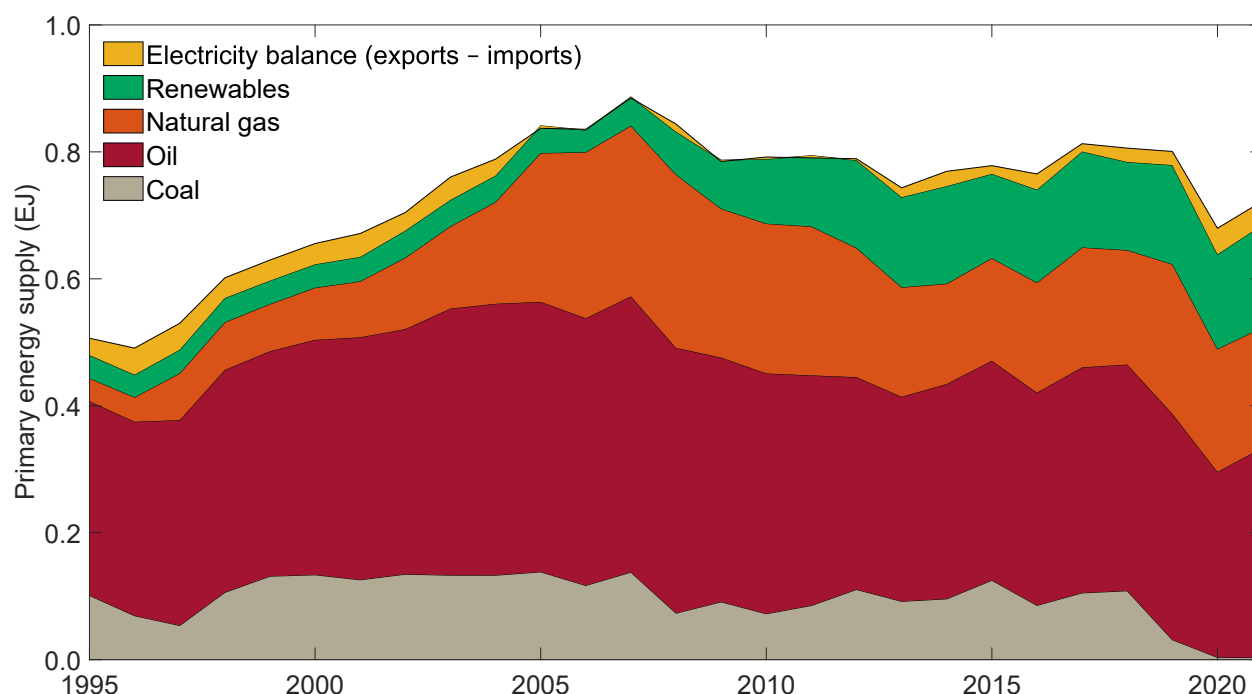


FIGURE 2.6: Primary energy supply by source in Andalusia, Spain from 1995 to 2021.

SOURCE: Own elaboration based on data from Agencia Andaluza de la Energía [8, 9].

The main difference between the energy mixes of Andalusia and the rest of Spain lies in the absence of nuclear power plants in Andalusia, whereas in Spain as a whole, nuclear power contributed 14% to the primary energy mix in 2020. However, this disparity is largely offset by Andalucía's greater reliance on oil. Specifically, petroleum products constituted 49.2% of the primary energy supply in Andalusia in 2020, compared to 40.2% at the national level and 29.5% at the global level [3, 8]. However, Andalusia currently holds a prominent position within the national scope in terms of the deployment of renewable energy technologies, which have experienced progressive growth in recent years and are continuing on an upward trend. The energy scenario in Andalusia is transitioning from a centralized generation system based on

fossil fuels toward a more efficient distributed generation system that relies more on renewable resources and reduces its dependence on external energy sources.

2.3 Overview of the bioenergy sector

Bioenergy is renewable energy derived from biomass. According to Directive (EU) 2018/2001 of the European Parliament and of the Council of 11 December 2018 on the promotion of the use of energy from renewable sources [10], biomass is defined as the biodegradable fraction of products, waste and residues from biological origin from agriculture, including vegetal and animal substances, from forestry and related industries, including fisheries and aquaculture, as well as the biodegradable fraction of waste, including industrial and municipal waste of biological origin.

Bioenergy is considered a renewable energy source, because the carbon dioxide released during the combustion or conversion of biomass is part of the natural carbon cycle. When biomass is grown, it absorbs carbon dioxide from the atmosphere through photosynthesis. When biomass is used as a fuel source, the carbon dioxide released during combustion is balanced out by the carbon dioxide absorbed by new biomass during its growth. This carbon neutrality distinguishes bioenergy from fossil fuels, which release carbon dioxide that has been trapped underground for millions of years, contributing to a net increase in greenhouse gas emissions and climate change. Furthermore, bioenergy offers several advantages. The local nature of biomass ensures energy supply security, while providing sustainable energy at affordable prices. Bioenergy also fosters technological development, innovation, and industrial leadership [11]. Biomass-based energy sources have the potential to deliver a wide range of environmental, social, and health benefits. Moreover, they create numerous employment opportunities and drive regional development, particularly in rural and isolated areas, thereby playing a crucial role in territorial integration [11].

Bioenergy has a longstanding history as the earliest form of energy known to mankind, and even in present times, it continues to hold its position as the primary and largest renewable energy source. Nowadays, bioenergy accounts for roughly one-tenth of world total primary energy supply [12].

Bioenergy use falls into two main categories: «traditional» and «modern» [13, 14]. Traditional bioenergy refers to the combustion of biomass in such forms as wood, animal waste and traditional charcoal. Modern bioenergy technologies include liquid biofuels produced from bagasse and other plants; bio-refineries; biogas produced through anaerobic digestion of residues; syngas produced through biomass gasification; wood pellet heating systems; and other technologies [12].

The majority of bioenergy comes from traditional biomass, which plays a crucial role in

supplying energy for cooking and heating, particularly for the households of around 2 billion low-income households in developing countries [14]. Traditional biomass accounts for roughly one-third of energy consumption in Africa, Asia, and Latin America [14]. However, the traditional use of biomass is associated with very low energy efficiencies (10–20%) and significant health risks due to smoke pollution [14]. Furthermore, traditional biomass often comes from unsustainable sources, with adverse environmental consequences such as deforestation and soil degradation. The rapid population growth in developing countries indicates that the use of traditional biomass is projected to continue increasing in the forthcoming decades. This upward trend in the use of traditional biomass resources poses significant environmental and health challenges, unless more efficient stoves and alternative fuels are deployed to minimize pollutant emissions and maximize efficiency.

Modern bioenergy is the largest source of renewable energy globally, accounting for 55% of renewable energy supply and over 6% of global primary energy supply in 2022 [15]. The contribution of modern bioenergy to final energy demand across all sectors is five times higher than wind and solar photovoltaic combined, even when the traditional use of biomass is excluded [12]. For instance, in the European Union, renewables contributed to 15% of the primary energy supply in 2019, around 60% of which came from biomass [16]. The development of modern bioenergy supply in various emerging and industrialized countries, such as Brazil, Canada, China, the European Union, South Africa, and the United States, has been significantly driven by supportive policies. The presence of robust policy support has played a crucial role in fostering rapid growth in the bioenergy sector, particularly in electricity generation and transport biofuels [14]. However, the heating sector still remains as the largest consumer of bioenergy. It is noteworthy that modern bioenergy does not include the traditional use of biomass in developing countries and emerging economies for cooking and heating, using inefficient open fires or simple cook stoves, which can pose detrimental effects on human health and the environment [12].

Fig. 2.7 illustrates the evolution of the global supply of primary energy from biomass by source between 2000 and 2020 (considering both traditional and modern bioenergy). The global bioenergy supply amounted to 41.7 EJ in 2000, and steadily increased over the following years [4]. By 2020, the global bioenergy supply had reached approximately 57.5 EJ, which accounted for about 10% of the world's primary energy supply [4]. Approximately 60% of this energy is used for traditional heating and cooking, while the remainder is used in modern conversion technologies for the production of heat, transport fuels, and electricity [17]. In 2020, 86% of the global bioenergy supply was from solid biomass resources such as wood chips, wood pellets, and agricultural waste. Liquid biofuels made up 7% of the supply, municipal and industrial waste sectors contributed to approximately 2–3%, followed by biogas at 2%. Europe is the world leader in the production of energy from industrial and municipal waste, accounting for 54% of all global supply of energy from waste, followed by the Americas at 32% [4].

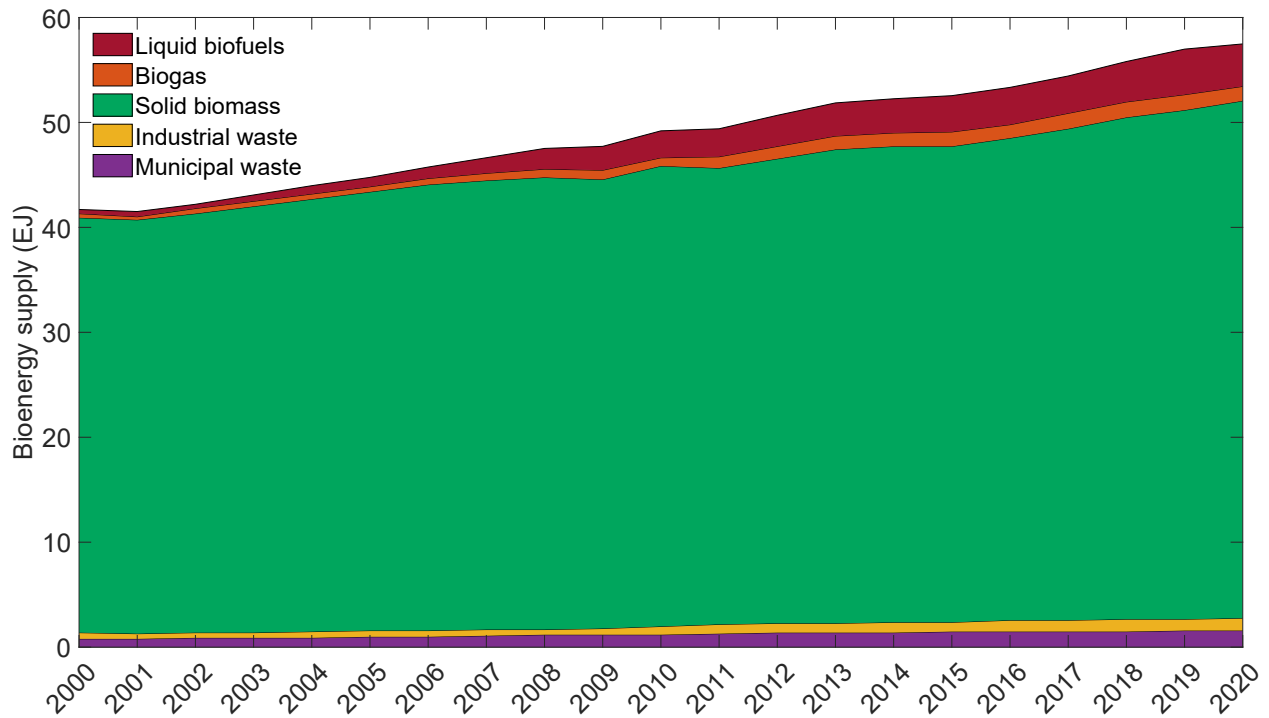


FIGURE 2.7: Global primary energy supply from biomass by source from 2000 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the World Bioenergy Association (WBA) [4].

2.3.1 Renewable heat from biomass

In OECD countries, renewable heat from biomass has experienced greater technological advancements, but plays a less prominent role compared to developing nations [14]. While heat from biomass can be competitive with fossil fuels under favorable circumstances, its commercial use often relies on government policies to offset the price differences. In most OECD countries, biomass has a smaller share in heating applications and has experienced modest growth rates [14]. However, pellet stoves are gaining momentum in some countries, supported by government initiatives or cost benefits that make them economically viable compared to fossil fuels. On the other hand, commercial heat production from biomass has been rapidly expanding, primarily driven by increased co-firing in coal-fired power plants and the establishment of dedicated biomass cogeneration facilities.

In 2020, the production of renewable heat reached 1.26 EJ, generated by both dedicated heat-only plants and combined heat and power plants [4]. Biomass accounted for about 1.2 EJ, which represents 96% of the total renewable heat production, with minor contributions from geothermal and solar thermal technologies [4]. As shown in Fig. 2.8, most of the renewable heat produced from biomass-based sources (52%) came from solid biomass resources, followed by municipal solid waste (25%). It is noteworthy that the renewable heat from biomass only includes heat production in heat-only and CHP plants, which is transmitted and distributed to end consumers predominantly through district heating networks. Therefore, the use of biomass for heat in end-use sectors is excluded, as well as heat from traditional biomass.

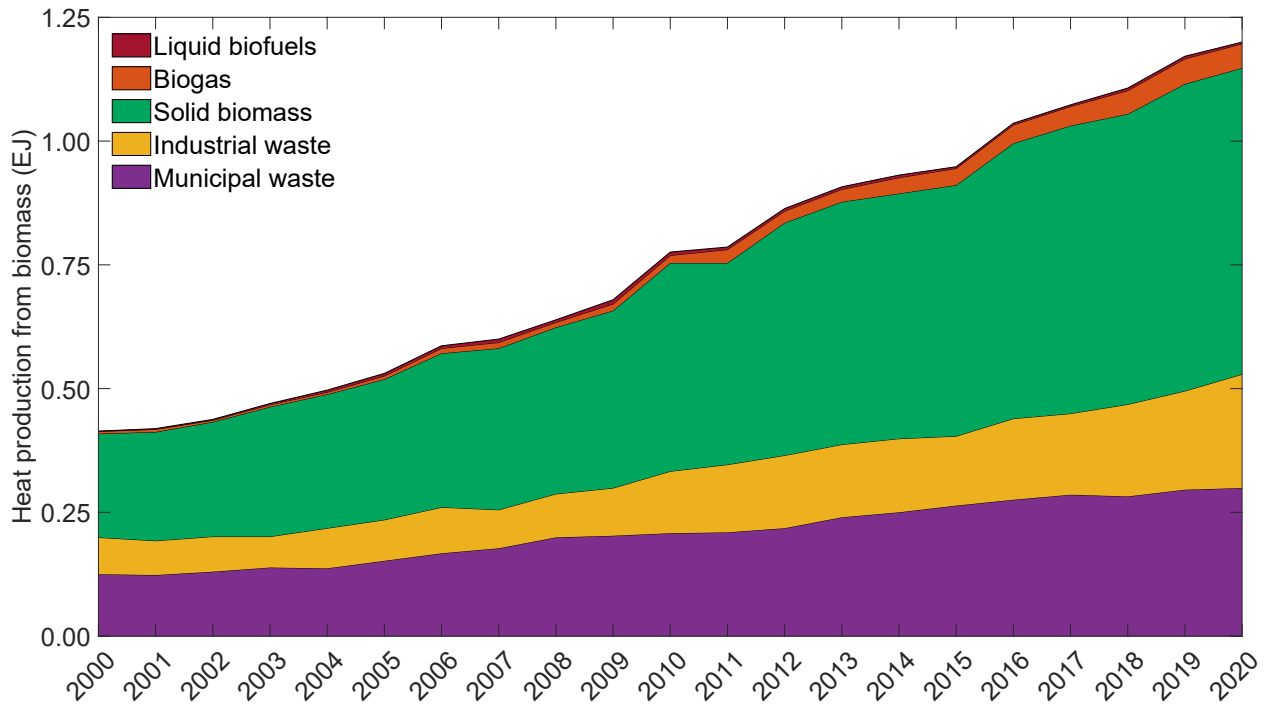


FIGURE 2.8: Global heat production from biomass by source from 2000 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the World Bioenergy Association (WBA) [4].

Heat-only plants are specifically designed to produce heat only and sold to a third party (e.g., residential, commercial or industrial consumers). In 2020, 0.57 EJ of biomass was used to produce heat in heat-only plants [4]. Cogeneration plants or CHP (combined heat and power) plants are specifically designed to produce both heat and electricity. In 2020, a total of 3.43 EJ of biomass was used for heat production in CHP plants [4]. Just as with heat-only plants, solid biofuels constituted the primary source for heat production from biomass in CHP plants worldwide. Europe is at the forefront of producing heat from biomass in power plants with a global share of 88%, followed by Asia at 8% [4].

2.3.2 Renewable electricity from biomass

Fig. 2.9 shows the global trend in renewable electricity generation by source from 2000 to 2020. Globally, the renewable power generation reached 7,669 TWh in 2020. Hydropower was the largest renewable electricity generating source with a share of 58%, followed by wind power at 21% and solar power at 11%. Biopower ranked as the fourth-largest renewable electricity generating source with 685 TWh, equivalent to approximately 9% of the global renewable power generation in 2020 [4].

Electric power generation from biomass has increased steadily since 2000 (Fig. 2.10). In 2010, solid biomass, biogas, and biofuels provided about 280 TWh of electricity globally, which was equivalent to 1.5% of the global electricity generation at that time [14]. By the end of the following decade, the power generation from solid biomass, biogas, and biofuels had doubled, reaching

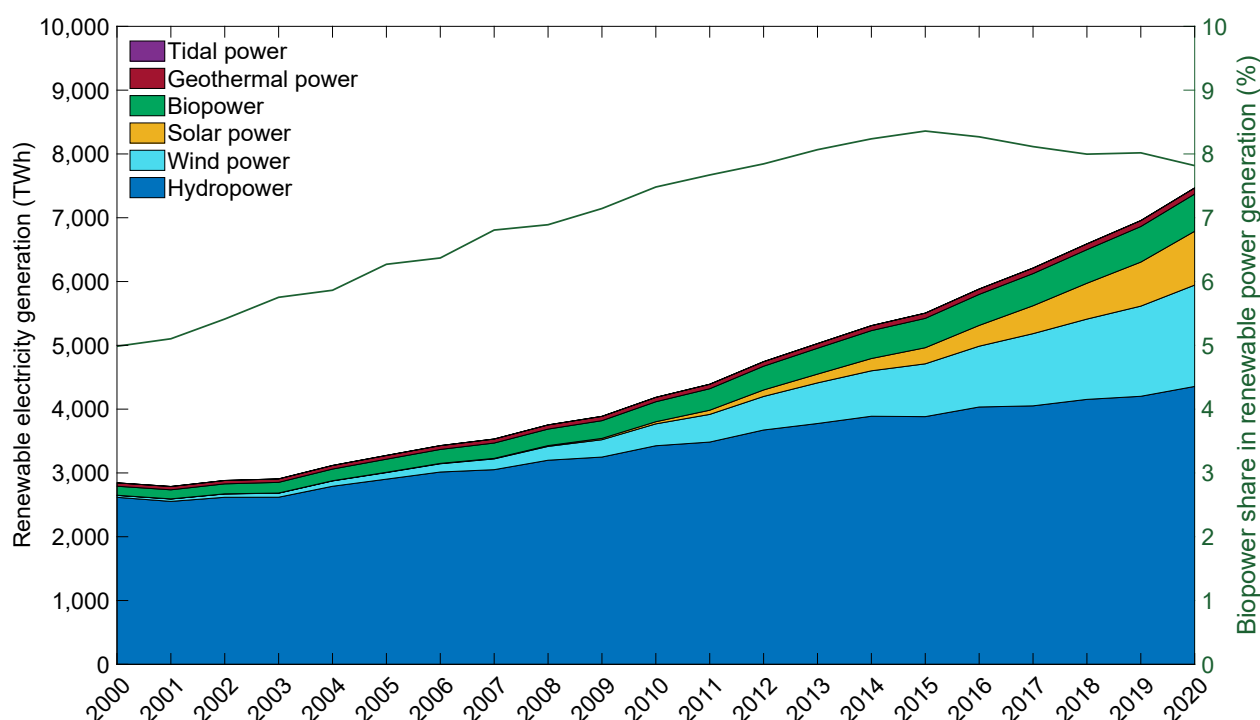


FIGURE 2.9: Global renewable power generation by source from 2000 to 2020 and biopower share.

SOURCE: Own elaboration based on data from the World Bioenergy Association (WBA) [4].

around 570 TWh in 2020. At present, the primary method of generating electricity from biomass involves combustion and power generation using steam turbines, including through co-firing of biomass with coal [14]. However, other power generation technologies such as gas engines and gas turbines are also gaining momentum.

In 2020, 69% of all biopower generated in 2020 was from solid biomass sources, followed by 17% from municipal and industrial waste, while biogas accounted for a 13% share of the biopower generation and liquid biofuels for the remaining 1% [4]. Liquid biofuels contributed to only 2% of the power generation from biomass, due to their preference for transportation. Fig. 2.10 also shows that biopower from solid fuels has been consistently increasing its share in the last two decades.

Power generation from biomass is still concentrated in OECD countries, but China and Brazil are also becoming increasingly important producers thanks to support programs for electricity generation from agricultural residues [14]. In 2019, Asia accounted for 39% of all biopower generated globally, with 255 TWh of electricity production, followed closely by Europe at 35% [4]. The top position worldwide in terms of biopower produced from biogas is held by Europe, representing 72% of the total power generation from biogas [4]. On the other hand, Asia leads in using industrial waste for electricity generation, with a global share of 71% [4]. Biopower from municipal waste is predominantly dominant in Europe, with a substantial global share of 64% [4].

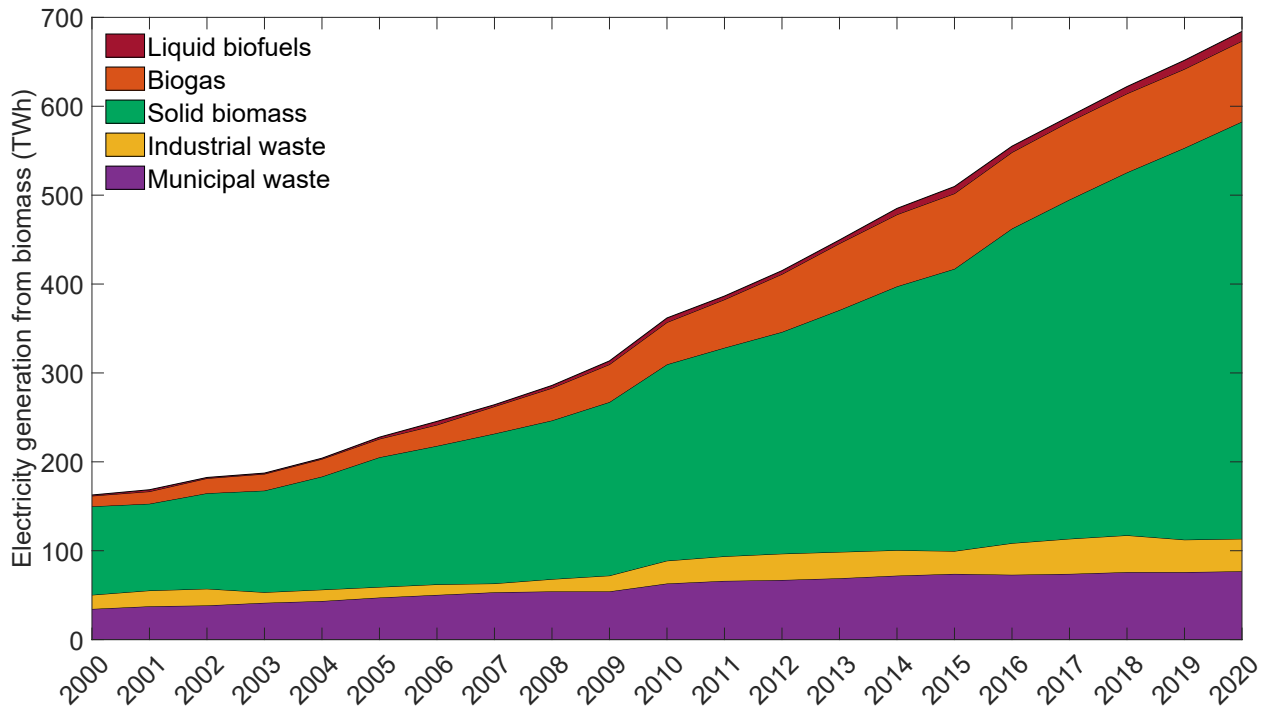


FIGURE 2.10: Global biopower generation from biomass by source from 2000 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the World Bioenergy Association (WBA) [4].

2.3.3 Bioenergy in renewable transportation

Fig. 2.11 presents the global energy supply for transportation by source during the period between 2000 and 2020. In 2020, the transportation sector consumed 105 EJ of energy worldwide, with crude oil and oil products accounting for 90% of its energy requirements [4]. The energy consumption in the transportation sector exceeds the global energy usage for electricity. Electrification is an important option for decarbonizing the transportation sector, but the contribution to the overall share in transportation was only 1.4% in 2020 [4]. It should be noted that the share of renewables in the global power generation mix is only about 30% and hence, the overall share of renewable electricity is much lower. At the same time, liquid biofuels and biogas currently offer commercial and renewable fuel options for the transportation sector. In 2020, biofuels accounted for 3.6% of the overall energy use in the transportation sector [4].

Finally, Fig. 2.12 illustrates the global renewable energy supply for transportation by source between 2000 and 2020, as well as the share of biofuels in renewable transportation. In 2020, the transportation sector consumed 4.23 EJ of renewable energy, with liquid and gaseous biofuels accounting for 90% of the total renewable energy used in this sector [4]. Renewable electricity contributed to the remaining 10% of the renewable energy share, calculated based on the overall share of renewables in the electricity sector. Biofuels accounted for 99% of all the renewable energy supply for transportation in the Americas, while both Asia and Europe had high shares as well, at 75% and 79%, respectively [4].

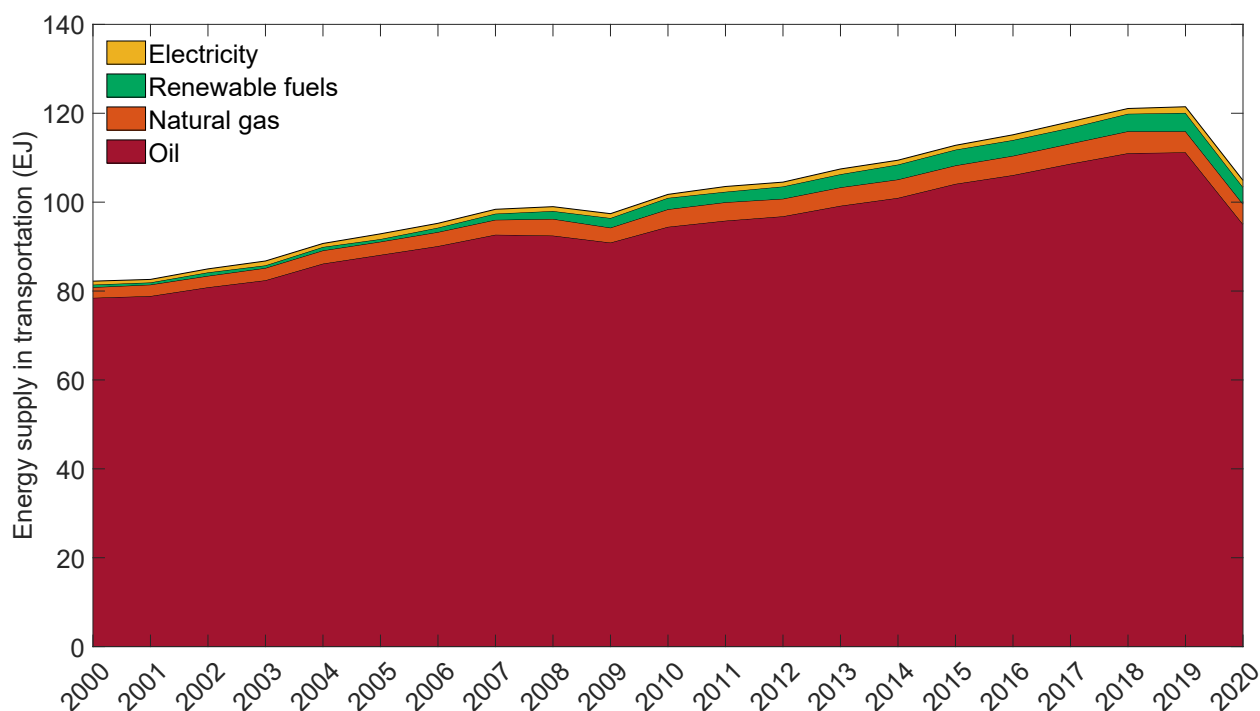


FIGURE 2.11: Global energy supply for transportation by source from 2000 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the World Bioenergy Association (WBA) [4].

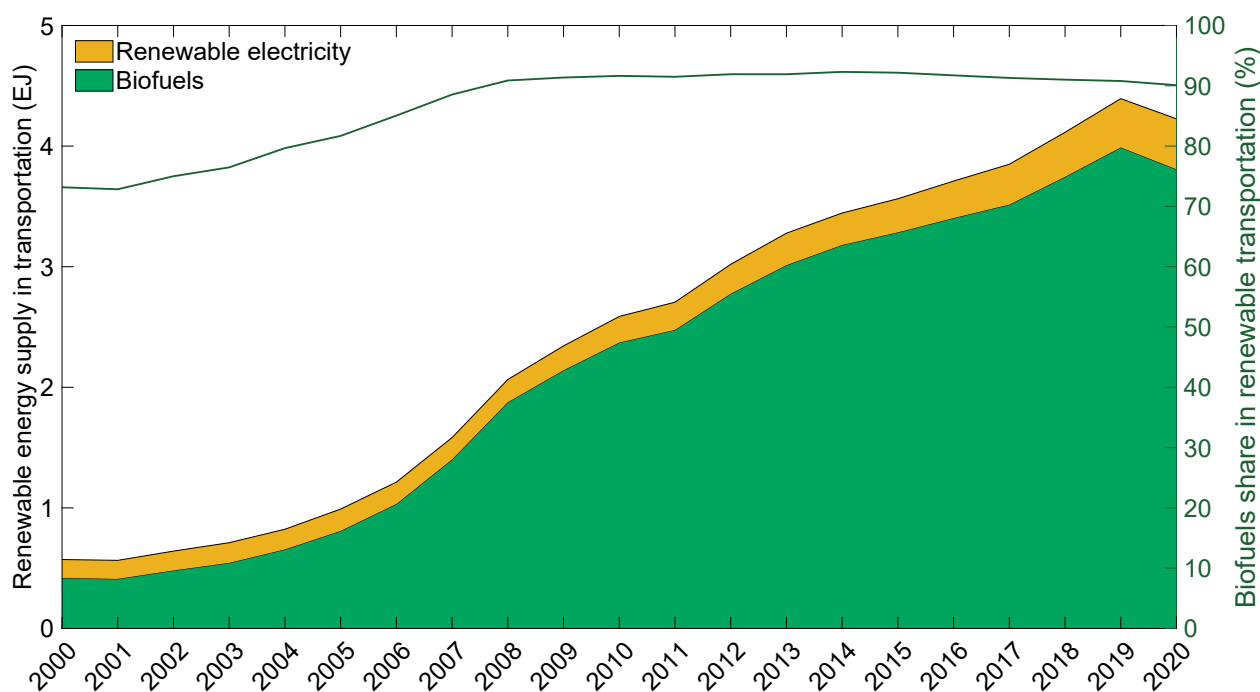


FIGURE 2.12: Global renewable energy supply for transportation by source from 2000 to 2020.

SOURCE: Own elaboration based on data from the World Bioenergy Association (WBA) [4].

2.3.4 Bioenergy from agriculture

Bioenergy from agriculture presents a promising pathway toward a more sustainable energy future. Bioenergy from agriculture involves the conversion of agricultural waste into usable

forms of energy, such as heat, electricity, and biofuels. Agricultural waste refers to the leftover residues from agricultural practices and processes along the value chain, such as the cultivation, harvesting, and processing of agricultural products [18, 19]. Agricultural residues constitute a large biomass resource; however, they are not always well-defined. They may be subdivided into primary and secondary residues [17], as follows:

- Primary residues originate from harvest operations and comprise straw, leaves, stover, stalk, husk, bagasse, and cob.
- Secondary residues originate from industrial processing and comprise pit, seed pods, shell, peeling, husk, and bagasse. Secondary residues may also include animal waste such as dung, manure, slurry, slaughterhouse waste.

In addition to crop residues and by-products from food processing, agricultural waste may include dedicated energy crops [18]. Nevertheless, due to increased demand for food crops, more and more limitations are being imposed on using dedicated energy crops [18, 20]. This is because the benefits of bioenergy production are negated if agricultural land is compromised for production of nonfood crops or diversion of food crops for energy purposes [21].

2.3.4.1 Bioenergy potential from the agricultural sector

The agricultural sector holds substantial potential for the future utilization of bioenergy [4]. Estimates of the potential of agricultural crop residues for bioenergy and other uses vary significantly [17]. Despite currently representing approximately 10% of the global biomass supply, there is considerable room for increasing its contribution by improving the yields of major crops in different regions, bringing them closer to the global average [4]. The enhancement of crop yields in various regions to match the global average would lead to increased production of both food and fuel, with the agriculture sector playing a key role in enabling the widespread use of bioenergy. Some estimates suggest that the global bioenergy potential on agricultural areas in 2050 might be in the order of magnitude of 100 EJ per year, based on current diet trajectories [22].

Table 2.1 provides an overview of average crop production across different continents [4]. These figures, expressed in million tonnes, provide valuable insights into the following global crop production patterns:

- Regional disparities. There are significant disparities in crop production and yield among continents. The Americas consistently demonstrate the highest production for most crops, particularly for maize (corn), soybeans, and sugar cane. Asia stands out for its substantial production of rice and cassava. Europe also emerges as a significant producer of barley, wheat, and sugar beet. Africa shows remarkable production of crops such as cassava, sorghum, and maize. Oceania's crop production is relatively lower, with notable contributions in barley and oats.

- **Staple crops.** Certain crops are crucial as staple food sources on a global scale. Maize (corn) and rice are massively produced across multiple continents, highlighting their importance in feeding populations. Wheat is another prominent crop, with substantial production in Europe and Asia. Cassava is a significant staple in Africa, while sugar cane holds great importance in the Americas.
- **Regional specializations.** Each continent demonstrates specific crops in which it excels. Europe specializes in barley, wheat, and sugar beet production. The Americas dominate in maize (corn), soybeans, and sugar cane. Asia is known for its expertise in rice cultivation. Africa stands out for its production of cassava and sorghum. These regional specializations are influenced by factors such as climate, soil conditions, and historical agricultural practices. Some crops exhibit even more localized production patterns. For instance, olive cultivation is more widespread in Europe and Africa, which reflects the importance of olive oil in Mediterranean cuisine. Sunflower seeds, rye and oats are also predominantly grown in continental Europe, although oat production is also relatively significant in the Americas.

TABLE 2.1: Average production of major agricultural crops by continent. All values in million tonnes.
SOURCE: Own elaboration based on data from the World Bioenergy Association (WBA) [4].

Crop	Africa	Americas	Asia	Europe	Oceania	World
Barley	5.53	21.1	25.5	94.4	10.5	157
Cassava, fresh	194	26.9	81.9	0.0	0.25	303
Maize (corn)	90.5	582	365	124	0.48	1162
Oats	0.18	7.66	1.12	15.1	1.17	25.2
Olives	5.59	0.80	3.12	14.1	0.05	23.6
Rice	37.9	38.1	677	4.07	0.06	757
Rye	0.10	1.01	0.92	13.0	0.03	15.0
Sorghum	27.5	20.3	9.20	1.31	0.40	58.7
Soy beans	3.44	306	33.6	10.6	0.02	353
Sugar beet	16.8	32.9	46.2	157	0.00	253
Sugar cane	95.7	1009	732	0.00	32.4	1870
Sunflower seed	2.47	4.98	6.09	36.7	0.01	50.2
Wheat	25.2	118	348	255	14.9	761

2.3.4.2 Benefits and challenges of bioenergy from agriculture

Bioenergy from agriculture under adequate management practices can contribute to reducing waste, mitigating climate change, increasing energy security and energy access (especially in rural areas of developing countries), strengthening food security and alleviating

rural poverty [21]. Bioenergy from agriculture can lead to multiple environmental, economic, and social benefits, the most important of which are briefly described below:

- **Circular economy and waste reduction.** Bioenergy from agriculture allows for the efficient utilization of agricultural residues, by-products, and organic waste materials that would otherwise be discarded or left to decompose. Instead of considering them as waste, these biomass resources can be converted into valuable energy sources. By utilizing agricultural waste for bioenergy production, the amount of organic waste sent to landfills is reduced. This helps to mitigate the environmental impact associated with landfilling, including the release of greenhouse gases and leachate contamination. Circular economy principles emphasize the importance of adopting a holistic approach that considers the entire lifecycle of agricultural products, from production to disposal, to maximize resource utilization and minimize environmental impact.
- **Carbon neutrality and greenhouse gas reduction.** Bioenergy from agricultural waste is considered carbon-neutral because the carbon dioxide emitted during combustion is part of the natural carbon cycle. Moreover, when agricultural crops or residues are sustainably managed, they can serve as carbon sinks, effectively sequestering atmospheric carbon dioxide and mitigating greenhouse gas emissions. In fact, when organic residues or waste materials are used for energy production instead of being left to decompose, they can prevent the release of methane, a potent greenhouse gas. This not only mitigates climate change, but also helps in waste management by diverting organic waste from landfills.
- **Energy diversification and security.** Bioenergy from agriculture contributes to the decentralization of energy production by enabling farmers and agricultural communities to generate their own energy locally. This is particularly important for rural areas where agriculture is a dominant economic activity, as local energy production reduces dependence on traditional energy sources such as imported fossil fuels and enhances energy self-sufficiency.
- **Employment opportunities and rural development.** Bioenergy from agriculture can stimulate local economies and create new job opportunities, particularly in rural areas. Farmers and rural communities can generate income by supplying feedstocks for bioenergy plants or by establishing their own small-scale bioenergy plants, which helps to diversify revenue streams and create employment opportunities.

Despite these advantages, environmental considerations, such as land use, water usage, and biodiversity preservation, must be taken into account to avoid potential negative impacts of bioenergy production from agriculture. Additionally, the development of efficient and advanced biomass conversion technologies is essential to maximize energy yields and minimize waste. Several challenges need to be overcome to fully exploit the potential of agricultural residues for bioenergy [17], including the following:

- **Feedstock cost.** The cost of acquiring agricultural residues can represent a substantial fraction of the operating expenses for a bioenergy facility, which ultimately affects the economic viability of the entire value chain.
- **Feedstock bulk density.** Unprocessed agricultural residues have relatively low bulk densities, which results in high transportation costs and limitations on the volume that can be effectively collected.
- **Economic sustainability.** Harvesting residues should not hinder the primary objective of agricultural producers, which is the production of quality food and feed crops. Adequate financial incentives are necessary to encourage residue collection without compromising the productivity of agricultural land in the short or long term.
- **Environmental sustainability.** There is absence of established guidelines and best management practices on the amount of residue to be retained to ensure soil fertility, as well as the conditions under which residue should be retained.
- **Feedstock quality.** Agricultural residue processing industries require a consistent supply of feedstock with known quality characteristics. Agricultural biomass is inherently heterogeneous and prone to degradation, resulting in variations in feedstock quality. Clear specifications and tolerances are needed, and markets should be established for off-spec residue.
- **Feedstock availability.** The availability of crop residues, in terms of quantity, quality, and cost, is influenced by various biophysical factors. Climate and weather fluctuations can have both positive and negative impacts on yields and harvest timing, which can introduce uncertainties in feedstock supply.
- **Market uncertainty.** Biomass supply and demand are influenced by market factors such as fluctuating prices of primary products (e.g., corn and wheat), competing uses of agricultural resources, and prices of alternative raw materials. Even in highly productive agricultural areas, supply and demand dynamics, costs, and prices can be unpredictable. Markets need to be established for the residues that do not meet the quality requirements of downstream processing industries.
- **Weak framework conditions.** A stable policy framework is lacking, including consistent feed-in rates, renewable energy and biofuel mandates, carbon markets, and valuation of greenhouse gas reductions from bioenergy-based systems. Dedicated strategies and support are required to facilitate the development of new value chains from research and development to commercialization.
- **Investment gridlock.** There is a mutual dependency between residue processing industries and agricultural suppliers, which creates a situation where industries require a guaranteed and consistent supply of crop residue before investing in facilities, while residue suppliers

seek commitments from processing industries before making significant investments. This gridlock can hinder overall investment in the sector.

- Other barriers. These include the lack of information and misinformation, high risk perception, limited commercial experience, and the need for market acceptance, which are typical challenges faced by emerging industries.

Addressing all these challenges is crucial to unlocking the full potential of agricultural residues for bioenergy and biorefining applications.

2.4 The olive sector as a source of bioenergy

For centuries, the cultivation of olive trees (*Olea europaea* L.) for olive oil production has been deeply rooted in numerous regions around the Mediterranean basin. The outstanding nutritional qualities of olive oil, an essential ingredient of the Mediterranean diet, have contributed to its significance as a source of prosperity and employment. About 95% of the world's olive oil production is concentrated in the Mediterranean countries [23], where olive groves occupy around 10 million hectares [24]. In particular, the largest area under olive groves worldwide is located in Spain, spanning over 2.5 million hectares [24], which represents more than half of the total land area dedicated to this crop in Europe [25]. In Spain, the bulk of harvested olives are predominantly dedicated to olive oil production, which constitutes around 90% of the total yield, whereas the remaining 10% is used for table olives [26]. In terms of olive oil production, Spain is also the world's leading country, with a yearly production of about 1.3 million tonnes on average in the last fifteen years (2007–2022), accounting for roughly half of the world's olive oil production and about two-thirds of European Union's olive oil production [23]. The European Union as a whole produces around 2 million tonnes of olive oil, contributing to approximately 65% of the global production [23]. Table 2.2 reports the olive oil production data for the leading 20 virgin olive oil producing countries over the past 15 harvest seasons. The countries are ranked in descending order based on their average production from the last five harvest seasons. As indicated in Table 2.2, the production of olive oil is primarily concentrated in Mediterranean countries, which, as previously stated, account for approximately 95% of global production. Spain, Italy, Greece and Portugal are, in descending order, the four main producers [23]. Outside the European Union, the largest producers are Tunisia, Turkey, Morocco, Syria and Algeria. Some countries beyond the Mediterranean region, such as Argentina, Chile, the United States and Australia, also produce olive oil in regions with a Mediterranean climate. Although these countries are experiencing rapid growth in their olive oil production, their output remains relatively small compared to global production figures.

TABLE 2.2: Olive oil production of the top twenty virgin olive oil producers over the past 15 harvest seasons (data in thousands of tonnes).
SOURCE: Own elaboration based on data from the International Olive Council [23].

Pos.	Country	2007–08	2008–09	2009–10	2010–11	2011–12	2012–13	2013–14	2014–15	2015–16	2016–17	2017–18	2018–19	2019–20	2020–21	2021–22	Average 2017–22
1	Spain	1236.1	1030.0	1401.5	1391.9	1615.0	618.2	1781.5	842.2	1403.3	1290.6	1262.2	1789.9	1125.3	1389.0	1491.5	1411.6
2	Italy	510.0	540.0	430.0	440.0	399.2	415.5	463.7	222.0	474.6	182.3	428.9	173.6	366.5	273.5	329.0	314.3
3	Greece	327.2	305.0	320.0	301.0	294.6	357.9	132.0	300.0	320.0	195.0	346.0	185.0	275.0	275.0	232.0	262.6
4	Tunisia	170.0	160.0	150.0	120.0	182.0	220.0	70.0	340.0	140.0	100.0	325.0	140.0	440.0	140.0	240.0	257.0
5	Turkey	72.0	130.0	147.0	160.0	191.0	195.0	135.0	160.0	150.0	178.0	263.0	193.5	230.0	193.5	235.0	223.0
6	Morocco	85.0	85.0	140.0	130.0	120.0	100.0	130.0	120.0	130.0	110.0	140.0	200.0	145.0	160.0	200.0	169.0
7	Portugal	36.3	53.4	62.5	62.9	76.2	59.2	91.6	61.0	109.1	69.4	134.8	100.3	140.5	100.0	206.2	136.4
8	Syria	100.0	130.0	150.0	180.0	198.0	175.0	180.0	105.0	110.0	110.0	100.0	154.0	118.0	143.0	105.5	124.1
9	Algeria	24.0	61.5	26.5	67.0	39.5	66.0	44.0	69.5	82.0	63.0	82.5	97.0	126.0	70.5	91.0	93.4
10	Egypt	7.5	5.0	3.0	4.0	9.0	16.5	20.0	17.0	16.5	30.0	39.5	41.0	40.0	38.0	20.0	35.7
11	Argentina	27.0	23.0	17.0	20.0	32.0	17.0	30.0	30.0	24.0	24.0	45.0	28.0	30.0	30.0	33.0	33.2
12	Jordan	21.5	18.5	17.0	27.0	19.5	21.5	19.0	23.0	29.5	20.0	21.0	21.0	34.5	23.5	25.5	25.1
13	Chile	6.5	8.5	12.0	16.0	21.5	15.0	15.0	18.5	17.5	20.0	22.0	18.5	22.5	25.5	21.0	21.9
14	Palestine	8.0	20.0	5.5	25.0	15.5	15.5	17.5	24.5	21.0	20.0	19.5	15.0	39.5	14.5	17.5	21.2
15	Australia	12.0	15.0	18.0	18.0	15.5	9.5	13.5	19.5	20.0	21.0	21.0	20.0	8.5	23.0	19.5	18.4
16	Lebanon	10.5	12.0	9.0	32.0	14.0	14.0	16.5	21.0	23.0	25.0	17.0	17.5	14.0	15.0	21.5	17.0
17	Libya	13.0	15.0	15.0	15.0	15.0	15.0	18.0	15.5	18.0	16.0	18.0	16.0	17.0	16.5	16.5	16.8
18	USA	2.0	3.0	3.0	4.0	4.0	4.0	12.0	5.0	14.0	15.0	16.0	16.0	16.0	16.0	15.5	15.9
19	Israel	4.0	9.0	3.5	12.5	13.0	18.0	15.0	18.5	18.0	18.0	17.0	14.0	19.0	12.0	12.0	14.8
20	Albania	4.0	6.0	5.0	8.0	7.0	12.0	10.5	11.0	10.0	11.5	11.0	12.5	11.5	13.0	11.5	11.8
Total EU		2118.7	1938.7	2224.6	2209.1	2395.2	1461.7	2482.6	1434.5	2324.4	1752.0	2188.3	2263.7	1919.9	2051.2	2271.7	2139.0
Total world		2713.0	2669.5	2973.5	3075.0	3321.0	2401.5	3252.0	2458.0	3176.5	2561.5	3379.0	3304.0	3269.0	3019.5	3398.0	3273.9

The distribution of olive groves is mainly concentrated in the East, South and Southwest of the Iberian Peninsula [27]. In terms of the land area under olive cultivation across different regions within Spain, Andalusia takes the lead with over 1.5 million hectares in 2021 [26, 28]. In second place is Castile–La Mancha, with nearly 450 thousand hectares [26]. Extremadura ranks third with slightly less than 300 thousand hectares, while Catalonia holds the fourth position, with just over 100 thousand hectares [26]. The Valencian Community also has a significant area of olive groves under cultivation, ranking fifth with almost 100 thousand hectares [26].

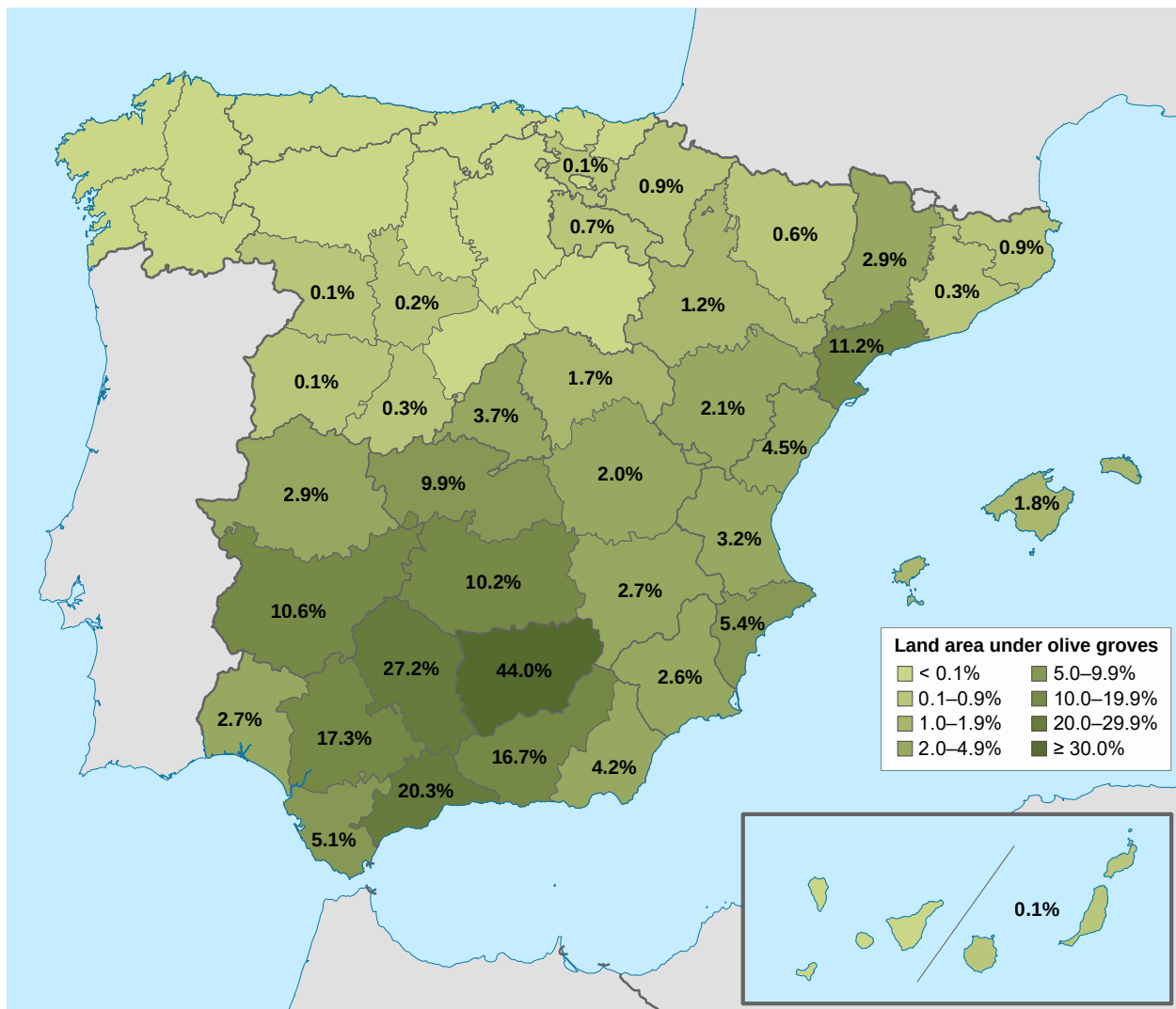


FIGURE 2.13: Relative distribution of the agricultural land area under olive groves in Spain by provinces in 2021, calculated as ratio of the olive grove area to the total land area of each province.

SOURCE: Own elaboration based on data from Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación [26].

The relative distribution of agricultural land area dedicated to olive groves in Spain, shown in Fig. 2.13, highlights the prominence of the provinces of Jaén and Córdoba [26, 27]. These provinces have the highest proportion of olive groves, accounting for 43.98% and 27.20%, respectively, of their total land area in 2021 [26]. Granada, Málaga, and Seville have over 15% of

their provincial area dedicated to olive groves. Outside Andalusia, the provinces of Badajoz, Ciudad Real and Toledo also stand out, with around 10% of their surface area cultivated with olive groves. Tarragona is prominent on the eastern Mediterranean side, occupying 11.22% of its area with olive groves in 2021, followed by Alicante and Castellón at 5.38% and 4.53% respectively. By contrast, the presence of olive groves is negligible along the Cantabrian coast, Galicia and most of Castile and León.

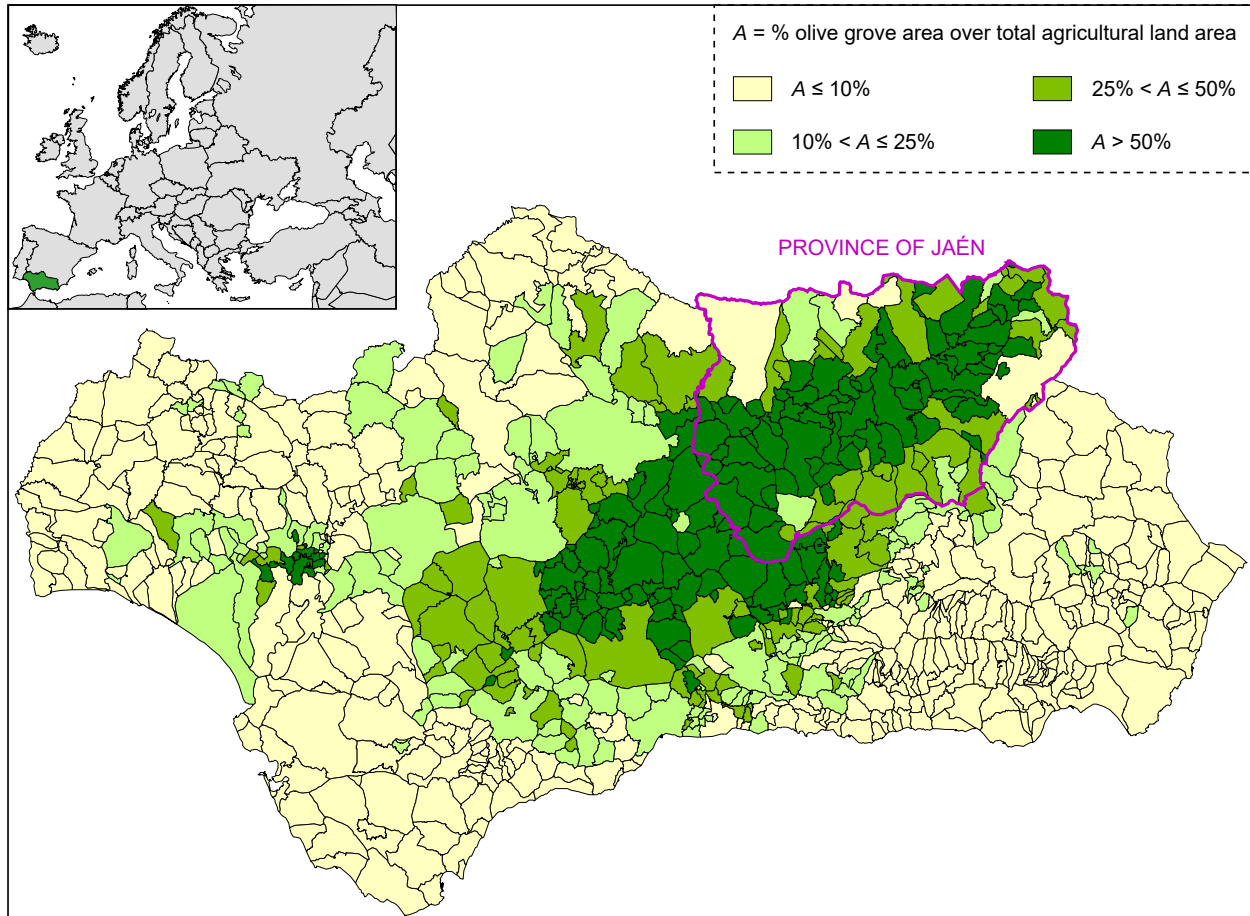


FIGURE 2.14: Municipal distribution of the olive grove area in Andalusia with respect to the total agricultural land area. The province of Jaén is highlighted within thicker purple borders.

SOURCE: Own elaboration based on data from Plan Director del Olivar Andaluz [28].

The Spanish olive oil sector is characterized by its heavily centralized distribution, with approximately 1,800 olive mills in operation. The largest number of olive oil producers within Spain is located in Andalusia, with over 800 oil mills [28, 29]. This is not surprising because, with a relatively consistent land area exceeding 1,500,000 hectares, olive cultivation covers more than 30% of the agricultural land in Andalusia [28]. The olive groves in Andalusia yield an average annual production of approximately 4,650,000 tonnes of olives per harvest season [30]. Out of this total, around 4,300,000 tonnes per year are used for olive oil extraction, while the remaining 350,000 tonnes per year are dedicated to the table olive seasoning industry [30]. The average annual olive oil production surpasses 900,000 tonnes [30], which represents roughly

75% of the national olive oil production [29]. However, it is worth noting that the Spanish olive oil production is heavily concentrated in Andalusia's hinterland (Fig. 2.14), acquiring considerable importance in the province of Jaén, the south of Córdoba, the northwest of Granada, the north of Malaga and the southeast of Seville [28]. The province of Jaén deserves special mention, as it alone accounts for around 25% of the total olive grove area nationwide and responsible for about 35–40% of the national olive oil production [28]. In fact, the province of Jaén devotes nearly all of its agricultural land area for growing olive trees [31]. In no other part of the European continent can such a concentration and continuity of woody evergreen crops be found [31].

2.4.1 Olive oil production methods

The process of producing virgin olive oil can be defined as a series of systematic unit operations aimed at separating the oil from the remaining components present in the olives drupes [32]. The olive oil production process consists of several steps, which include cleaning the olives, grinding them into a paste, malaxing or mixing the paste, and separating the oil from the vegetable water and solids. The mode of execution of each of these steps significantly influences the overall efficiency of the extraction process, as well as the amount and characteristics of the resulting by-products.

Over the course of the 20th century, traditional olive oil extraction methods have been gradually replaced by modern technologies based on various processes including crushing of the olives with stainless steel hammers, thermo-mechanical mixing, and horizontal centrifugation in continuous decanting systems, which allow for large amounts of olives to be processed in a short time [33]. Presently, olive oil extraction is mostly performed using continuous centrifugation systems equipped with two-phase or three-phase decanters. Until the 1990s, the olive oil production process in Spain was based on the three-phase extraction process [34]. However, the two-phase continuous centrifugal oil extraction process has since become the prevailing method, with the overwhelming majority (>90%) of olive oil mills operating nowadays under this system and accounting for over 95% of the domestic olive oil production [28, 35, 36].

2.4.1.1 Traditional method

The traditional method of olive oil extraction, also called discontinuous extraction method, involves using an olive press. This method has been in use since the Greeks began pressing olives over 5000 years ago, and is still used today, with some modification [37]. However, this type of olive oil extraction method is only suitable for small production volumes [37].

Olive oil extraction through pressing systems is a rather straightforward process. Initially, the olives are ground into a paste using large millstones at the oil mill [37]. The grinding process

takes about 30–40 minutes to guarantee that the olives are well ground, which is enough time for the oil droplets to form large drops of oil [37]. Once the grinding is complete, the olive paste is spread onto fiber disks, which are stacked on top of each other and then placed inside the press [37]. Traditionally, these disks were crafted from hemp or coconut fiber, but in modern times, synthetic fibers are preferred due to their ease of maintenance and cleaning [37]. The stacked disks are positioned onto a hydraulic piston, forming a compacted pile. Pressure is gradually applied to the disks, compressing the solid phase of the olive paste and allowing the liquid phases (oil and vegetation water) to percolate. The applied hydraulic pressure can reach up to 400 atm [37, 38]. In order to enhance separation of the liquid phases, water is directed down the sides of the disks, increasing the percolation rate [37]. The liquids are eventually separated either through a standard decantation process or by using a faster vertical centrifuge. Even though presses enable the production of high-quality oils, they are much slower compared to other olive oil extraction methods and also provide a lower oil yield. For these reasons, the vast majority of olive oil producers in the traditional olive-growing regions of Spain transitioned from traditional presses to modern extraction systems around the mid-1980s [37].

2.4.1.2 Modern methods

The modern method of olive oil extraction uses an industrial decanter to separate the different phases through centrifugation [37]. Initially, the olives are crushed to create a fine paste using equipment such as a hammer crusher, disk crusher, depitting machine, or knife crusher. The resulting paste is then subjected to a mixing process called malaxation for about 30–40 minutes to allow the small oil droplets to agglomerate [37]. Once the malaxation process is completed, the olive paste consists of three main components, a solid phase that contains remnants of skin, pulp, and olive pits and two liquid phases that are immiscible with each other, which are made up of oil and vegetation water. After the malaxation stage, the olive paste is pumped into an industrial decanter centrifuge, where the phases are separated. Adding warm water to the olive paste during malaxation or extraction, improves separation of olive oil from water and husk [33]. In the continuous extraction processes that are currently used in most oil mills, the decanter is typically a high-capacity horizontal centrifuge that rotates at around 3000–4000 rpm [37]. The high centrifugal force allows for the efficient separation of the phases based on their different densities, with solids being separated first, followed by vegetation water, and finally, the oil [37]. Within the decanter's rotating conical drum, there is a coil that rotates at a slower speed, pushing the solid materials out of the system.

In a three-phase decanter centrifuge, the higher amount of added water compared to the traditional olive oil extraction method through pressing can wash out some of the oil polyphenols, which leads to a larger quantity of vegetation water that requires further processing, along with the production of a pasty by-product known as olive cake. As an attempt to address the issue of washing out the oil polyphenols and reduce water consumption, the

two-phases decanter centrifuge was developed. This oil extraction method allows using less water, thereby reducing the washing of polyphenols. The olive paste is separated into two phases: oil and wet pomace. Unlike the three-phase decanter with three outlets (oil, water, and solids), the two-phases decanter only has two outlets. The water comes out of the decanter along with the solid remains of olive paste, resulting in a thick sludge commonly referred to as olive pomace, which has a higher moisture content than that of the olive cake. Fig. 2.15 presents a sequential process flow chart of the olive oil production process, specifically focusing on the modern production systems with either two-phase or three-phase decanters. Among these systems, the two-phase centrifugation system is the most prevalent, being used by over 90% of the olive oil mills in Andalusia [11].

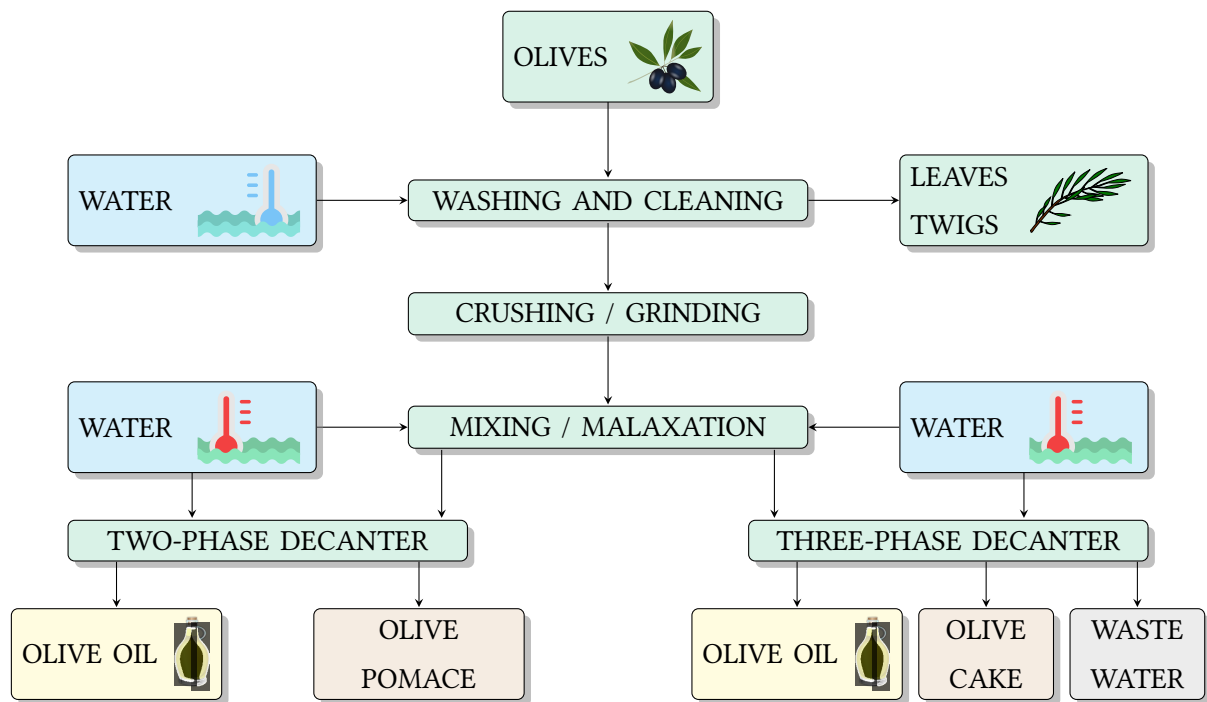


FIGURE 2.15: Stages of the virgin olive oil production process using continuous centrifugation systems equipped with two-phase decanters (*left*) or three-phase decanters (*right*).

SOURCE: Own elaboration.

A key distinctive aspect between both modern olive oil extraction methods is related to the water consumption. Two-phase extraction processes require a lower water consumption compared to three-phase extraction processes, and thus, do not produce large volumes of vegetation water (only about 0.2 m³ per tonne of milled olives). However, two-phase olive oil extraction significantly increases the production of (semi)solid residue compared to the other two methods (800 kg in the two-phase extraction method compared to 350 kg and 550 kg in the traditional pressing method and three-phase centrifugation method, respectively) [11]. Two-phase extraction processes produce wet olive pomace, which typically has a 60–70% moisture content (wet basis) and may contain sugars due to the presence of vegetation water. On the other hand, three-phase extraction processes produce large volumes of vegetation water,

as well as olive cake, the moisture content of which is about 40–50% (wet basis) [34, 39].

2.4.2 Biomass resources from the olive sector in Andalusia

Andalusia possesses abundant biomass resources, largely derived from olive cultivation and related industries [30]. The use of this biomass for energy purposes offers advantages such as the reduction of fossil fuel dependency, increased self-sufficiency, energy diversification, and the promotion of economic activity in rural areas [30]. This section provides an overview of the major biomass resources produced in the olive sector, along with their key characteristics and applications.

Biomass is one of the major renewable sources in Andalusia with the greatest potential for development [11]. In fact, bioenergy is usually the renewable energy source with the highest contribution to the Andalusian primary energy supply [11, 40]. The identified bioenergy potential in Andalusia has been estimated at 3955 ktoe [11], equivalent to 0.166 EJ. Considering that the primary energy supply in Andalusia in 2021 amounted to 0.722 EJ [8], the bioenergy potential accounted for about 23% of the region's energy requirements for that year. Table 2.3 provides a comprehensive breakdown of the bioenergy potential in Andalusia categorized by different types of raw materials, which reveals that olive grove biomass holds the highest bioenergy potential among them [11, 30]. However, the use of biomass derived from olive groves is currently limited to only 30% of its maximum potential [11]. Furthermore, large differences exist among different geographical areas, which determines that in some regions its use is non-existent. This discrepancy is primarily influenced by the demand and consumption patterns. At present, the consumption of olive grove biomass is almost exclusively associated with biomass power plants. Therefore, in areas where there is no market for such biomass, farmers are left with limited options, such as burning or incorporating it into the soil as an amendment [11].

Andalusia leads the electricity generation sector from solid biomass within Spain, since according to the energy data of 2018, the installed biopower capacity in Andalusia represented 33.7% of the total biopower capacity at the national level [11]. By December 2019, Andalusia had a total of 17 power plants and combined heat and power (CHP) plants fueled with solid biomass, with a combined capacity of 273.98 MW. Additionally, there were 21 biogas power plants operating in the region, with a total capacity of 33.45 MW. Table 2.4 provides detailed information on the power plants fueled with solid biomass that were operational as of December 31, 2019 [11]. Nearly half of the solid biomass used in electricity generation was derived from the olive sector, including both the olive grove and its associated industry [11, 28].

The olive oil supply chain generates large amounts of waste and by-products, the physicochemical properties of which are conditioned by the olive oil extraction method. In the case of the prevalent continuous two-phase extraction process in Spain, the yield of virgin olive

TABLE 2.3: Bioenergy potential in Andalusia by biomass type.
SOURCE: Agencia Andaluza de la Energía [11, 30].

Biomass sector	Biomass type	Biomass production (tonnes)	Bioenergy potential (ktoe)
Agricultural biowaste	Subtotal agriculture	4,606,473	1,321.29
	Olive grove	2,524,419	803.25
	Fruit orchards	112,611	23.09
	Citrus orchards	58,381	11.82
	Subtropical crops	17,441	4.29
	Vine crops	48,305	11.88
	Sunflower crops	524,533	152.39
	Greenhouse crops	415,070	49.81
	Rice paddy	145,910	40.85
	Cotton plantations	721,353	216.41
	Tomato crops	38,449	7.50
Livestock biowaste	Subtotal livestock	4,342,525	77
	Pork	1,476,565	17
	Beef	1,371,182	24
	Poultry	361,355	18
	Other species	1,133,424	18
Industrial biowaste	Subtotal industry	5,070,029	1,023
	Olive leaves	345,108	86
	Olive pits	552,434	215
	Wet olive pomace	3,011,462	422
	Rice husk	58,693	20
	Brewing industry	123,083	2
	Slaughterhouse and meat	100,203	14
	Cork wastes	10,600	4
	Cotton gin	16,811	5
	Nut shells	17,500	7
	Wine and liquor industry	41,097	9
	Wood industry	220,410	59
	Sugar industry	6,000	2
	Fish industry	14,824	1
	Black liquors	474,802	145
	Crude glycerin	77,000	35
Forestry biowaste	Subtotal forestry	1,345,840	322
	<i>Quercus</i>	283,237	76
	<i>Eucalyptus</i>	488,706	83
	<i>Populus</i>	9,087	2
	<i>Pinus</i>	564,994	161
Energy crops	Subtotal energy crops	1,864,600	620
Urban biowaste	Subtotal urban	2,929,782	591
	Used vegetable oils	57,916	52
	Parks and gardens	208,000	56
	OFMSW	735,697	276
	Urban WWTP sludge	547,775	163
	Wastewater (m ³)	1,380,394	44
Total biomass and bioenergy potential in Andalusia		20,159,249	3,958

TABLE 2.4: Operational biomass power plants in Andalusia as of December 31, 2019.
SOURCE: Agencia Andaluza de la Energía [11, 30].

Plant name	Municipality	Province	Biomass type	Capacity	Year
Albaida Recursos Naturales 1	Níjar	Almería	Greenhouse waste	1.70 MW	2004
Parada Generación Agroenergética	Baena	Córdoba	Olive pomace, wood chips	25.00 MW	2002
Bioenergética Egabrense	Cabra	Córdoba	Olive pomace, wood chips	8.00 MW	2006
Severaes	Cañete de las Torres	Córdoba	Olive pruning waste	0.10 MW	2009
Bioenergía Santamaría	Lucena	Córdoba	Olive pomace, wood chips	14.30 MW	2006
Agroenergética de Palenciana	Palenciana	Córdoba	Olive pomace, wood chips	5.37 MW	2007
El Tejar Autogeneración	Palenciana	Córdoba	Olive pomace	5.65 MW	1999
Vetejar	Palenciana	Córdoba	Olive pomace, wood chips	12.90 MW	2000
Biomasa Puente Genil	Puente Genil	Córdoba	Olive pomace, wood chips	9.82 MW	2006
Ence I	San Juan del Puerto	Huelva	Wood chips	40.95 MW	2009
Ence Biomasa	San Juan del Puerto	Huelva	Wood chips	50.00 MW	2012
Ence Huelva II	San Juan del Puerto	Huelva	Wood biomass	46.00 MW	2019
Bioenergética de Linares	Linares	Jaén	Olive pomace, wood chips	15.00 MW	2009
La Loma	Villanueva del Arzobispo	Jaén	Olive pomace	16.00 MW	2002
Aldebarán Energía del Gualdalquivir	Andújar	Jaén	Olive pomace, wood chips	6.00 MW	2010
Fuente de Piedra	Fuente de Piedra	Málaga	Olive pomace, wood chips	8.04 MW	2004
Extragol	Villanueva de Algaidas	Málaga	Olive pomace, wood chips	9.15 MW	2003

oil is estimated at around 20% by weight [41]. Thus, the remaining 80% of the total weight collected during each annual harvest becomes by-products, including olive leaves and twigs, olive pits, olive pomace, as well as olive mill waste water. In other words, the weight of these by-products is up to four times higher than that of olive oil [41]. Fig. 2.16 provides a graphical overview of the different products and by-products that are generated throughout the olive oil supply chain. It is noteworthy that the by-products of the olive oil sector not only include those produced in oil mills (olive pits, leaves, thin branches and pomace), but also those generated in the olive groves during the pruning season. As shown in Fig. 2.16, olive pomace stands out as the most important by-product from oil extraction in terms of production rate. Typically, olive pomace is eventually subjected to a drying stage followed by a solid–liquid extraction process with organic solvents in order to recover the residual oil contained in the olive pomace [42], which is known as crude olive pomace oil after extraction; whereas the residual exhausted olive pomace remains as a solid by-product.

Exhausted olive pomace, olive pits, olive mill leaves and twigs, and olive pruning waste are examples of by-products from the olive oil sector that can be effectively used for energy recovery [11, 30]. Through the suitable technology, it is possible to produce electricity, heat, and even biofuels for transportation from these by-products. Below is an overview of the key features and properties of the by-products derived from the olive oil sector that are well suited for energy applications.

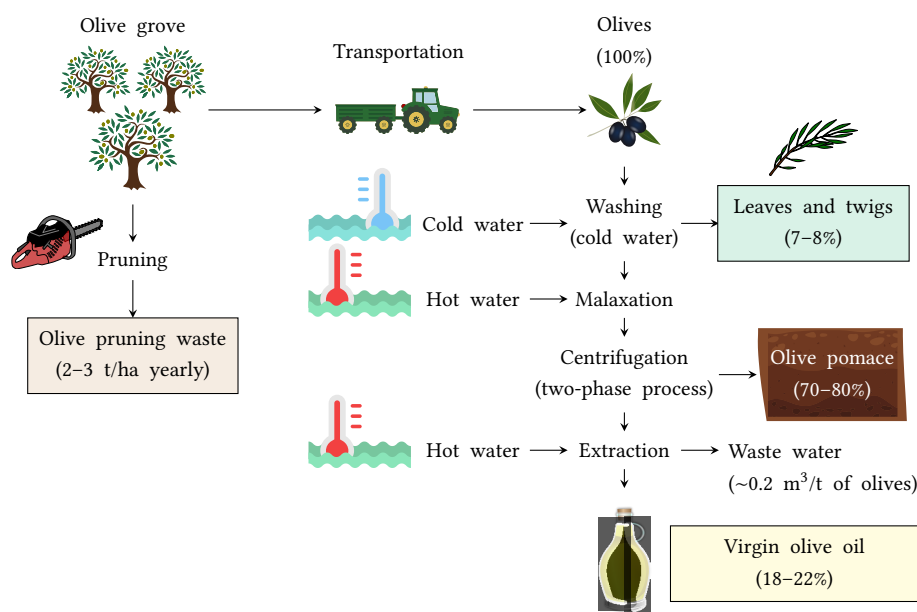


FIGURE 2.16: Overview of the products and by-products of the two-phase olive oil extraction process.
SOURCE: Own elaboration.

2.4.2.1 Olive pruning

Large amounts of olive pruning waste are generated in olive groves during the annual or biannual pruning of the olive trees. Olive-tree pruning is mostly composed of thick branches or wood (~25% by weight), thin branches or twigs (~50% by weight), and leaves (~25% by weight) [42–44]. This waste is typically produced at the end of the harvest season (mainly during the month of March). Olive trees intended for table olive production are usually pruned every year, while those intended for olive oil production are pruned every two years [11]. Likewise, rain-fed olive trees are normally pruned every two years, while irrigated trees are pruned once a year [44].

It is estimated that 2–3 tonnes of olive pruning waste are generated per hectare of olive grove each year [11, 40, 44], with some variations due to crop density, type of pruning (annual or biennial), variety, etc. [11]. Extrapolating this rate to the vast olive grove area of Andalusia, it can be inferred that around 3–4 million tonnes of pruning waste are generated annually in this region [11, 40]. As previously reported in Table 2.3, the bioenergy potential of olive pruning waste in Andalusia has been estimated at 803.25 ktoe [11]. In most cases, olive pruning waste is either chipped to be left on the agricultural land as mulch [45], incorporated into the soil as an amendment or simply piled up and incinerated [42, 46, 47], which may lead to air pollution and fire hazards.

2.4.2.2 Olive leaves and twigs

Olive leaves and twigs are considered by-products of the olive oil industry as well. Olives usually arrive at the oil mills with a certain amount of leaves, thin branches, twigs and sand that must be removed before processing. As shown in Fig. 2.15, these by-products are originated during the olive washing and cleaning stage. It is estimated that leaves and twigs represent approximately 8–10% of the total weight of olives processed in oil mills [11, 48]. In Spain, the annual production of olive leaves in oil mills is estimated to exceed 300,000 tons, with Andalusia accounting for the highest production share at 87.8% [49]. As mentioned above, olive leaves and twigs are also produced during the pruning of olive trees, which together account for about three-fourths of the total weight of pruning waste [42, 43]. Leaves and twigs tend to accumulate in oil mills and are commonly used by local farmers as fodder for their livestock or simply burned or discarded [42, 49]. However, this by-product may also find application as fuel in a few power plants [11].

2.4.2.3 Olive pits

Olive pits are another remarkable by-product from the olive oil sector. Olives are composed of approximately 85% pulp and 15% pits [11]. Olive pits represent around 10% of the total olive weight [50]. A distinction must be made between the pits produced in the table olive seasoning industry and the pits generated during the two-phase olive oil extraction process.

Seasoning industries depict approximately 80% of the olives they process to market the pitless olives. The olive pits are then sold to olive pomace oil extractors to recover the oil that these pits still contain, and enters the pomace processing chain. By contrast, in the two-phase olive oil extraction process, about 70% of the pomace is depitted through a pulp–pit separation process, either in oil mills or in olive pomace oil extraction plants [11]. In this case, crushed pits are obtained, which amount to around 600,000 t/year in Spain [50], and about 360,000 t/year in Andalusia [11].

Olive pits are highly regarded as fuel source due to their remarkable fuel properties. These include their high density, relatively low moisture content (usually below 30% and averaging 15% on a wet basis) [11], a lower heating value of about 18–20 MJ/kg (on a dry basis) [50–52], and a uniform particle size distribution (averaging 2–5 mm in diameter) [11]. These outstanding characteristics make olive pits highly suitable for thermal applications in various sectors, such as industry, households, and residential areas [11, 50, 52]. They are also easy to handle, generate low particle emissions during combustion, and are odorless when burned. Given these advantageous properties, a portion of the olive pits is typically used as fuel in biomass heaters within the oil mills themselves for producing the hot water required for the malaxation process. The remaining olive pits are commercially marketed.

Traditionally, olive pits have been used as a fuel in thermal applications within the olive

industry, including oil mills and pomace oil extraction plants, as well as other sectors such as food, ceramics, and agriculture [11]. However, there is a growing trend toward using olive pits for thermal applications in the service and residential sectors. The technology associated with olive pit-fueled equipment has advanced significantly, not only in terms of performance, but also for better control of emissions, enhanced levels of comfort and ease of handling [11].

2.4.2.4 Olive pomace

The olive oil extraction process, mostly by continuous two-phase or three-phase centrifugation and in a small number of oil mills by pressing, generates a sludgy or pasty by-product that is made up of the remains of the milled olives once the virgin olive oil has been extracted [11, 41]. This by-product can have varying physicochemical properties depending on various factors, although it is mostly influenced by the type of oil extraction process.

The two-phase decanter centrifuges used in the olive oil industry produce a by-product known as two-phase olive mill waste, or olive pomace [41]. This by-product is by far the most abundant in the Spanish olive oil industry due to its massive production rate in oil mills. During the two-phase extraction process, roughly 70–80% by weight of processed olives becomes pomace, a thick sludge with a high moisture content made up of olive pulp, skin, crushed pits and around 2–4% by weight of olive oil [11, 28, 34, 40, 41]. By contrast, three-phase decanter centrifuges, which were widely used in Spain until the 1990s, yield a much smaller amount of a similar by-product known as three-phase olive mill waste, or olive cake. This by-product from three-phase olive oil production is characterized by a moisture content of around 40–55% (wet basis) [34], while olive pomace has a moisture content close to 60–70% (wet basis) or even higher [11, 28, 34, 41, 52, 53].

After the two-phase extraction process, the olive pomace is stored in ponds for further processing, which may involve a physical process of second centrifugation using three-phase decanter centrifuges, and/or a chemical process in olive pomace oil extraction plants [11]. The usual management approach for olive pomace in Spain is illustrated in Fig. 2.17. Since accumulation of the olive pomace in oil mills can cause production disruptions and substantial economic losses [52], it is common practice in Spain to transport the olive pomace in tanker trucks to dedicated facilities in order to extract the remaining olive oil contained in the olive pomace with the help of industrial solvents, usually hexane [53]. An alternative option to extraction is to use the olive cake from a second centrifugation through three-phase decanter centrifuges for power generation. This approach requires drying the olive cake to a moisture content of around 40% to facilitate combustion [11]. Approximately 30% of the pomace generated in Andalusia undergoes this process [11]. Chapter 6 of this Doctoral Thesis proposes and evaluates an innovative alternative approach for managing the wet olive pomace, which is dried onsite and eventually used a fuel for power generation in an integrated gasification plant, thereby avoiding production disruptions in oil mills, as well as the need for transportation of the olive pomace to dedicated processing facilities. Moreover, the environmental benefits of this

alternative management approach are discussed in detail in [Chapter 8](#).

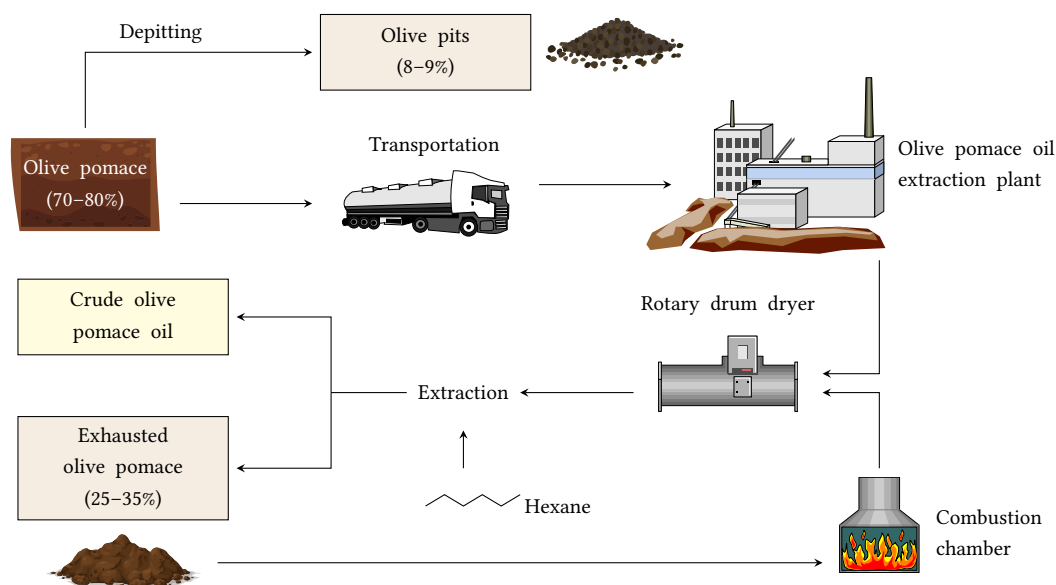


FIGURE 2.17: Overview of the products and by-products of the crude olive pomace oil extraction process.
SOURCE: Own elaboration.

Upon arrival at the olive pomace oil extraction plants, the wet pomace is unloaded into large nearby ponds, where it is stored and initially air-dried to a certain extent. However, in order to extract the remaining olive oil contained in the wet pomace, a previous energy-intensive drying stage is required, which usually involves using large-scale co-current flow rotary drum dryers [53]. The pomace, once dried and subjected to the oil extraction process, becomes known as exhausted olive pomace [11, 30]. This by-product has a moisture content of around 10% (wet basis) and lower heating value of about 17–18 MJ/kg (dry basis) [11, 30, 52, 53]. It can be used both for heat production and electric power generation in industries. A significant part of the exhausted olive pomace is often consumed within the extraction plant itself, serving purposes such as supplying the required thermal energy for pomace drying or generation of process steam in boilers [11, 28]. However, in some cases, and increasingly so, the drying process of olive pomace in extraction plants is accomplished through cogeneration systems equipped with engine-generator sets powered by fossil fuels such as natural gas, which represents an additional source of income through the sale of the generated electricity [11, 52, 54]. Cogeneration reduces the self-consumption of exhausted olive pomace in the extraction plant, thereby making it available for alternative uses or applications [11, 30]. In [Chapter 4](#) and [Chapter 5](#), exhausted olive pomace is used as feedstock for a pilot-scale biomass gasification plant aimed at combined power, heat and biochar production in the olive oil industry.

Andalusia accounted for 53% of the olive pomace oil extraction plants in Spain in 2020, with a total of 41 plants [11]. In an average harvest season, the production of exhausted olive pomace in Andalusia ranges from 1,200,000 to 1,450,000 tonnes per year [11]. In 2018, around 580,000

tonnes of this by-product were consumed in power plants, while the olive oil industry itself consumed around 125,000 tonnes, which suggests that, on average, there may be an availability of approximately 200,000 to 400,000 tonnes per year for other thermal applications and for export [11]. However, these figures can vary depending on the specific harvest season [11, 30].

References

- [1] United Nations, Department of Economic and Social Affairs, Population Division, *World Population Prospects 2022*, New York, 2022. [Online]. Available: https://www.un.org/development/desa/pd/sites/www.un.org.development.desa.pd/files/wpp2022_summary_of_results.pdf.
- [2] International Energy Agency (IEA), *World Energy Outlook 2022*, Paris, 2022. [Online]. Available: <https://iea.blob.core.windows.net/assets/830fe099-5530-48f2-a7c1-11f35d510983/WorldEnergyOutlook2022.pdf>.
- [3] International Energy Agency (IEA), *Data and statistics*. [Online]. Available: <https://www.iea.org/data-and-statistics>.
- [4] World Bioenergy Association (WBA), *Global Bioenergy Statistics 2022*, 2022. [Online]. Available: <https://www.worldbioenergy.org/uploads/221223%20WBA%20GBS%202022.pdf>.
- [5] H. Ritchie, M. Roser, and P. Rosado, «Energy», *Our World in Data*, 2022. [Online]. Available: <https://ourworldindata.org/energy>.
- [6] Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, *La Energía en España 2020*, Madrid, 2022. [Online]. Available: https://energia.gob.es/balances/Balances/LibrosEnergia/Libro_Energia_Espana_2020.pdf.
- [7] A. Pascual Velázquez, «La competitividad de los ciclos combinados en el mercado eléctrico español», *Cuadernos de energía*, vol. 43, pp. 60–67, 2014. [Online]. Available: https://www.enerclub.es/file/8G6UUelX8wF2iNPDVJtl_A.
- [8] Agencia Andaluza de la Energía, *Datos energéticos de Andalucía 2021*, 2022. [Online]. Available: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/Planificaci%C3%B3n/datos_energeticos_2021_bc.pdf.
- [9] Agencia Andaluza de la Energía, *Datos energéticos de Andalucía 2010*, 2011. [Online]. Available: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/dea_2010_web_0.pdf.
- [10] *Directive (EU) 2018/2001 of the European Parliament and of the Council of 11 December 2018 on the promotion of the use of energy from renewable sources*, 2018. [Online]. Available: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/TXT/?uri=CELEX:32018L2001>.

-
- [11] Agencia Andaluza de la Energía, *La bioenergía en Andalucía*. [Online]. Available: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/3_2_0068_20_LA_BIOENERGIA_EN_ANDALUCIA.PDF.
- [12] International Energy Agency (IEA), *Bioenergy*. [Online]. Available: <https://www.iea.org/fuels-and-technologies/bioenergy>.
- [13] International Renewable Energy Agency (IRENA), *Bioenergy & biofuels*. [Online]. Available: <https://www.irena.org/Energy-Transition/Technology/Bioenergy-and-biofuels>.
- [14] International Energy Agency (IEA), *Technology Roadmap - Bioenergy for Heat and Power*, 2022. [Online]. Available: <https://www.iea.org/reports/technology-roadmap-bioenergy-for-heat-and-power>.
- [15] D. Hodgson, P. Bains, and J. Moorhouse, *Bioenergy: Energy system overview*. International Energy Agency (IEA), 2022. [Online]. Available: <https://www.iea.org/reports/bioenergy>.
- [16] IEA Bioenergy, *Implementation of bioenergy in the European Union – 2021 update*, 2021. [Online]. Available: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2021/11/CountryReport2021_EU28_final.pdf.
- [17] IEA Bioenergy, *Mobilization of agricultural residues for bioenergy and higher value bio-products: Resources, barriers and sustainability*, 2017. [Online]. Available: <https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2018/01/TR2017-01-F.pdf>.
- [18] J. A. Kumar *et al.*, «Agricultural waste biomass for sustainable bioenergy production: Feedstock, characterization and pre-treatment methodologies», *Chemosphere*, vol. 331, p. 138 680, 2023. DOI: [10.1016/j.chemosphere.2023.138680](https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2023.138680).
- [19] O. Awogbemi and D. V. V. Kallon, «Valorization of agricultural wastes for biofuel applications», *Heliyon*, vol. 8, no. 10, e11117, 2022. DOI: [10.1016/j.heliyon.2022.e11117](https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2022.e11117).
- [20] European Commission, Agriculture and rural development, *Agricultural biomass*. [Online]. Available: https://agriculture.ec.europa.eu/sustainability/economic-sustainability/bioeconomy/agricultural-biomass_en.
- [21] N. Sharma, B. Bohra, N. Pragya, R. Ciannella, P. Dobie, and S. Lehmann, «Bioenergy from agroforestry can lead to improved food security, climate change, soil quality, and rural development», *Food Energy Secur.*, vol. 5, no. 3, pp. 165–183, 2016. DOI: [10.1002/fes3.87](https://doi.org/10.1002/fes3.87).
- [22] H. Haberl *et al.*, «Global bioenergy potentials from agricultural land in 2050: Sensitivity to climate change, diets and yields», *Biomass Bioenerg.*, vol. 35, no. 12, pp. 4753–4769, 2011. DOI: [10.1016/j.biombioe.2011.04.035](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.04.035).
- [23] *Economic Affairs & Promotion Unit - International Olive Council (IOC)*. [Online]. Available: <https://www.internationaloliveoil.org/what-we-do/economic-affairs-promotion-unit/>.
-

-
- [24] Food and Agriculture Organization of the United Nations, Statistics Division (FAOSTAT). [Online]. Available: <http://www.fao.org/faostat/en/>.
- [25] Eurostat, *Olive trees cover 4.6 million hectares in the EU*, 2019. [Online]. Available: <https://ec.europa.eu/eurostat/en/web/products-eurostat-news/-/ddn-20190301-1>.
- [26] Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, *Encuesta sobre Superficies y Rendimientos de Cultivos*, 2021. [Online]. Available: https://www.mapa.gob.es/es/estadistica/temas/estadisticas-agrarias/boletin2021_tcm30-623734.pdf.
- [27] Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, *Encuesta sobre Superficies y Rendimientos de Cultivos, Análisis de Plantaciones de Olivar en España*, 2019. [Online]. Available: https://www.mapa.gob.es/es/estadistica/temas/estadisticas-agrarias/olivar2019_tcm30-122331.pdf.
- [28] Junta de Andalucía, *Plan Director del Olivar Andaluz*, 2015. [Online]. Available: <https://www.juntadeandalucia.es/organismos/transparencia/planificacion-evaluacion-estadistica/planes/detalle/59239.html>.
- [29] S. I. Patsios, K. N. Kontogiannopoulos, and G. F. Baniyas, «Environmental impact assessment in agri-production», in *Bio-Economy and Agri-production*, Elsevier, 2021, pp. 83–116. DOI: 10.1016/b978-0-12-819774-5.00005-9.
- [30] Agencia Andaluza de la Energía, *La biomasa en Andalucía*, 2013. [Online]. Available: <https://www.juntadeandalucia.es/export/drupaljda/la%20biomasa%20en%20andalucia.pdf>.
- [31] J. Rodríguez-Cohard, J. Sánchez-Martínez, and V. Gallego-Simón, «Olive crops and rural development: Capital, knowledge and tradition», *Reg. Sci. Policy Pract.*, vol. 11, no. 6, pp. 935–949, 2018. DOI: 10.1111/rsp3.12115.
- [32] International Olive Council (IOC), *Quality Management Guide for the Olive Oil Industry: Olive Oil Mills*, Madrid, 2006. [Online]. Available: <https://www.internationaloliveoil.org/wp-content/uploads/2019/11/T33-Doc.-2-4-2006-Eng.pdf>.
- [33] G. Altieri, G. C. Di Renzo, and F. Genovese, «Horizontal centrifuge with screw conveyor (decanter): Optimization of oil/water levels and differential speed during olive oil extraction», *J. Food Eng.*, vol. 119, no. 3, pp. 561–572, 2013. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2013.06.033.
- [34] R. Arjona, A. García, and P. Ollero, «The drying of alpeorujo, a waste product of the olive oil mill industry», *J. Food Eng.*, vol. 41, no. 3, pp. 229–234, 1999. DOI: 10.1016/S0260-8774(99)00104-1.
- [35] A. G. Pantziaros, X. A. Trachili, A. D. Zentelis, V. Sygouni, and C. A. Paraskeva, «A new olive oil production scheme with almost zero wastes», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, pp. 547–557, 2021. DOI: 10.1007/s13399-020-00625-0.
-

-
- [36] Regional Activity Centre for Cleaner Production (RAC/CP). *Pollution prevention in olive oil production*. [Online]. Available: <http://www.cprac.org/docs/Olive20Oil20Production.pdf>.
- [37] Z. Wiesman, *Desert Olive Oil Cultivation: Advanced Bio Technologies*. Elsevier Science, 2009, ISBN: 978-0-08092-142-6.
- [38] D. Boskou, *Olive Oil: Chemistry and Technology*. Elsevier Science, 2015, ISBN: 978-0-12804-354-7.
- [39] I. Doymaz, O. Gorel, and N. Akgun, «Drying characteristics of the solid by-product of olive oil extraction», *Biosyst. Eng.*, vol. 88, no. 2, pp. 213–219, 2004. DOI: [10.1016/j.biosystemseng.2004.03.003](https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2004.03.003).
- [40] A. García-Maraver, M. Zamorano, A. Ramos-Ridao, and L. Díaz, «Analysis of olive grove residual biomass potential for electric and thermal energy generation in Andalusia (Spain)», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, no. 1, pp. 745–751, 2012. DOI: [10.1016/j.rser.2011.08.040](https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.08.040).
- [41] C. Sánchez-Sánchez, A. González-González, F. Cuadros-Salcedo, and F. Cuadros-Blázquez, «Two-phase Olive mill waste: A circular economy solution to an imminent problem in Southern Europe», *J. Clean. Prod.*, vol. 274, p. 122 789, 2020. DOI: [10.1016/j.jclepro.2020.12.2789](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.12.2789).
- [42] J. Romero-García, L. Niño, C. Martínez-Patiño, C. Álvarez, E. Castro, and M. Negro, «Biorefinery based on olive biomass. State of the art and future trends», *Bioresour. Technol.*, vol. 159, pp. 421–432, 2014. DOI: [10.1016/j.biortech.2014.03.062](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.03.062).
- [43] A. García-Maraver, L. Terron, A. Ramos-Ridao, and M. Zamorano, «Effects of mineral contamination on the ash content of olive tree residual biomass», *Biosyst. Eng.*, vol. 118, pp. 167–173, 2014. DOI: [10.1016/j.biosystemseng.2013.12.009](https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2013.12.009).
- [44] B. Velázquez-Martí, E. Fernández-González, I. López-Cortés, and D. Salazar-Hernández, «Quantification of the residual biomass obtained from pruning of trees in Mediterranean olive groves», *Biomass Bioenerg.*, vol. 35, no. 7, pp. 3208–3217, 2011. DOI: [10.1016/j.biombioe.2011.04.042](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.04.042).
- [45] J. Calatrava and J. A. Franco, «Using pruning residues as mulch: Analysis of its adoption and process of diffusion in Southern Spain olive orchards», *J. Environ. Manage.*, vol. 92, no. 3, pp. 620–629, 2011. DOI: [10.1016/j.jenvman.2010.09.023](https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2010.09.023).
- [46] M. Martín-Lara, A. Ronda, M. Zamora, and M. Calero, «Torrefaction of olive tree pruning: Effect of operating conditions on solid product properties», *Fuel*, vol. 202, pp. 109–117, 2017. DOI: [10.1016/j.fuel.2017.04.007](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.04.007).
-

-
- [47] M. Cuevas, M. L. Martínez-Cartas, L. Pérez-Villarejo, L. Hernández, J. F. García-Martín, and S. Sánchez, «Drying kinetics and effective water diffusivities in olive stone and olive-tree pruning», *Renew. Energy*, vol. 132, pp. 911–920, 2019. DOI: [10.1016/j.renene.2018.08.053](https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.08.053).
- [48] R. Malheiro, N. Rodrigues, G. Manzke, A. Bento, J. A. Pereira, and S. Casal, «The use of olive leaves and tea extracts as effective antioxidants against the oxidation of soybean oil under microwave heating», *Ind. Crops Prod.*, vol. 44, pp. 37–43, 2013. DOI: [10.1016/j.indcrop.2012.10.023](https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2012.10.023).
- [49] J. López-Linares, J. Romero-García, I. Romero, E. Ruiz, and E. Castro, «Development of a biorefinery from olive mill leaves: Comparison of different process configurations», *Ind. Crops Prod.*, vol. 200, p. 116 813, 2023. DOI: [10.1016/j.indcrop.2023.116813](https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2023.116813).
- [50] C. Padilla-Rascón *et al.*, «Valorisation of olive stone by-product for sugar production using a sequential acid/steam explosion pretreatment», *Ind. Crops Prod.*, vol. 148, p. 112 279, 2020. DOI: [10.1016/j.indcrop.2020.112279](https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2020.112279).
- [51] J. Mata-Sánchez, J. Pérez-Jiménez, M. Díaz-Villanueva, A. Serrano, N. Núñez-Sánchez, and F. López-Giménez, «Statistical evaluation of quality parameters of olive stone to predict its heating value», *Fuel*, vol. 113, pp. 750–756, 2013. DOI: [10.1016/j.fuel.2013.06.019](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.06.019).
- [52] F. J. Gómez-de la Cruz, J. M. Palomar-Carnicero, Q. Hernández-Escobedo, and F. Cruz-Peragón, «Determination of the drying rate and effective diffusivity coefficients during convective drying of two-phase olive mill waste at rotary dryers drying conditions for their application», *Renew. Energy*, vol. 153, pp. 900–910, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2020.02.062](https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.02.062).
- [53] F. J. Gómez-de la Cruz, P. J. Casanova-Peláez, J. M. Palomar-Carnicero, and F. Cruz-Peragón, «Characterization and analysis of the drying real process in an industrial olive-oil mill waste rotary dryer: A case of study in Andalusia», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 116, pp. 1–10, 2017. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2017.01.050](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.01.050).
- [54] B. Alonso-Fariñas *et al.*, «Environmental assessment of olive mill solid waste valorization via anaerobic digestion versus olive pomace oil extraction», *Processes*, vol. 8, no. 5, 2020. DOI: [10.3390/pr8050626](https://doi.org/10.3390/pr8050626).
-

LA TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA

La gasificación es considerada una tecnología clave para la conversión termoquímica de la biomasa, con numerosas aplicaciones finales, como la cogeneración o la producción de combustibles y productos químicos sintéticos. Este capítulo presenta una revisión exhaustiva de los antecedentes históricos, los fundamentos del proceso y los parámetros operativos más influyentes de la tecnología de gasificación, así como algunos aspectos sobre el dimensionamiento y el diseño de gasificadores, los enfoques disponibles para el modelado de procesos de gasificación y algunas consideraciones sobre las aplicaciones del gas producto de la gasificación.

3.1 Antecedentes históricos

La gasificación es una tecnología relativamente antigua y cuenta con una trayectoria histórica bastante extensa. De hecho, la gasificación de biomasa o carbón ya se ha estado utilizando desde hace más de 200 años. Desde la concepción de la idea, la gasificación ha pasado por varias fases de desarrollo. Inicialmente, se utilizó para producir gas pobre o «gas ciudad» a finales del siglo XIX para iluminación. A esta aplicación le siguió la calefacción, después como materia prima para la industria química y, más recientemente, para la generación de energía eléctrica [1]. La Fig. 3.1 muestra algunos de los hitos más importantes en la progresión de la tecnología de gasificación de biomasa.

La historia de la gasificación se remonta al siglo XVII. La primera investigación sobre la gasificación se atribuye a Thomas Shirley en 1669, un inglés que realizó experimentos rudimentarios con «hidrógeno carburado» (actualmente denominado metano) [2, 3]. Treinta años más tarde, Dean Clayton obtuvo gas de carbón mediante experimentos pirolíticos [2]. La

gasificación de carbón se demostró por primera vez a la Royal Society británica en 1733, aunque los científicos de la época no le encontraron ninguna aplicación [3]. Las primeras patentes sobre gasificación fueron adquiridas por Robert Gardner y John Barber en 1788 y 1791, respectivamente [2, 4]. La patente de John Barber trataba sobre el uso del gas pobre para hacer funcionar un motor de combustión interna (MCI) [2]. Sin embargo, la primera aplicación confirmada del gas pobre a partir del carbón data de 1792, cuando William Murdoch (a veces Murdock), un ingeniero escocés con sede en Inglaterra, fabricó gas a partir de carbón para iluminar su residencia en Redruth (Cornualles, Reino Unido) [2, 5, 6]. En 1798, Murdoch utilizó gas de carbón para iluminar el edificio principal de Soho Foundry, y en 1802 presentó una exhibición pública de iluminación con gas que asombró a la población local [3]. Casi al mismo tiempo que Murdoch, el ingeniero francés Philippe Lebon D'Humbersin comenzó sus estudios sobre la gasificación de madera, y en 1801 realizó una llamativa demostración de iluminación en París mediante la gasificación de madera. Se ha documentado que Wilhelm Lampadius estaba trabajando en la gasificación de madera al mismo tiempo que Lebon [2]. El proceso de generación del gas de agua a través de la reacción del agua con un lecho de carbón caliente fue mencionado por el químico francés Antoine-François de Fourcroy en 1804 [2]. En ese mismo año, el inventor alemán Frederick Albert Winsor (originalmente, Friedrich Albrecht Winzer), que había sido testigo de las demostraciones de Lebon en París, obtuvo varias patentes para hornos de gas e iluminación con gas de carbón en Gran Bretaña [3, 6], y en 1807, iluminó parte de Pall Mall (Londres) con lámparas de gas [7]. Con la fundación en 1812 de London Gas, Light and Coke Company por parte de Winsor, la gasificación se convirtió en un proceso comercial [1]. No mucho después, Baltimore (Maryland, EE. UU.) comenzó la primera iluminación comercial de residencias, calles y negocios con gas en 1816 [6, 7]. En 1820, el Palacio de Luxemburgo y el Teatro Odeon se iluminaban con gas pobre [5]. En 1823, numerosos pueblos y ciudades de Gran Bretaña se iluminaban con gas fabricado a partir de la gasificación [3]. En Alemania, Hannover fue la primera ciudad en la que se instalaron plantas de gas para iluminación en 1825 [5]. En Bélgica, la primera ciudad iluminada con gas pobre fue Bruselas en 1818 [5]. En Austria fue Viena en 1833, mientras que en Italia fue Turín en 1837 [5]. El alumbrado público impulsó el desarrollo de la industria del gas en España [5]. Está documentado que Barcelona fue la primera ciudad de España iluminada con 53 lámparas de gas en las Ramblas en 1942 [5]. Tras Barcelona, otras ciudades que han sido pioneras en la utilización del gas y en la construcción de las primeras plantas de gas en España son Cádiz, Bilbao, Madrid, Sevilla y Valencia [5]. No obstante, cabe señalar que cuando se instaló la primera planta de gas en España, ya se habían realizado muchas innovaciones en Europa. Por lo tanto, la tarea consistía principalmente en transferir e implantar la tecnología requerida, en lugar de desarrollarla desde el inicio [5].

Alrededor de ese tiempo, Karl Gustav Bischof de Magdeburgo (Alemania), fabricó un gran gasificador de madera (*updraft*) para abastecer un mercado de calefacción, mientras que en 1840

Joseph-Jacques Ebelmen en Audincourt (Francia), y en 1845 Gustav Ekman en Lesjöfors (Suecia), operaron gasificadores de carbón [8-10]. A Bischof se le atribuye haber fabricado el primer gasificador de madera [9]. Durante la próxima década, muchos investigadores e ingenieros intentaron mejorar la tecnología [2]. Ya usaban combustible de baja calidad y quemaban los gases en hornos de gas. Para 1850, la tecnología de gasificación se había desarrollado hasta el punto de que era posible iluminar gran parte de Londres con gas fabricado a partir del carbón, también denominado «gas ciudad» en aquel momento [11]. Sin embargo, el verdadero avance se produjo en 1861 con el gasificador de Siemens, que se considera la primera unidad comercial exitosa [2, 8, 9]. Todos los gasificadores en funcionamiento durante ese tiempo eran reactores de lecho fijo con aire como agente oxidante. En 1859, la iluminación de gas se había extendido por toda Gran Bretaña. Sin embargo, la invención de la bombilla eléctrica en 1879 provocó un declive significativo de la industria del gas urbano y, a principios del siglo xx, las bombillas eléctricas reemplazaron al gas fabricado a partir de la gasificación como tecnología de iluminación [1]. Como consecuencia, el gas pobre se utilizó principalmente como combustible para hornos en la industria siderúrgica. De hecho, hasta finales de la década de 1920, los únicos gases que podían producirse en un proceso continuo eran el gas de alto horno y el gas pobre [1]. Fue solo después de que Carl von Linde hubiera comercializado la separación criogénica del aire durante la década de 1920, cuando los procesos de gasificación con oxígeno completamente continuos comenzaron a estar disponibles para la producción de gas de síntesis e hidrógeno [1].

Antes del comienzo del siglo xix, cabe mencionar otros tres hitos importantes [2]. En primer lugar, la introducción de las unidades de limpieza de gas desarrolladas por J.E. Dowson en los años 1879–1881 en Inglaterra, que ampliaron aún más el ámbito de aplicación del gas pobre procedente de la gasificación al hacerlo adecuado como combustible para pequeños hornos y motores de combustión interna [4, 8, 9]. En segundo lugar, el desarrollo del proceso de producción de amoníaco a partir de la gasificación de carbón bituminoso por Ludwig Mond en 1889 [8, 9]. Y en tercer lugar, la introducción del gasificador de Bernier en 1895, que fue el comienzo del desarrollo de gasificadores en unidades pequeñas y compactas.

El siglo xx fue testigo del desarrollo innovador de la tecnología de gasificación de biomasa, que encontró aplicación en barcos, automóviles, camiones y tractores [3]. Se fabricaron numerosos gasificadores a principios del siglo xx basados en gran medida en los diseños originales de Bischof, Ebelman, Ekman y Siemens [12]. Desde las invenciones y desarrollos iniciales, alrededor de 150 organizaciones diferentes habían fabricado gasificadores. Algunos diseños específicos disponibles desde 1907 son Amsler, Swindell, Smythe, Taylor, Wood, American Furnace, Siemens, Galusha, Wellman, Fraser–Talbot, Morgan, Chapman, Loomis y Wile [8, 12]. En 1913, la puesta en marcha del primer proceso de producción de amoníaco de Haber–Bosch a escala comercial introdujo la obtención de productos químicos a partir de carbón mediante la ruta del gas de síntesis [13]. En 1919, el ingeniero químico francés Georg

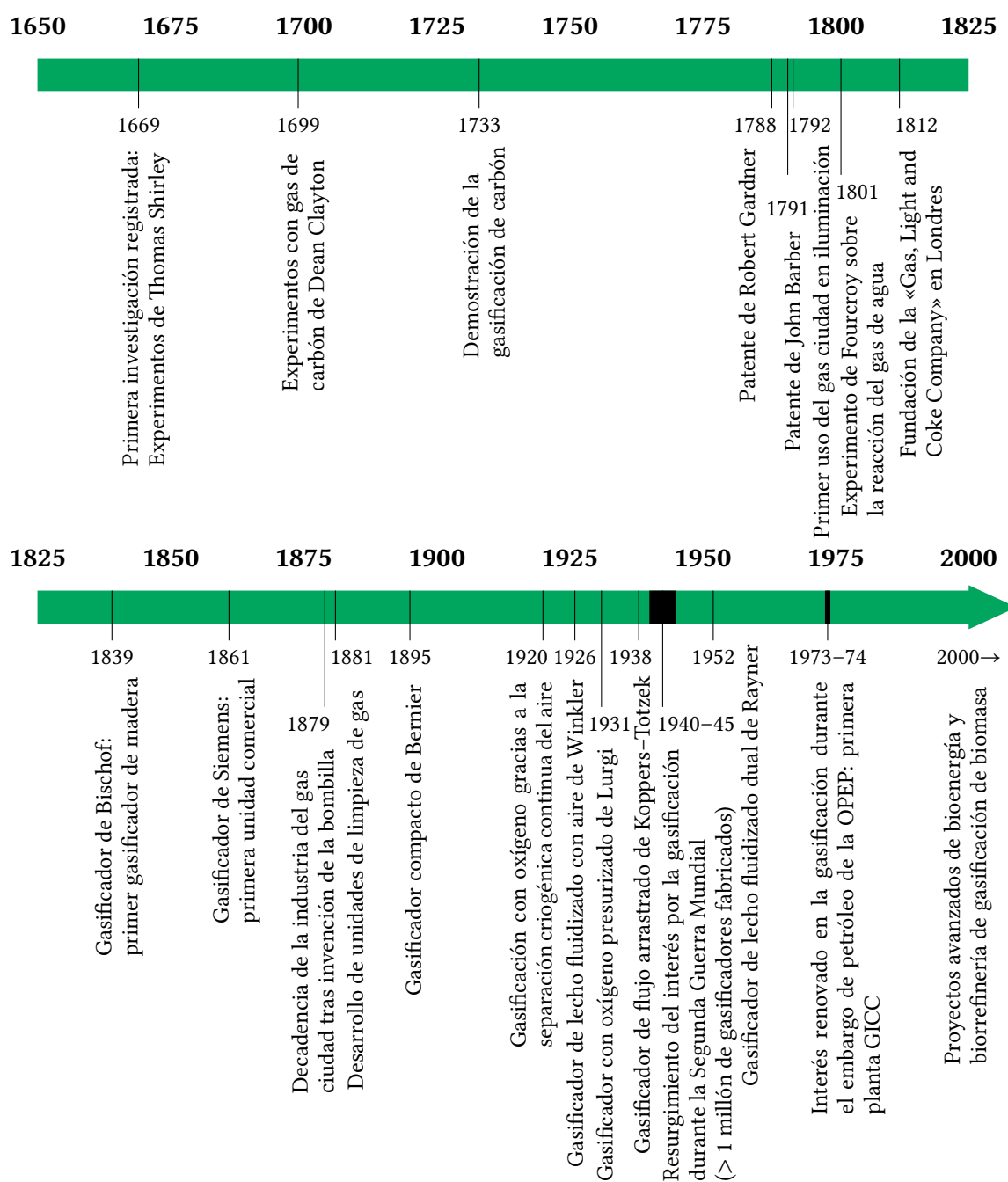


FIGURA 3.1: Hitos históricos del desarrollo de la gasificación.

FUENTE: Elaboración propia.

Imbert fabricó un gasificador *crossdraft* alimentado con carbón vegetal y antracita, que en 1921 utilizó para conducir un automóvil de Estrasburgo a París, una distancia de unos 300 km [6, 14]. Durante estos años, continuó la producción en masa de automóviles con esta tecnología, y empresas como General Motors, Ford y Mercedes-Benz también la adoptaron [6]. Hasta finales de la década de 1930 se produjeron unos 9000 vehículos con tecnología Imbert [6]. El uso del gas pobre alcanzó el auge de su popularidad en la década de 1920. Sin embargo, a partir de este periodo, el uso del gas pobre comenzó a disminuir debido a la competencia del gas natural y del

petróleo, que se hicieron cada vez más accesibles durante la década de 1930. No obstante, debe reconocerse que, durante su largo periodo de evolución, la industria del gas de síntesis ha estado perfeccionando su tecnología y desarrollando nuevas soluciones tecnológicas para mejorar sus operaciones diarias. A lo largo de estos años, se desarrollaron otras importantes tecnologías de gasificación a escala comercial, como el gasificador de lecho fluidizado con aire de Winkler en 1926, el gasificador de lecho fijo con oxígeno presurizado de Lurgi en 1931 y el gasificador de flujo arrastrado de Koppers–Totzek en 1938 [3, 9].

Durante ambas guerras mundiales, especialmente la Segunda Guerra Mundial, resurgió el interés en el combustible producido mediante gasificación debido a la escasez de petróleo. Para afrontar la carencia de este combustible fósil, comenzaron a utilizarse cada vez más gasificadores a bordo de vehículos motorizados conocidos como gasógenos (ver Fig. 3.2) [3]. En Gran Bretaña, Francia, Estados Unidos y Alemania, se fabricaron o improvisaron grandes cantidades de estos gasógenos para convertir madera y carbón en combustible para vehículos. Durante este periodo, se construyeron más de un millón de gasificadores pequeños, principalmente para el transporte [3, 6]. Sin embargo, poco después de la guerra, la disminución de los costes de los derivados del petróleo en comparación con la gasificación hizo que el interés en esta tecnología quedara relegado a un segundo plano [6].

Tras la Segunda Guerra Mundial, el uso del gas de síntesis como combustible para el transporte motorizado quedó en gran medida olvidado [14], y el foco se trasladó hacia la generación de electricidad estacionaria [6]. El único avance notable fue el diseño y desarrollo del primer gasificador de lecho fluidizado dual por J.W.R. Rayner en 1952 [15], que consistía en un gasificador con aporte indirecto de calor constituido por un lecho fluidizado circulante separado para la combustión y un lecho fluidizado burbujeante para la gasificación. [16]. Sin embargo, después del embargo de petróleo de la Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP) en 1973 desencadenado por la Guerra de Yom Kippur, la escasez de petróleo condujo a un renovado interés en todas las formas de energía alternativas, incluido el gas producido a partir del carbón y la biomasa [3, 11, 17]. De nuevo, tras la crisis del petróleo, la posterior caída del precio del petróleo ralentizó el desarrollo de la tecnología de gasificación. La industria química y la industria del refino utilizaron la gasificación en las décadas de 1960 y 1980, respectivamente, para la preparación de materias primas [7]. En las últimas décadas, la industria energética comenzó a utilizar la gasificación en plantas de gasificación integrada en ciclo combinado (GICC) [3, 6, 7], especialmente en Europa [17]. La primera planta GICC se construyó en Lünen (Alemania) por la empresa eléctrica local, Steag, y comenzó a operar en 1972 [18]. La tecnología GICC ofrecía la posibilidad de un elevado rendimiento eléctrico a partir de combustibles sólidos a escalas modestas y con costes de capital razonables [17]. Como consecuencia, se llevaron a cabo importantes esfuerzos de investigación y desarrollo y se construyeron algunas plantas de demostración. Sin embargo, con el paso del tiempo, muchas de estas plantas fueron canceladas o cerradas [17].



(a) Automóvil alemán equipado en 1941 con un gasógeno de tipo Imbert debido a la escasez de gasolina. El gas pobre impulsa un motor de cuatro tiempos de 6 cilindros en serie (potencia de salida: ~26 kW (36 CV); velocidad máxima: ~70 km/h). En exhibición en el Deutsches Museum de Múnich (Alemania).

FUENTE: Mattes¹.



(b) Camión sueco de 1941 equipado con un gasógeno. En exhibición en el Museo Scania de Södertälje (Suecia). FUENTE: Herranderssvensson².

FIGURA 3.2: Ejemplos de vehículos equipados con gasógenos durante la Segunda Guerra Mundial.

En las últimas décadas, los esfuerzos globales para reducir la dependencia de los combustibles fósiles y mitigar los efectos adversos del cambio climático se han convertido en los principales impulsores del creciente interés en la tecnología de gasificación de biomasa [17, 19]. De hecho, la gasificación se considera la tecnología habilitadora clave para el uso moderno de la biomasa [17], porque permite la generación combinada de calor y electricidad o la producción de combustibles sintéticos a partir de diversas materias primas biogénicas, como residuos de madera, desechos agrícolas y combustibles derivados de residuos. Muy recientemente, la necesidad de producir hidrógeno está suscitando mucho interés y debate, para lo cual la tecnología de gasificación de biomasa también podría desempeñar una importante función.

3.2 Fundamentos de la gasificación

La gasificación es un proceso de conversión termoquímica, mediante el cual una materia prima sólida carbonosa orgánica o de origen fósil se oxida parcialmente mediante un agente gasificante y se convierte en un combustible gaseoso. Este proceso permite que la mayor parte del contenido energético del combustible sólido se transfiera a la fase gaseosa, mientras que una pequeña fracción del contenido energético queda como un residuo sólido carbonoso conocido como biocarbón, que se descarga como subproducto, y otra fracción líquida incluso más pequeña aún constituye el alquitrán, un líquido negro, espeso y viscoso altamente indeseable

¹Mattes, Adler Diplomat 3 GS mit Holzgasgenerator, 2007 (CC BY-SA 3.0).

²Herranderssvensson, 1941 Scania-Vabis 335/1 with wood gas generator, 2015 (CC BY-SA 3.0).

que puede condensarse aguas abajo en las secciones de baja temperatura de una planta de gasificación. La conversión de un combustible sólido en un combustible gaseoso permite una mayor variedad de tecnologías para la generación de calor y electricidad, desde aplicaciones a pequeña escala hasta aplicaciones a gran escala [19]. De hecho, una de las principales ventajas de la gasificación frente a la combustión es la gran versatilidad del gas producido, que puede utilizarse como sustituto directo del gas natural, quemarse para producir calor o alimentar motores de combustión interna, turbinas de gas o incluso pilas de combustible para generar electricidad [20]. Además, la generación de electricidad a partir de combustibles gaseosos es más eficiente en comparación con la combustión directa de combustibles sólidos, ya que los combustibles gaseosos pueden quemarse a temperaturas más altas, por lo que el límite superior del rendimiento termodinámico definido por el teorema de Carnot es mayor. Otra ventaja importante que conviene destacar es que el gas combustible procedente de la gasificación contiene menos impurezas y, por tanto, produce menos contaminación al quemarse. Sin embargo, esto es consecuencia de una de sus principales desventajas, que es la necesidad en la mayoría de las aplicaciones de una etapa de limpieza y acondicionamiento del gas, debido a la presencia de cantidades significativas de partículas de alquitrán, hollín y cenizas volantes, que pueden causar problemas de corrosión y obstrucciones en los equipos mecánicos, los cuales pueden dar lugar a interrupciones en el sistema.

3.2.1 Reacciones químicas

La composición final del gas producto de la gasificación es el resultado de una serie de reacciones químicas, algunas de las cuales transcurren en la fase heterogénea gas-sólido, mientras que otras lo hacen en fase gaseosa homogénea. Estas reacciones químicas normalmente no alcanzan el equilibrio termodinámico en la mayoría de los procesos de gasificación. La Tabla 3.1 presenta una recopilación de las reacciones más importantes que pueden ocurrir durante el proceso de gasificación, extraídas de varios libros y artículos de investigación [3, 20-27].

Las reacciones de gasificación son predominantemente endotérmicas y requieren un aporte de calor para transcurrir; sin embargo, ciertas reacciones liberan calor y, por lo tanto, son exotérmicas. Por ejemplo, las reacciones del carbono con el dióxido de carbono y el vapor de agua (R1, R2 y R3 en la Tabla 3.1) son endotérmicas, mientras que las reacciones del carbono con el oxígeno y el hidrógeno (R4, R5 y R6 en la Tabla 3.1) son exotérmicas. Los valores de entalpía de reacción estándar ($\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus}$) indicados en la Tabla 3.1 corresponden al calor de reacción para las condiciones de referencia de 25 °C y 1 bar.

Las reacciones químicas en la gasificación transcurren a velocidades finitas, influenciadas por la reactividad del combustible (en su mayoría compuesto de carbono) y las características del agente gasificante. Entre los diferentes agentes gasificantes, el oxígeno es el más reactivo,

TABLA 3.1: Reacciones químicas durante las etapas de oxidación y reducción del proceso de gasificación. La entalpía estándar de reacción (25 °C, 1 bar) se denota como $\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus}$.

Tipo de reacción	Reacción química	$\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus}$ (kJ/mol)
Reacciones de gasificación del carbono		
R1 (Boudouard)	$\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2 \text{CO}$	+172.5
R2 (gas de agua o gasificación con vapor primaria)	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$	+131.4
R3 (gasificación con vapor secundaria)	$\text{C} + 2 \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2$	+90.2
R4 (hidrogasificación)	$\text{C} + 2 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$	-74.8
R5 (oxidación parcial del carbono)	$\text{C} + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}$	-111
Reacciones de oxidación completa		
R6 (oxidación completa del carbono)	$\text{C} + \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$	-394
R7 (oxidación de monóxido de carbono)	$\text{CO} + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$	-284
R8 (oxidación completa del metano)	$\text{CH}_4 + 2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$	-803
R9 (oxidación de hidrógeno)	$\text{H}_2 + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O}$	-242
Reacciones de desplazamiento		
R10 (reacción directa de desplazamiento del gas de agua)	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	-41.2
R11 (reacción inversa de desplazamiento del gas de agua)	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	+41.2
Reacciones de metanación		
R12 (metanación del monóxido de carbono)	$2 \text{CO} + 2 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$	-247.4
R13 (metanación del monóxido de carbono)	$\text{CO} + 3 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-206.2
R14 (Sabatier)	$\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	-165.0
Reacciones de reformado del metano		
R15 (reformado con vapor del metano)	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3 \text{H}_2$	+206.2
R16 (reformado con vapor del metano)	$\text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 4 \text{H}_2$	+165.0
R17 (oxidación parcial del metano)	$\text{CH}_4 + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO} + 2 \text{H}_2$	-36

seguido del vapor y el dióxido de carbono [3]. La oxidación parcial del carbono (R5: $\text{C} + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}$) es la más rápida de entre todas las reacciones de gasificación del carbono (R1–R5 en la Tabla 3.1), ya que consume rápidamente todo el oxígeno, dejando apenas oxígeno disponible para otras reacciones [3]. La velocidad de reacción del carbono con vapor (R2: $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$) es de tres a cinco órdenes de magnitud más lenta que la reacción del carbono con el oxígeno [3]. La reacción del carbono con el dióxido de carbono (R1: $\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2 \text{CO}$), conocida como reacción de Boudouard, es de seis a siete órdenes de magnitud más lenta [3]. La reacción de gasificación con vapor (R2), también conocida como reacción del gas de agua, es entre dos y cinco veces más rápida que la reacción de Boudouard (R1) [3]. La reacción del carbono con el hidrógeno que produce metano (R4: $\text{C} + 2 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$), conocida

como hidrogasificación, es la más lenta de entre todas las reacciones de gasificación. Las velocidades relativas (r) de las reacciones de gasificación del carbono se pueden expresar como:

$$r_{C+O_2} \gg r_{C+H_2O} > r_{C+CO_2} \gg r_{C+H_2} \quad (3.1)$$

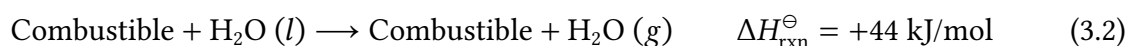
Para proporcionar el calor necesario para las reacciones endotérmicas de gasificación, así como para el calentamiento, el secado y la pirólisis, se suele permitir un cierto grado de reacciones de combustión exotérmicas dentro del gasificador [3]. Entre estas reacciones de combustión, destaca la oxidación completa del carbono (R6: $C + O_2 \leftrightarrow CO_2$), que produce la mayor cantidad de calor (394 kJ/mol). A cierta distancia se sitúa la oxidación parcial del carbono (R5: $C + \frac{1}{2} O_2 \leftrightarrow CO$), que produce monóxido de carbono, un gas combustible, pero proporciona solo 111 kJ/mol de calor a un ritmo más lento [3]. No obstante, las reacciones de combustión suelen ser más rápidas que las reacciones de gasificación en condiciones similares. De hecho, las velocidades de las reacciones de combustión son de al menos un orden de magnitud más rápidas que las velocidades de las reacciones de gasificación [3].

3.2.2 Etapas del proceso de gasificación

Es bien sabido que el proceso de gasificación se puede dividir en cuatro etapas: secado (deshidratación), pirólisis (volatilización), combustión (oxidación) y gasificación (reducción) [3, 8]. Dependiendo del diseño del gasificador, estos procesos pueden tener lugar en distintas zonas espaciales dentro del reactor, como es el caso de los lechos fijos, o simultáneamente en todo el reactor, como es el caso de los lechos fluidizados. Además, durante el funcionamiento normal de un gasificador, las cuatro zonas de reacción a menudo se superponen y no existe una separación discreta [8]. Las reacciones químicas y los rangos de temperatura que pueden ocurrir en cada zona se presentan a continuación, individualmente.

3.2.2.1 Zona de secado (o deshidratación)

La etapa inicial del proceso, en la que la alimentación entra en contacto con el gasificador se denomina zona de secado o deshidratación. En la etapa de secado, el contenido de humedad de la materia prima sólida se reduce considerablemente [28]. El secado ocurre en el rango de temperatura de 100–200 °C y normalmente disminuye el contenido de humedad del combustible sólido por debajo del 5 % [28, 29]. A temperaturas ligeramente por encima de los 100 °C, el agua libre se elimina irreversiblemente de la materia prima [26]. A medida que la temperatura continúa aumentando, los extractos de bajo peso molecular comienzan a volatilizarse [3]. El secado prácticamente se ha completado cuando se ha alcanzado una temperatura de alrededor de 150 °C [30]. El proceso de secado continúa hasta alcanzarse una temperatura de aproximadamente 200 °C [3]. Esta etapa se puede representar sucintamente mediante la siguiente ecuación química [24, 25].



La cantidad de calor requerida en el proceso de secado es proporcional al contenido de humedad de la materia prima [8]. De hecho, cada kilogramo de humedad presente en la materia prima consume un mínimo de aproximadamente 2,26 MJ de energía adicional para vaporizar el agua [3, 31]. Por lo tanto, esta energía debe detraerse del balance de calor del gasificador [11]. Además, dado que la eliminación de la humedad absorbe calor, un combustible con un alto contenido de humedad requeriría un tiempo de residencia más prolongado en esta zona [8]. Aunque es posible gasificar combustibles con un contenido de humedad moderadamente alto en algunos gasificadores, la humedad del combustible afecta negativamente a la calidad del gas, como se ilustra en la Fig. 3.3 [11]. De hecho, la humedad adicional reduce el poder calorífico del producto gaseoso y disminuye el rendimiento térmico global del proceso [8]. La humedad evaporada resultante se mezcla con el flujo de gas y puede participar en las reacciones químicas posteriores, predominantemente en la reacción de desplazamiento del gas de agua, siempre que la temperatura sea lo suficientemente alta.

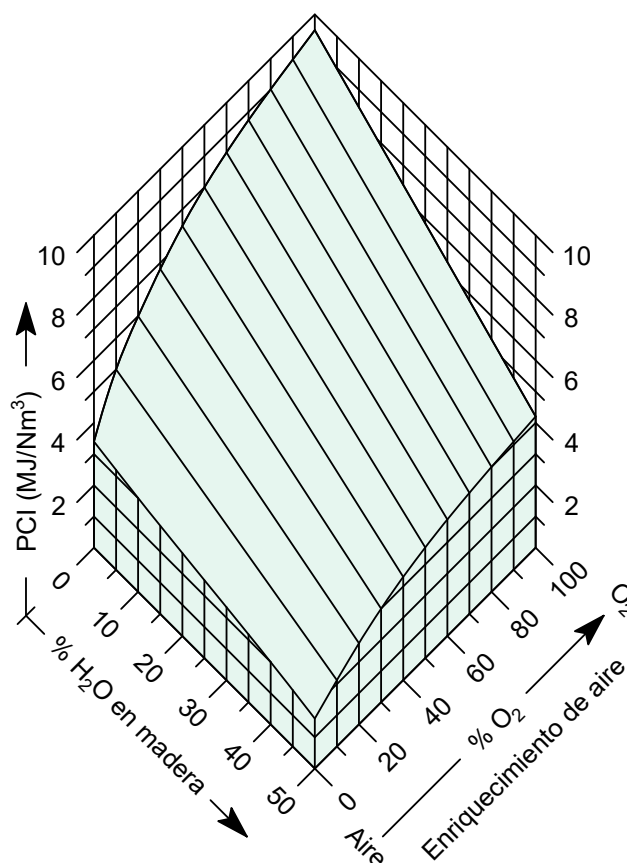


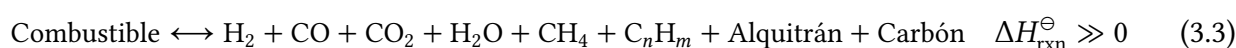
FIGURA 3.3: Efecto combinado de la humedad del combustible y del contenido de oxígeno sobre el poder calorífico superior del gas producto. FUENTE: Elaboración propia a partir de Reed y Das [11].

3.2.2.2 Zona de pirólisis (o volatilización)

A medida que la temperatura sube por encima de 150–200 °C, la materia prima sólida carbonosa de la zona de secado comienza a sufrir una descomposición termoquímica, también denominada termólisis. La ruptura de enlaces químicos origina la formación de compuestos de menor peso molecular [30]. El secado y la volatilización generalmente ocurren simultáneamente según la temperatura [8, 32]. La etapa de pirólisis transcurre dentro de un rango de temperatura de 150–700 °C [3, 23, 30, 31, 33], sin apenas reacción química con el aire, gas o cualquier otro agente gasificante [3]. Las reacciones de pirólisis son endotérmicas ($\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus} > 0$), y al igual que en la etapa de secado, el calor requerido proviene de la zona de combustión. Durante esta etapa se forman tres subcorrientes de productos: una fracción gaseosa no condensable, una fracción líquida que incluye compuestos gaseosos condensables y un residuo sólido carbonoso [30].

- La fracción gaseosa corresponde aproximadamente al 70–90 % en masa de la corriente de alimentación y está compuesta por componentes volátiles, principalmente H_2 , CO , CO_2 e hidrocarburos ligeros (C_nH_m) que se encuentran en estado gaseoso a temperatura ambiente [30].
- La fracción líquida, comúnmente conocida como «alquitrán», constituye diversas fracciones del producto total de la pirólisis según el tipo de gasificador, variando desde menos del 1 % hasta el 20 % (en masa) [30]. Los alquitranes están compuestos por sustancias orgánicas complejas con pesos moleculares relativamente altos que condensan a temperaturas por encima de la temperatura ambiente.
- La fracción sólida generalmente representa el 5–25 % en masa de la corriente de alimentación, dependiendo del tipo de reactor y de las condiciones de operación [30]. Esta fracción tiene un contenido de carbono notablemente alto e incluye también la mayoría de las sustancias inorgánicas inertes presentes en la materia prima. El elevado poder calorífico de la fracción sólida se puede atribuir a su alto contenido de carbono.

El proceso de pirólisis se puede representar mediante la siguiente reacción global.

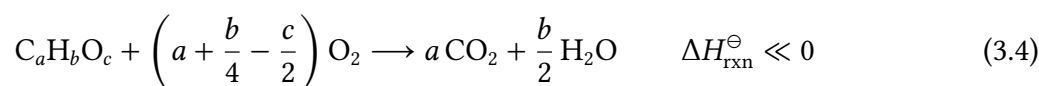


3.2.2.3 Zona de combustión (u oxidación)

La etapa de combustión transcurre a temperaturas en el rango de 500–1500 °C [24, 33], y se basa en reacciones exotérmicas de oxidación de los productos de pirólisis con el oxígeno presente en el agente gasificante. Durante esta etapa, se libera una cantidad considerable de calor, parte del cual se consume en las etapas de secado y pirólisis, así como en la etapa de gasificación posterior. El proceso de oxidación se lleva a cabo en condiciones deficientes en oxígeno con respecto al requerimiento estequiométrico, con el fin de oxidar solo una parte del combustible [30]. Las características y la composición de los productos finales están

significativamente condicionadas por esta etapa, que depende en gran medida del tipo de reactor, la elección del agente gasificante y las condiciones de operación [23]. Las principales reacciones que transcurren durante la etapa de combustión son la oxidación parcial y completa del carbono (R5 y R6), la oxidación parcial y completa del metano (R17 y R8), así como la oxidación del hidrógeno para producir vapor de agua (R9) [3, 30]. Las cantidades relativas de combustible, oxidante (aire u oxígeno) y vapor (si se usa) determinan la fracción de carbono u oxígeno que participa en las reacciones R5 y R6 [3]. Debe evitarse una presencia excesiva de oxidante más allá del requerido por las reacciones endotérmicas, ya que esto eleva innecesariamente la temperatura dentro del gasificador a través de las principales reacciones de combustión (R5 y R6) y diluye el gas producto con dióxido de carbono [3].

El proceso de combustión de un combustible genérico compuesto de carbono, hidrógeno y oxígeno viene dado por la siguiente ecuación química, de la cual se derivan todas las reacciones de oxidación mencionadas anteriormente.



Si se utiliza aire como agente gasificante, también se encuentran presentes en el gas producto gases inertes como el nitrógeno y el argón; de lo contrario, están prácticamente ausentes [30].

3.2.2.4 Zona de gasificación (o reducción)

En esta etapa, el sólido carbonoso que se ha oxidado en la etapa de combustión, reacciona con la fracción gaseosa, que normalmente incluye los gases que descienden de la zona de combustión. No obstante, en algunos diseños de gasificadores (particularmente, gasificadores *updraft*), el combustible volatilizado de la zona de pirólisis anterior entra en contacto con el vapor y los gases de combustión que ascienden desde la zona de combustión, y reaccionan en la zona de reducción para formar la mayor parte del gas combustible [8]. En general, las reacciones de gasificación normalmente transcurren a temperaturas en el rango de 600–1100 °C y son de naturaleza predominantemente endotérmica, por lo que aprovechan el calor liberado durante la etapa de combustión [3, 30, 33]. La etapa de reducción da lugar a la formación de gases combustibles, principalmente hidrógeno, monóxido de carbono y metano, a través de una serie de reacciones. Las cuatro reacciones principales involucradas en este proceso son la reacción de Boudouard (R1), la reacción de gasificación con vapor (R2), la reacción de hidrogasificación (R4) y la reacción de desplazamiento del gas de agua (R10) [20, 30, 33]. Las dos primeras reacciones (R1 y R2) son endotérmicas, mientras que las dos últimas reacciones (R4 y R10) son exotérmicas. Sin embargo, la etapa de reducción es predominantemente endotérmica debido a la contribución combinada de la reacción de Boudouard (R1) y la reacción de gasificación con vapor (R2) [30]. Todas estas reacciones son reacciones de equilibrio químico, lo que significa que los productos y los reactivos pueden coexistir y mantener sus relaciones de

concentración según lo establecido por las leyes del equilibrio termodinámico [30]. En consecuencia, se puede afirmar que las reacciones endotérmicas (R1 y R2) se ven favorecidas (la condición de equilibrio se desplaza hacia la formación de productos) a temperaturas más altas, mientras que las reacciones exotérmicas (R4 y R10) se ven favorecidas a temperaturas más bajas [30]. La temperatura de la zona de reducción afecta a la producción y composición del gas producto, así como a la concentración de alquitrán. Sin embargo, temperaturas más altas conducen a un mayor rendimiento de conversión de carbono y a una menor producción de alquitrán, pero también aumentan el riesgo de sinterización de las cenizas y reducen el poder calorífico del gas producto [30].

3.2.3 Parámetros de operación claves

La producción y la composición del producto gaseoso de la gasificación depende de las variables operativas del gasificador, entre las que destacan las características de la materia prima, el agente gasificante, el aporte de calor, la temperatura, la presión, el tiempo de residencia y el tipo de catalizador, si se utiliza [26, 31]. Cualquier modificación de estos parámetros tiene un efecto considerable sobre el rendimiento del gasificador y la composición del gas final [3, 33]. Los parámetros de operación más importantes se describen a continuación.

3.2.3.1 Composición de la materia prima sólida carbonosa

La operación del proceso de gasificación está muy condicionada por las propiedades fisicoquímicas de la materia prima. Entre las propiedades de los combustibles con mayor impacto en los procesos de gasificación, cabe destacar los análisis inmediato y elemental, el poder calorífico, la densidad aparente y el punto de fusión de las cenizas.

Además, los combustibles se pueden clasificar en función de sus componentes químicos utilizando tres métodos: las relaciones atómicas H/c y O/c , las fracciones másicas de los constituyentes estructurales (celulosa, hemicelulosa y lignina) y el diagrama ternario C-H-O [3]. Las relaciones atómicas H/c y O/c se pueden utilizar para clasificar todos los combustibles orgánicos, mientras que la segunda clasificación es específica de la biomasa lignocelulósica [3].

3.2.3.1.1 Análisis inmediato

El análisis inmediato proporciona la composición bruta de la materia prima en términos de contenido de humedad (M), materia volátil (MV), carbono fijo (CF) y contenido de cenizas (A). La determinación del análisis inmediato es un proceso relativamente simple y económico [3, 11], y se puede realizar con un horno de secado, un horno o mufla de laboratorio y una balanza [11]. A continuación, se presenta una breve descripción de cada una de las propiedades que forman parte del análisis inmediato:

- El contenido de humedad se refiere al porcentaje de humedad presente en una muestra de combustible cuando se calienta ligeramente por encima del punto de ebullición del agua (105 °C) [34]. El contenido de humedad se determina calculando la pérdida de peso, expresada como un porcentaje de la masa inicial, una vez que el peso se ha estabilizado y no se producen más cambios. El contenido de humedad medido generalmente se indica en base húmeda (W) [3, 11], de la siguiente manera:

$$W = \frac{m_{\text{húmedo}} - m_{\text{seco}}}{m_{\text{húmedo}}} \quad (3.5)$$

A veces, el contenido de humedad se expresa en base seca (X), donde:

$$X = \frac{m_{\text{húmedo}} - m_{\text{seco}}}{m_{\text{seco}}} \quad (3.6)$$

Esto puede proporcionar un porcentaje de humedad superior al 100 % para muestras muy húmedas, lo cual puede resultar confuso [3]. Por esa razón, siempre se debe especificar la base de la humedad. Los valores de contenido de humedad indicados en una forma se pueden convertir a la otra a través de las siguientes relaciones:

$$W = \frac{X}{1 + X} \quad (3.7)$$

$$X = \frac{W}{1 - W} \quad (3.8)$$

La elevada humedad es una característica importante de la biomasa [3]. De hecho, el contenido de humedad típico de la madera recién cortada varía entre el 30 % y el 60 % (base seca) [3, 11], y para algunos tipos de biomasa, puede incluso superar el 90 % (base seca) [3, 31]. En general, el contenido de humedad de la biomasa sin procesar se sitúa entre el 5 % y el 35 % (base húmeda) [28]. La evaporación de la humedad consume una gran parte de la energía entregable de una planta de gasificación [3]. Por lo tanto, generalmente es recomendable secar la biomasa que contenga más de un 25 % de humedad (base húmeda) antes de la gasificación [11]. Aunque la humedad inherente dentro de la estructura celular de la biomasa no puede reducirse significativamente, es posible eliminar la humedad externa o superficial. Por lo tanto, es necesaria una cierta cantidad de presecado para eliminar la mayor cantidad posible de humedad de la biomasa antes de alimentarla al gasificador. En consecuencia, la biomasa seca con un contenido de humedad inferior al 20 % (base húmeda) es la opción preferida en la mayoría de sistemas de gasificación para la producción de un gas combustible con un poder calorífico razonablemente alto [3, 20]. La última etapa del secado transcurre dentro del gasificador, donde la materia prima recibe calor de la zona caliente situada aguas abajo.

- La materia volátil se refiere a los componentes combustibles de la materia prima que se

quemar fácilmente en presencia de oxígeno, lo que da lugar a una pérdida de masa. Se determina como la pérdida de masa del combustible sólido, excluyendo el contenido de humedad, cuando se calienta hasta una temperatura de 900 °C durante 7 minutos en ausencia de aire [34]. Una alta concentración de materia volátil en la materia prima es indeseable, ya que conduce a una mayor producción de alquitrán [3]. En comparación con el carbón, la biomasa generalmente contiene una mayor cantidad de materia volátil, lo que contribuye a una ignición más fácil.

- El carbono fijo se refiere a los componentes no volátiles y libres de cenizas presentes en la materia prima, y se determina como el residuo sólido que queda después de que una muestra de materia prima se haya quemado a una temperatura de 900 ± 10 °C durante 7 minutos [34].
- El contenido de ceniza se refiere al residuo que queda tras la incineración de la biomasa a una temperatura de 550 ± 10 °C durante al menos 60 minutos, con el contenido de humedad evaporado y la materia orgánica quemada. Este residuo carece de contenido energético y está compuesto por sustancias inorgánicas. Sus componentes principales son sílice, aluminio, hierro y calcio; aunque también pueden estar presentes pequeñas cantidades de magnesio, titanio, sodio y potasio [3]. Un contenido excesivo de cenizas alcalinas en la materia prima tiende a reducir el punto de fusión de las cenizas, lo que podría provocar problemas de ensuciamiento y escorias en los procesos de gasificación [35]. El análisis inmediato es una medición relativamente sencilla que se puede realizar sin necesidad de equipamiento analítico complejo y costoso [3].

La composición elemental de la biomasa varía considerablemente dependiendo de su tipo específico. En términos generales, la biomasa leñosa contiene una cantidad considerable de material volátil, normalmente en el rango del 70 % al 80 % [36]. El contenido de cenizas suele situarse entre el 0,5 % y el 5 %, mientras que el resto es carbono fijo [36].

3.2.3.1.2 Análisis elemental

El análisis elemental proporciona las fracciones másicas de los principales elementos (carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre y oxígeno) presentes en una muestra de combustible, junto con el contenido de cenizas (que se determina a través del análisis inmediato) [34]. El contenido de oxígeno no se puede medir analíticamente y se calcula indirectamente por diferencia como el principal elemento restante de los cinco elementos más abundantes en la materia prima (carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, azufre), además de la ceniza no combustible. Por lo general, se requiere un analizador automatizado para la determinación del análisis elemental, lo que hace que esta tarea sea más compleja y costosa en comparación con la determinación del análisis inmediato [3, 11].

El contenido de carbono, oxígeno e hidrógeno de la biomasa varía considerablemente

dependiendo de su origen. En términos generales, la biomasa leñosa contiene aproximadamente 45–55 % de carbono, 35–50 % de oxígeno y 4–7 % de hidrógeno en peso en base seca [36, 37], además de cantidades menores de nitrógeno, azufre, cloro y metales traza. De hecho, en comparación con los combustibles fósiles, la biomasa suele tener un contenido muy bajo de nitrógeno y azufre [11]. No obstante, algunos tipos de biomasa pueden presentar contenidos mucho más altos, especialmente de nitrógeno [11].

El contenido de nitrógeno de la biomasa varía significativamente según la especie y el momento de la cosecha [11]. Tanto la biomasa como el carbón contienen nitrógeno en su estructura química y, en los procesos de gasificación, este nitrógeno ligado al combustible se convierte en cierta medida en precursores de óxidos de nitrógeno, como el amoníaco o el cianuro de hidrógeno. Los óxidos de nitrógeno son contaminantes del aire conocidos por sus efectos negativos sobre la salud humana y animal, así como por la acidificación del suelo y el agua. Sin embargo, estos precursores de los óxidos de nitrógeno se eliminan con relativa facilidad en una etapa posterior de limpieza de gases [3]. En consecuencia, las emisiones de óxido de nitrógeno de las plantas de gasificación de biomasa pueden reducirse notablemente en comparación con las de los sistemas de combustibles fósiles, siempre que la temperatura de gasificación y combustión no sea excesivamente alta.

La mayoría de las materias primas de biomasa presentan un contenido de azufre excepcionalmente bajo o incluso nulo, lo que constituye una gran ventaja en los procesos de conversión termoquímica [3]. El azufre ligado al combustible se convierte principalmente en sulfuro de hidrógeno, sulfuro de carbonilo y mercaptanos durante la gasificación, que son precursores de los óxidos de azufre, un grupo de contaminantes atmosféricos que provocan la formación de lluvia ácida, así como la contaminación por partículas, con efectos negativos sobre el medio ambiente, la salud humana y de los animales. Dado que los óxidos de azufre son corrosivos, contribuyen en gran medida al desgaste de los motores. La ausencia de azufre en los combustibles de biomasa podría permitir una vida más larga para un motor que opere con gas pobre en lugar de combustibles derivados del petróleo, siempre que el gas pobre esté libre de otros contaminantes [11]. Afortunadamente, los precursores de estos óxidos de azufre formados durante la gasificación se pueden eliminar con relativa facilidad mediante absorción en una unidad de limpieza de gases [3].

3.2.3.1.3 Poder calorífico de los combustibles

El poder calorífico es una propiedad importante de los combustibles que determina su contenido energético. El poder calorífico superior (PCS) se define como el calor liberado hacia una cantidad conocida de agua por una unidad de masa o volumen de combustible (inicialmente a 25 °C) una vez que se ha quemado con oxígeno en una bomba calorimétrica y los productos de la combustión han regresado a las condiciones de temperatura ambiente estándar de 25 °C [3, 11]. El calor liberado durante este procedimiento representa la cantidad máxima de energía de la

TABLA 3.2: Recopilación de las correlaciones más importantes para estimar el poder calorífico superior (PCS), donde C, H, N, S, P, Cl, O y A son, respectivamente, las fracciones másicas de carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre, fósforo, cloro, oxígeno y cenizas contenidas en el combustible en base seca. Los subíndices I y O indican inorgánico y orgánico, respectivamente.

Nº	Año	Nombres de los investigadores	Correlación para la estimación del PCS (MJ/kg)
1	1880	Dulong	$PCS = 0,3383 C + 1,443 \left(H - \frac{O}{8} \right) + 0,0942 S$
2	1929	Strache y Lant	$PCS = 0,3406 C + 1,4324H - 0,1532 O + 0,1047 S$
3	1926	Steuer	$PCS = 0,3391 \left(C - \frac{3}{8} O + 0,2386 \frac{3}{8} O \right) + 1,444 \left(H - \frac{1}{16} O \right) + 0,1047 S$
4	1927	Vondreck	$PCS = (0,373 - 0,00026 C) C + 1,444 \left(H - \frac{1}{10} O \right) + 0,1047 S$
5	1930	D'Huart	$PCS = 0,3391 C + 1,44337H + 0,0931 S - 0,1273 O$
6	1931	Schuster	$PCS = (1,0632 + 1,486 \cdot 10^{-3} O) \left(\frac{C}{3} + H - \frac{O-S}{8} \right)$
7	1933	Grummel y Davis	$PCS = (0,0152 H + 0,9875) \left(\frac{C}{3} + H - \frac{O-S}{8} \right)$
8	1938	Seyler	$PCS = 0,519 C + 1,625 H - 0,001 O^2 - 17,87$
9	1938	Gumz	$PCS = 0,3403 C + 1,2432 H + 0,0628 N + 0,1909 S - 0,0984 O$
10	1939	Sumegi	$PCS = 0,3391 \left(C - 0,75 \frac{O}{2} \right) + 1,444 \left(H - 0,125 \frac{O}{2} \right) + 0,1047 S$
11	1940	Mott y Spooner	$PCS = 0,3361 C + 1,419 H - 0,1453 O + 0,0942 S$ for $O \leq 15\%$ $PCS = 0,3361 C + 1,419 H - (0,1532 - 0,0007 O) O + 0,0942 S$ for $O > 15\%$
12	1953	Boie	$PCS = 0,3517 C + 1,1626 H - 0,1047 O + 0,111 S$
13	1961	Dulong-Berthelot	$PCS = 0,3414 C + 1,4445 H - \frac{N+O-1}{8} + 0,093 S$
14	1972	Wilson	$PCS = 0,3552 C_O + 1,507 H - 0,1384 O - 0,1485 C_I + 0,09263 S + 0,02419 N$
15	1978	IGT	$PCS = 0,341 C + 1,323 + 0,0685 - 0,0153 A - 0,1194 (O + N)$
16	1978	Tillman	$PCS = 0,4373 C - 1,6701$
17	1979	Chang	$PCS = 35,8368 + 0,7523 H - 0,2676 S - 1,4654 O - 0,3814 Cl - 0,2802 N$
18	1980	Jenkins	$PCS = 0,4791 C + 0,6676 H + 0,0589 O + 1,2077 S - 8,42$
18	1980	Grabosky y Bain	$PCS = 0,328 C + 1,4306 H - 0,0237 N + 0,0929 S - 40,11 \left(1 - \frac{A}{100} \right) \frac{H}{C} + 0,3366$
20	1985	Jenkins	$PCS = -0,763 + 0,301 C + 0,525 H + 0,064 O$
21	1987	Boie	$PCS = 0,3516 C + 1,16225 H - 0,1109 O + 0,0628 N + 0,10465 S$
22	1990	Beckman et al.	$PCS = 0,352 C + 0,944 H + 0,105 (S - O)$
23	1995	Niessen	$PCS = 0,2322 C + 0,7655 H - 0,072 O - 0,0419 N + 0,0698 S + 0,0262 Cl + 0,1814 P$
24	1997	Demirbaş	$PCS = 0,335 C + 1,423 H - 0,154 O - 0,145 N$
25	2002	Channiwala	$PCS = 0,3491 C + 1,1783 H + 1,0005 S - 0,1034 O - 0,0151 N - 0,0211 A$

combustión del combustible y es un parámetro esencial para calcular el rendimiento de la gasificación [11]. Dado que en el ensayo se produce agua líquida, la bomba calorimétrica mide el poder calorífico superior [11]. Sin embargo, la energía verdaderamente aprovechable es la que queda tras la evaporación del agua producida durante la combustión. Esta cantidad de energía es el poder calorífico inferior (PCI), y se puede calcular a partir del PCS. La relación entre PCS y PCI viene dada por la siguiente expresión:

$$\text{PCI} = \text{PCS} - \Delta h_g (\text{H} - \text{W}) \quad (3.9)$$

donde PCI, PCS, H y W son, respectivamente, el poder calorífico inferior, el poder calorífico superior, la fracción másica de hidrógeno y el contenido de humedad del combustible en base húmeda (expresado como $\text{kg H}_2\text{O}/\text{kg mezcla}$ en unidades SI). Además, Δh_g es la entalpía específica de vaporización del agua en las mismas unidades y temperatura de referencia que el PCS (normalmente, 25 °C). En muchos países europeos, el rendimiento de un sistema térmico se define habitualmente en términos del PCI. En consecuencia, cuando se expresan en términos de PCI, los rendimientos pueden parecer más altos que cuando se refieren al PCS, que es la norma en otros países como Estados Unidos y Canadá [3]. Por lo tanto, es esencial especificar la base del cálculo del rendimiento para garantizar comparaciones precisas.

Existen numerosas correlaciones disponibles en la literatura para estimar el PCS a partir de la composición elemental, las más importantes de las cuales se han recopilado en la Tabla 3.2 [38-40]. La mayoría de estas relaciones se han derivado para su uso con carbones, aunque algunas de ellas se han validado para su uso con biomasa.

Debido a su baja densidad, la biomasa tiene un poder calorífico relativamente reducido, especialmente en términos volumétricos [3]. El PCI de la biomasa en base seca suele estar comprendido entre 15–22 MJ/kg [36]. Para los biocombustibles lignocelulósicos sólidos, el poder calorífico superior se puede determinar a través de la fórmula modificada de Dulong [39]. Otras correlaciones que también se utilizan con frecuencia para estimar el PCS de combustibles sólidos son las correlaciones desarrolladas por Boie, Dulong, Grummel y Davis, Mott y Spooner, y el Institute of Gas Technology (IGT) [41].

3.2.3.1.4 Formas de expresar la composición y el poder calorífico de combustibles

La composición de un combustible a partir de los análisis inmediato y elemental a menudo se indica en diferentes bases según el contexto. Existen cuatro bases comúnmente utilizadas para los análisis, a saber: tal como se recibe, secado al aire, base seca (secado total) y base seca y libre de cenizas. En la Fig. 3.4 se muestra una comparación esquemática de estas cuatro bases.

De manera similar a la composición del combustible, los poderes caloríficos (PCI y PCS) también se pueden expresar en diferentes bases, como la base tal como se recibe (ar, por sus siglas en inglés de *as received*), la base seca (db, por sus siglas en inglés de *dry basis*) y la base seca y libre de cenizas (daf, por sus siglas en inglés de *dry ash-free basis*).

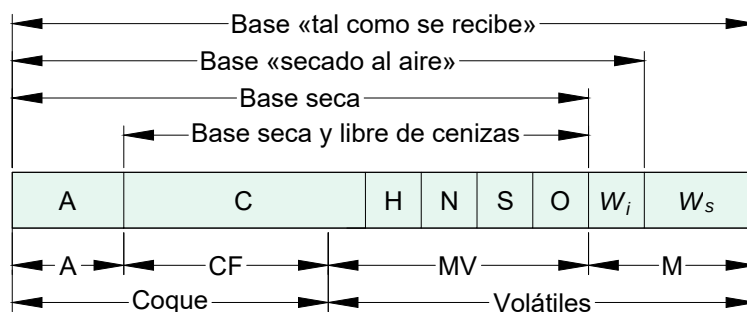


FIGURA 3.4: Bases para expresar la composición del combustible. A = Ceniza, C = Carbono, H = Hidrógeno, N = Nitrógeno, S = Azufre, O = Oxígeno, W_i = Humedad inherente (base húmeda), W_s = Humedad superficial (base húmeda).

FUENTE: Elaboración propia a partir de Basu [3].

3.2.3.1.5 Relaciones atómicas H/c y O/c

La clasificación basada en las relaciones atómicas H/c y O/c proporciona información sobre varios aspectos de un combustible, incluyendo su poder calorífico.

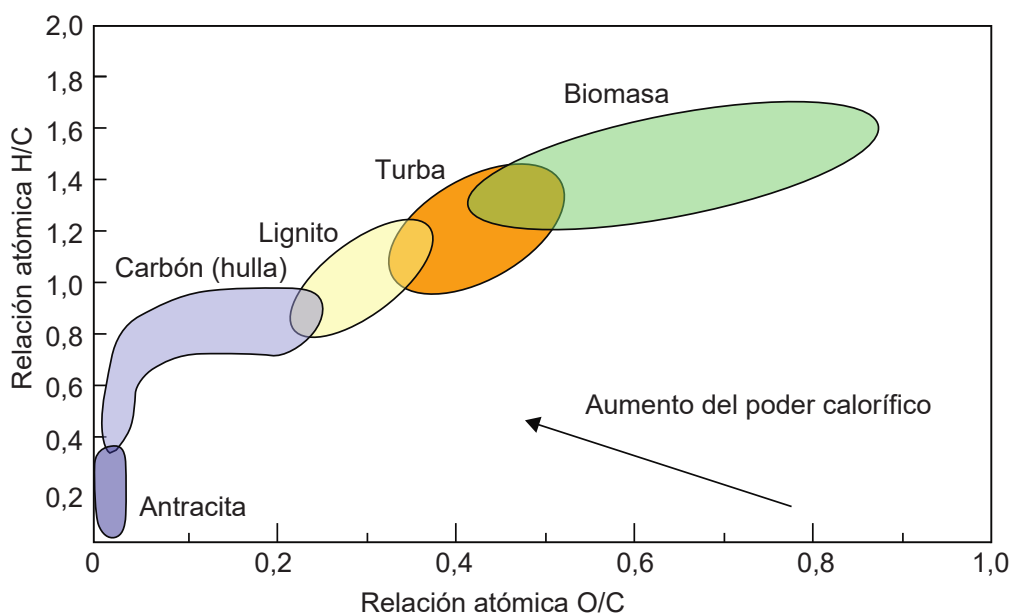


FIGURA 3.5: Clasificación de combustibles sólidos por sus relaciones atómicas H/c y O/c en un diagrama de van Krevelen. FUENTE: Adaptado de Basu [3].

La Fig. 3.5 ilustra la dependencia entre las relaciones atómicas H/c y O/c en base de seca y libre de cenizas (daf) para una variedad de combustibles comunes, que abarca desde la antracita rica en carbono hasta la biomasa leñosa deficiente en carbono [3]. Este gráfico, conocido como diagrama de van Krevelen, muestra que la biomasa se encuentra en la esquina superior derecha, con relaciones atómicas H/c y O/c mucho más altas que las de los combustibles fósiles. Esto se debe principalmente a que la biomasa tiene un contenido de oxígeno mucho mayor en comparación con el carbón.

3.2.3.1.6 Composición estructural de la biomasa

La biomasa se compone de celulosa, hemicelulosas, lignina, extractos, lípidos, proteínas, azúcares simples, almidones, agua, hidrocarburos, cenizas y otros compuestos. Entre estos, los tres componentes estructurales de la biomasa son la celulosa, las hemicelulosas y la lignina, que tienen fórmulas empíricas aproximadas de $\text{CH}_{1,67}\text{O}_{0,83}$, $\text{CH}_{1,64}\text{O}_{0,78}$ y $\text{C}_{10}\text{H}_{11}\text{O}_{3,5}$, respectivamente [42]. La celulosa y las hemicelulosas (conocidas colectivamente como holocelulosa) pertenecen a la familia de los hidratos de carbono y poseen un importante valor energético. Por el contrario, la fracción de lignina se compone de macromoléculas que se diferencian de los azúcares en su composición. La Fig. 3.6 proporciona una representación esquemática de los tres componentes estructurales principales de la biomasa, que se describen brevemente a continuación.

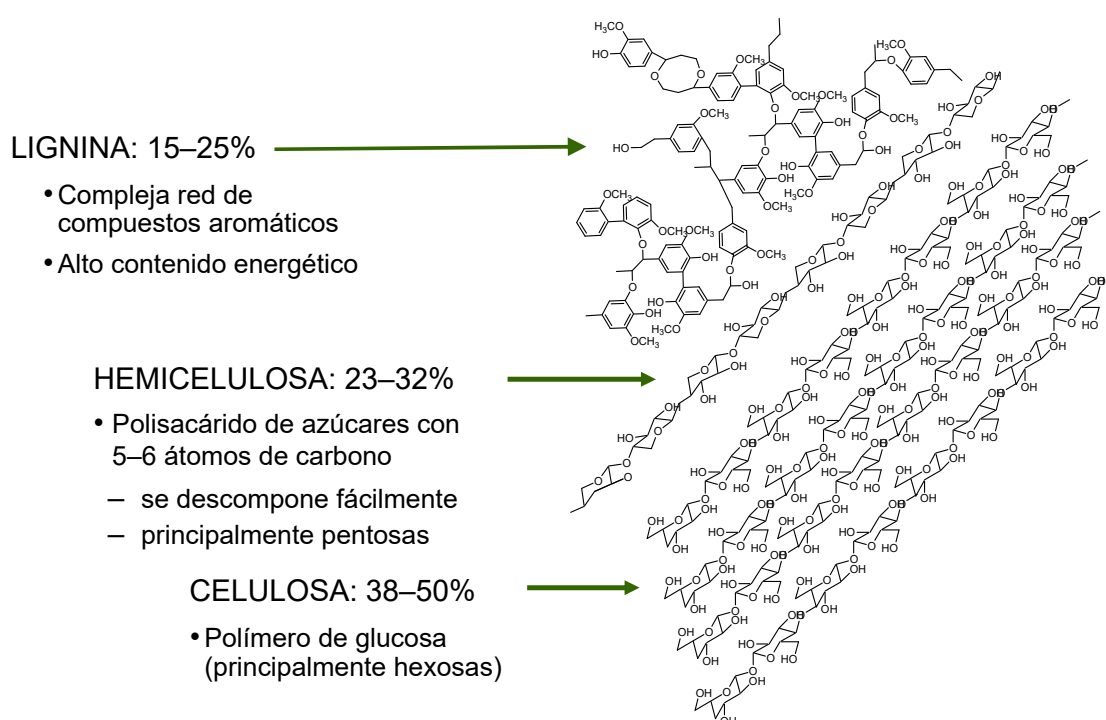


FIGURA 3.6: Principales constituyentes estructurales de la biomasa.

FUENTE: Adaptado de Felix et al. [43].

- La lignina es un compuesto químico que se encuentra habitualmente en la madera y que constituye una parte integral de las paredes celulares de las plantas. Es uno de los compuestos orgánicos más abundantes en la Tierra tras la celulosa y la quitina [42]. La lignina es un material polimérico complejo de alto peso molecular (alrededor de 10 000 uma), altamente reticulado y compuesto por unidades de hidroxilfenilpropano con estructuras fenólicas como base monomérica (Fig. 3.6), lo que le confiere un aspecto relativamente hidrofóbico y naturaleza aromática [42]. La lignina se encarga de mantener unidas las células de la madera y dotar de extraordinarias propiedades de resistencia a la madera.
- La celulosa es un polímero orgánico extraordinariamente puro que consta únicamente de

unidades repetitivas de anhidroglucosa ($C_6H_{10}O_5$), que se unen para formar una macromolécula lineal (Fig. 3.6) [42]. Estas unidades de glucosa anhidra están unidas por enlaces β -(1,4)-glucosídicos [42]. Debido a estos enlaces, la celobiosa se establece como la unidad repetitiva en las cadenas de celulosa. Las cadenas de celulosa tienden a alinearse en paralelo, formando una estructura supermolecular cristalina [42]. Esta disposición se debe a la formación de enlaces de hidrógeno intramoleculares e intermoleculares entre los grupos OH dentro de la misma cadena de celulosa y las cadenas de celulosa circundantes [42]. La celulosa es insoluble en la mayoría de los disolventes [42].

- Las hemicelulosas son polisacáridos amorfos, como los xilanos, galactoglucomananos, arabinogalactanos, glucanos y galactanos [42]. A diferencia de la celulosa, las hemicelulosas no solo contienen unidades de glucosa, sino que también se componen de diferentes monosacáridos de pentosa y hexosa. Las cadenas poliméricas de las hemicelulosas tienden a ser de longitud mucho más corta en comparación con las de la celulosa, y sus estructuras moleculares suelen ser ligeramente más ramificadas (Fig. 3.6). Las hemicelulosas se originan principalmente a partir de cadenas de azúcares (pentosa) y se encargan de unir las fibras de celulosa. Debido a su morfología amorfa, las hemicelulosas son parcialmente solubles en agua [42].

3.2.3.1.7 Densidad aparente

La densidad verdadera se define simplemente como la relación entre la masa y el volumen original de un combustible, como se indica a continuación:

$$\rho = \frac{m_f}{V_f} \quad (3.10)$$

Sin embargo, para el caso de combustibles sólidos en polvo o granulados de composición heterogénea que contienen espacios vacíos o intersticios llenos de aire o de cualquier otra sustancia, el concepto de densidad aparente adquiere mayor relevancia. La densidad aparente de un combustible sólido se define como la masa de las partículas de combustible dividida por el volumen total que ocupan.

$$\rho^* = \frac{m_{bulk}}{V_{bulk}} = \frac{m_f + m_{air}}{V_f + V_{air}} \quad (3.11)$$

El volumen total incluye el volumen de las partículas, el volumen vacío entre las partículas y el volumen de los poros internos. Por lo tanto, la densidad aparente de un volumen dado de combustible sólido particulado es menor que su densidad real si estuviera compactado. Dicho de otro modo, siempre se cumple que $\rho^* \leq \rho$. La Fig. 3.7 muestra la relación entre la densidad aparente y la densidad energética (basada en el PCI) para varios combustibles [44].

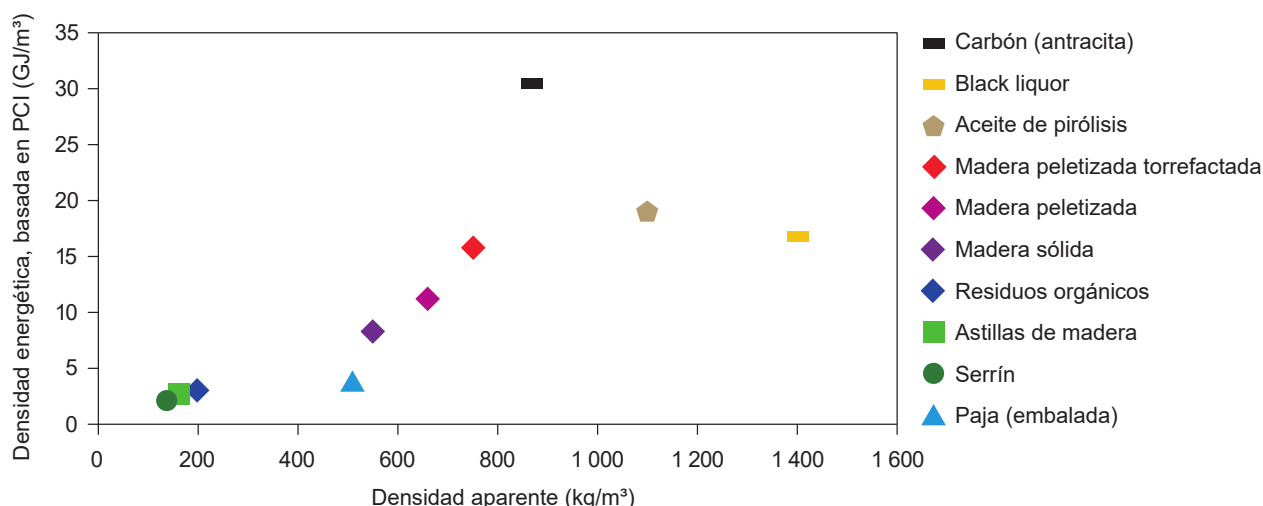


FIGURA 3.7: Comparación de la densidad aparente y la densidad energética de diferentes combustibles.
FUENTE: Adaptado de la Agencia Internacional de la Energía [44].

3.2.3.2 Temperatura de operación

La temperatura de reacción (T) es uno de los parámetros más influyentes en los procesos de gasificación, afectando tanto a los aspectos cinéticos como termodinámicos de las reacciones implicadas [3]. La influencia de la temperatura está relacionada tanto con la cinética de las reacciones químicas como con la composición en el equilibrio termodinámico hacia el cual tiende el sistema [22]. Una temperatura de reacción más alta generalmente conduce a un aumento de la producción de gas, debido a un mayor rendimiento de conversión de carbono [3, 32, 45]. Por el contrario, temperaturas bajas en el gasificador conducen a un alto contenido de alquitrán y una baja concentración de monóxido de carbono e hidrógeno en el gas producto. El rango de temperatura habitual para los procesos de gasificación de biomasa es de 750–900 °C para lograr un alto rendimiento de conversión de carbono y un bajo contenido de alquitrán en el gas producto. A temperaturas entre 750–800 °C, las reacciones endotérmicas de reformado con vapor (R15 y R16) y la ligeramente exotérmica reacción directa de desplazamiento del gas de agua (R10) producen un aumento en el contenido de hidrógeno y una disminución en el contenido de metano [46]. A temperaturas más altas (850–900 °C), dominan las reacciones de reformado con vapor (R15 y R16) y Boudouard (R1), que dan lugar a un aumento en el contenido de monóxido de carbono. Temperaturas de gasificación por encima de este rango están operativamente limitadas, en cierta medida dependiendo de la materia prima y el tipo de gasificador, debido al riesgo de fusión de las cenizas y la consiguiente formación de aglomerados y depósitos, que pueden obstruir completamente el reactor, así como la necesidad de materiales de construcción costosos. Los metales alcalinos, en particular el potasio, reaccionan fácilmente con la sílice rompiendo los enlaces Si–O–Si y formando silicatos caracterizados por temperaturas de fusión por debajo de los 700 °C. La ceniza fundida tiende a aglomerarse y formar depósitos en las paredes del reactor, provocando la denominada «sinterización del

lecho» [35]. La aparición de zonas de alta temperatura por exceso de oxidante constituye obviamente un problema grave si el reactor y la instrumentación asociada no han sido diseñados y fabricados para operar en esas condiciones.

3.2.3.3 Aporte de calor

Existen dos posibilidades para el aporte de calor en un gasificador: la operación autotérmica y la operación alotérmica [26]. Los gasificadores autotérmicos (o directos) proporcionan el calor de reacción requerido por medio de la oxidación parcial de la materia prima. Al respecto, es importante recordar que las etapas de volatilización y reducción del proceso de gasificación son endotérmicas, por lo que se debe aportar calor para que ambos procesos transcurran [11]. Por el contrario, en los gasificadores alotérmicos (o indirectos), los procesos de producción y consumo de calor se encuentran separados entre sí. Dicho de otro modo, el calor requerido para la gasificación procede de una fuente externa. La eficiencia en la transferencia de calor es un aspecto crucial en los gasificadores alotérmicos, la cual ha ralentizado su desarrollo con respecto a los autotérmicos. Las plantas de gasificación alotérmica normalmente constan de dos reactores interconectados a través de un flujo de energía [47]. La materia prima sólida se gasifica en el primer reactor, mientras que el carbón sólido residual o el producto gaseoso se quema en el segundo reactor para generar el calor requerido por el proceso de gasificación. La transferencia de calor se puede lograr mediante la circulación de un material de lecho o a través de intercambiadores de calor. Los gasificadores alotérmicos producen dos corrientes de gas distintas: un gas producto de poder calorífico medio del reactor de gasificación, que contiene poco o nada de nitrógeno, y un gas de combustión caliente del reactor de combustión.

La gasificación autotérmica proporciona una ventaja significativa a través del calentamiento directo de los reactivos, lo que permite un aprovechamiento más eficiente de la energía [11, 47]. Además, en comparación con la gasificación alotérmica, el proceso es más simple, en gran parte autorregulado y más fácil de operar en condiciones presurizadas [11, 47]. Por otro lado, las principales ventajas de la gasificación alotérmica sobre la gasificación autotérmica son la producción de un gas libre de nitrógeno sin necesidad de oxígeno puro, la conversión completa del carbono y la ausencia de residuos problemáticos [47]. Además, cualquier subproducto de la limpieza del gas producto que contenga carbono, como el polvo y el alquitrán, se puede recircular de nuevo a la zona de combustión, donde se aprovecha para generar calor para las reacciones de gasificación. La gasificación alotérmica solo es práctica en grandes instalaciones y no está tan desarrollada como la gasificación autotérmica con oxígeno o aire [11].

3.2.3.4 Agente gasificante

El agente gasificante es el gas que se requiere para que se produzcan las reacciones de gasificación [23]. El tipo de agente gasificante es un parámetro crucial en la composición y

aplicabilidad del producto gaseoso de la gasificación. Los cinco principales agentes gasificantes son aire, oxígeno, vapor, dióxido de carbono e hidrógeno [48, 49], así como sus mezclas en proporciones variables. Sin embargo, solo el vapor, el dióxido de carbono y el hidrógeno participan en las reacciones de gasificación endotérmica, mientras que el oxígeno (o el aire) se utiliza en la etapa de combustión para proporcionar el aporte de calor requerido [23]. Las combinaciones más comunes son aire enriquecido en oxígeno, mezclas de vapor y aire, mezclas de vapor y oxígeno y mezclas de dióxido de carbono y oxígeno [48, 50, 51].

La operación autotérmica de un gasificador implica la necesidad de aportar oxígeno para generar el calor necesario para el proceso de gasificación. El agente gasificante más utilizado es el oxígeno molecular, predominantemente en forma de aire debido a su disponibilidad y bajo coste, pero componentes inertes como el nitrógeno y, en mucha menor medida, el argón diluyen la mezcla gaseosa, dando lugar a un gas combustible pobre con un contenido de nitrógeno notablemente alto (40–60 vol. % N_2) y, por lo tanto, un poder calorífico bajo ($PCI = 4\text{--}7 \text{ MJ/Nm}^3$), que se denomina gas pobre [3, 6, 26, 52]. No obstante, el relativamente bajo contenido energético del gas pobre suele ser suficiente para su uso como combustible en la producción de electricidad y/o generación de calor en calderas, motores de combustión interna y turbinas de gas. En el caso particular de la gasificación con aire, el gas pobre se compone principalmente de monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H_2), dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4), nitrógeno (N_2), vapor de agua (H_2O) y fracciones más pequeñas de otros hidrocarburos ligeros que se encuentran en estado gaseoso a 20 °C (principalmente, C_2 a C_4), designados colectivamente como C_nH_m . Estos hidrocarburos ligeros se componen principalmente de acetileno (C_2H_2) y, con una presencia considerablemente menor, de etileno (C_2H_4) [53, 54]. Existen además otros compuestos menores que también pueden estar presentes en concentraciones mínimas, entre los que se incluyen: amoníaco (NH_3), cianuro de hidrógeno (HCN), sulfuro de hidrógeno (H_2S), sulfuro de carbonilo (COS) y una gran variedad de hidrocarburos cíclicos y aromáticos, genéricamente denominados alquitranes [55].

La gasificación con oxígeno puro evita la dilución del gas producto con nitrógeno y argón, lo que genera un producto gaseoso con un poder calorífico mayor ($PCI = 12\text{--}28 \text{ MJ/Nm}^3$) [3, 52], que es adecuado para distribución limitada a través de tuberías y para uso como gas de síntesis en la producción, por ejemplo, de metanol, amoníaco, metano y gasolina [11, 52]. De hecho, el producto gaseoso de la gasificación con oxígeno tiene el poder calorífico más elevado, seguido por la gasificación con vapor y la gasificación con aire [3]. El principal inconveniente asociado con la gasificación con oxígeno suele ser la necesidad de una unidad de separación de aire (ASU, por sus siglas en inglés de *air separation unit*) [26]. El proceso de separación del oxígeno del aire se realiza actualmente mediante adsorción por inversión de presión (PSA, por sus siglas en inglés de *pressure swing adsorption*), destilación criogénica o separación por membranas, que consumen grandes cantidades de energía. Aunque la densidad energética del gas producto aumenta significativamente en caso de sustituir el aire por oxígeno puro, generalmente no se

considera una ASU para aplicaciones a pequeña escala, debido a los excesivamente elevados costes de capital y operación, que contrarrestan cualquier ventaja. En consecuencia, la PSA solo es económicamente viable para plantas de gasificación con oxígeno a gran escala ($> 100 \text{ MW}_t$) [26]. De hecho, el aire es el agente gasificante más utilizado en los procesos de gasificación, porque evita los costes y riesgos asociados con la producción y el uso del oxígeno [52]. Un enfoque alternativo de compromiso consiste en el uso de aire enriquecido en oxígeno [56], que presenta ventajas como la reducción de costes de operación comercial, al mismo tiempo que mejora la calidad del gas producto [56-58].

Otra posibilidad tecnológicamente atractiva es el uso de vapor de agua como agente gasificante (gasificación con vapor). Esta opción presenta la ventaja de que el vapor es un reactivo en las reacciones de gasificación, desplazamiento del gas de agua y reformado con vapor y su coste de producción es considerablemente menor que el del oxígeno. La gasificación con vapor como agente gasificante proporciona un gas de síntesis rico en hidrógeno con un poder calorífico moderadamente alto ($\text{PCI} = 10\text{--}18 \text{ MJ/Nm}^3$), que puede utilizarse como materia prima para la obtención de productos químicos sintéticos y combustibles [3]. Sin embargo, el uso de vapor presenta el inconveniente de la necesidad de suministrar indirectamente calor al reactor (gasificación alotérmica). Por lo tanto, aunque el uso de vapor como agente gasificante es una opción tecnológicamente viable para la generación de un producto gaseoso de alta calidad, todavía es económicamente desfavorable. La implantación de este concepto de gasificación se ha abordado desde dos enfoques diferentes: el uso de mezclas de vapor y oxígeno como agente gasificante y el uso de gasificadores alotérmicos. La adición de oxígeno o aire en combinación con el vapor permite la oxidación parcial de la materia prima sólida, proporcionando la energía necesaria para que transcurran las reacciones de gasificación [59, 60]. Este enfoque tiene como objetivo lograr un equilibrio entre el rendimiento del proceso y el poder calorífico del gas producto.

Un enfoque diferente que recientemente está atrayendo interés es la posibilidad de utilizar dióxido de carbono como agente gasificante [50]. El dióxido de carbono es el principal gas de efecto invernadero que provoca el calentamiento global, por lo que su uso como agente gasificante podría contribuir a mitigar el cambio climático, a la vez que se genera un gas combustible [21, 50, 61]. Además, la presencia de dióxido de carbono promueve la reacción de Boudouard [50], lo que favorece una mayor producción de monóxido de carbono y permite el ajuste de la relación molar H_2/CO [61]. Sin embargo, un inconveniente notable es que la reacción de Boudouard es endotérmica y, por lo tanto, se requiere una fuente de calor externa adicional para mantener una temperatura constante en el proceso de gasificación. De manera similar al uso de vapor como agente gasificante, el dióxido de carbono se puede combinar con aire u oxígeno como agente oxidante para proporcionar la energía necesaria para que transcurra la reacción de Boudouard [50]. No obstante, a diferencia de la gasificación con oxígeno y vapor, en la que se requiere consumo energético para la producción de vapor, la gasificación con mezclas

de dióxido de carbono y oxígeno presenta la ventaja de que se puede reutilizar el dióxido de carbono capturado de los procesos de combustión [61]. Este enfoque evita la necesidad de un significativo consumo energético adicional, por lo que se trata de una opción más eficiente desde el punto de vista energético. Además, la gasificación con mezclas de dióxido de carbono y oxígeno puede dar lugar en última instancia a un gas de combustión con un alto contenido de dióxido de carbono, que es adecuado para la recuperación directa y recirculación del dióxido de carbono [61].

Finalmente, el uso del hidrógeno como agente gasificante a menudo se denomina hidrogasificación [62]. El objetivo principal de este proceso es convertir combustibles sólidos carbonosos en un gas combustible de calidad excepcional que pueda servir como sustituto del gas natural [62]. El atractivo de la hidrogasificación radica en que el producto gaseoso resultante puede alcanzar un poder calorífico de alrededor de 40 MJ/Nm^3 . No obstante, el hidrógeno es un combustible muy versátil que requiere un consumo energético considerable para su producción, lo que lo hace inadecuado como opción preferida para la gasificación.

Una herramienta útil para representar los procesos de conversión termoquímica de la biomasa, como la gasificación, es el diagrama ternario C–H–O (carbono, hidrógeno y oxígeno) (Fig. 3.8) [3]. Las tres esquinas del triángulo equilátero representan carbono puro (C), hidrógeno puro (H) y oxígeno puro (O). Los puntos dentro del triángulo indican mezclas ternarias de estos tres elementos en base molar. El lado opuesto a una esquina con un componente puro (C, O o H) representa la ausencia de ese componente. En muestras de biomasa grandes, existe una relación atómica relativamente constante de $\text{CH}_{1,4}\text{O}_{0,6}$, aunque estas proporciones varían ligeramente dependiendo de las especies consideradas [11]. El carbón suele tener alrededor de $\text{CH}_{0,9}\text{O}_{0,1}$, pero su composición varía en mayor medida [11]. Por lo tanto, la biomasa se sitúa más cerca de las esquinas de hidrógeno y oxígeno del diagrama ternario en comparación con el carbón, ya que la biomasa contiene más hidrógeno y más oxígeno que el carbón [3]. El diagrama ternario de la Fig. 3.8 muestra diferentes vías, correspondientes a varios procesos termoquímicos de conversión de biomasa, entre los que se incluyen la combustión parcial o total (oxidación), la gasificación con vapor, la hidrogenación, la pirólisis rápida y la pirólisis lenta.

Como se observa en la Fig. 3.8, si se utiliza oxígeno como agente gasificante, el proceso de conversión de biomasa durante la gasificación se desplaza hacia la esquina inferior derecha, representada por el oxígeno puro (O). Si la cantidad de oxígeno utilizada supera el requisito estequiométrico representado por la línea discontinua entre el dióxido de carbono (CO_2) y el vapor de agua (H_2O) en el diagrama ternario, el proceso de gasificación pasa a la zona de combustión. En consecuencia, el gas combustible (gas pobre o gas de síntesis) se transforma en gases de combustión, que se componen principalmente de dióxido de carbono y vapor de agua y, por lo tanto, carecen de contenido energético una vez enfriados hasta temperatura ambiente. El desplazamiento de la biomasa hacia la esquina del oxígeno puro reduce el contenido de hidrógeno en el gas producto y conduce a una mayor presencia de compuestos con carbono,

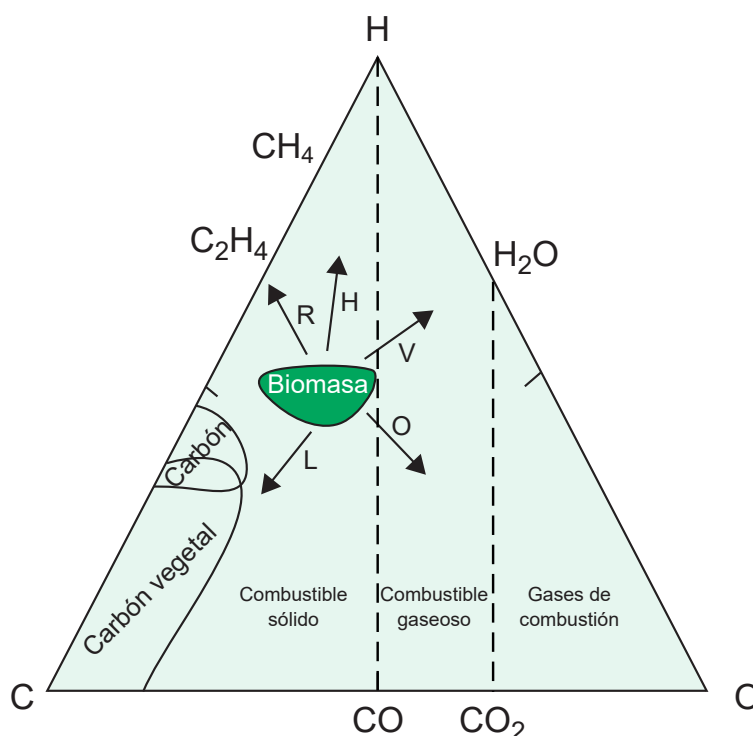


FIGURA 3.8: Procesos de conversión termoquímica de biomasa en un diagrama ternario C-H-O.

H = hidrogasificación, V = gasificación con vapor, O = oxidación, L = proceso de pirólisis lenta, R = proceso de pirólisis rápida.

FUENTE: Adaptado de Basu [3].

como el monóxido de carbono y el dióxido de carbono. Por el contrario, si se utiliza vapor como agente gasificante, el proceso de gasificación de la biomasa se desplaza hacia el lado H-O, opuesto a la esquina inferior derecha, representado por el carbono puro (C), lo que da lugar a un mayor contenido de hidrógeno en el gas producto y a una mayor relación H/C [3]. Sin embargo, como el vapor también tiene oxígeno, la relación O/C prácticamente no se ve afectada durante la gasificación con vapor.

Como se ha mencionado anteriormente, si se utiliza hidrógeno como agente gasificante, el proceso se denomina hidrogasificación y la composición de la biomasa utilizada como materia se desplaza hacia la esquina superior, representada por el hidrógeno puro (H). El producto gaseoso de la hidrogasificación presenta una densidad energética (energía por unidad de volumen) superior a la del hidrógeno y puede utilizarse como sustituto del gas natural.

Durante un proceso de pirólisis lenta o torrefacción, el producto sólido se desplaza gradualmente hacia la esquina del carbono puro, lo que da lugar a una mayor formación de carbón. Por el contrario, en el proceso de pirólisis rápida, el producto se mueve hacia el lado C-H, en la dirección opuesta a la esquina del oxígeno puro (Fig. 3.8), lo que conduce a una reducción considerable en el contenido de oxígeno y a una mayor producción de hidrocarburos líquidos.

3.2.3.5 Dosado relativo

La relación entre el consumo de combustible y el caudal másico del agente gasificante es un factor crucial que influye en el producto de la gasificación. Sin embargo, este parámetro se expresa de manera diferente según el medio específico utilizado. Por ejemplo, en la gasificación con aire, se denomina relación aire–combustible (AFR, por sus siglas en inglés de *air–fuel ratio*), mientras que en la gasificación de biomasa con vapor, se conoce como relación vapor–biomasa (SBR, por sus siglas en inglés de *steam–biomass ratio*). El dosado relativo aire–combustible (λ) es un parámetro de operación muy ventajoso en los procesos de gasificación, porque expresa la relación oxidante/combustible real suministrada a un gasificador en relación con la relación oxidante/combustible requerida para la oxidación estequiométrica [3, 63].

$$\lambda = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_f} \right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_f} \right)_{stoich}} \quad (3.12)$$

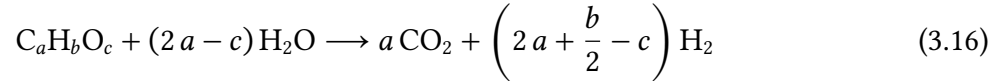
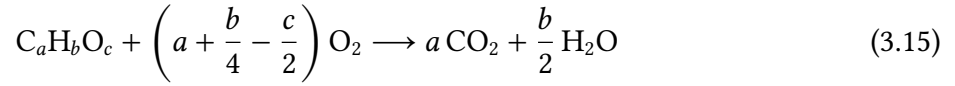
donde $\dot{m}_{air}$ es por defecto el caudal másico de aire (u otro agente gasificante) y $\dot{m}_f$ es el caudal másico de combustible. Esta definición es la misma que la del exceso de aire utilizado para los procesos de combustión, excepto que se prefiere para situaciones de deficiencia de aire, como las que se producen en un gasificador [3]. En consecuencia, una mezcla de aire y combustible con $\lambda = 1$ es estequiométrica; para mezclas ricas en combustible, $\lambda < 1$; y para mezclas pobres en combustible, $\lambda > 1$. Por tanto, la combustión completa teóricamente ocurre para un dosado relativo igual a la unidad, donde todo el carbono en la materia prima se oxida estequiométricamente para proporcionar la concentración máxima de dióxido de carbono en la corriente de producto gaseoso. Valores de λ cercanos a cero corresponden a condiciones de pirólisis, mientras que valores iguales o mayores a uno indican condiciones de combustión. Las Ecs. (3.2) y (3.3) proporcionan el valor de λ basado en la estequiometría para la oxidación de un combustible sólido genérico por medio de oxígeno o vapor, respectivamente.

$$\lambda = \frac{(\dot{m}_{O_2})_{actual}}{(\dot{m}_{O_2})_{stoich}} = \frac{(\dot{n}_{O_2})_{actual}}{(\dot{n}_{O_2})_{stoich}} = \frac{\dot{m}_{O_2} M_{O_2}^{-1}}{\dot{m}_f \left(\frac{x_{C,f}}{M_C} + \frac{1}{4} \frac{x_{H,f}}{M_H} - \frac{1}{2} \frac{x_{O,f}}{M_O} \right)} \quad (3.13)$$

$$\lambda = \frac{(\dot{m}_{H_2O})_{actual}}{(\dot{m}_{H_2O})_{stoich}} = \frac{(\dot{n}_{H_2O})_{actual}}{(\dot{n}_{H_2O})_{stoich}} = \frac{\dot{m}_{H_2O} M_{H_2O}^{-1}}{\dot{m}_f \left(2 \frac{x_{C,f}}{M_C} - \frac{x_{O,f}}{M_O} \right)} \quad (3.14)$$

donde M_{O_2} y M_{H_2O} son, respectivamente, las masas molares de oxígeno molecular y vapor de agua; M_C , M_H , M_O son, respectivamente, las masas molares de carbono, hidrógeno y oxígeno atómicos; y $x_{C,f}$, $x_{H,f}$, $x_{O,f}$ son, respectivamente, las fracciones másicas de carbono, hidrógeno y oxígeno

del análisis elemental de la materia prima de entrada al proceso de gasificación. Las expresiones en las Ecs. (3.13) y (3.14) se derivan de la oxidación completa de un combustible sólido genérico que contiene carbono, hidrógeno y oxígeno, como se muestra en la Ec. (3.15) para un proceso de gasificación con oxígeno o aire, y en la Ec. (3.16) para un proceso de gasificación con vapor.



La calidad del producto gaseoso de un gasificador no solo depende del tipo de agente gasificante, sino que también depende en gran medida del valor de λ , que debe mantenerse considerablemente por debajo de 1 para garantizar que el combustible se gasifique en lugar de quemarse [3]. No obstante, un valor excesivamente bajo de λ ($< 0,2$) provoca una gasificación incompleta, una formación excesiva de carbón y una menor densidad energética del gas producto. Por el contrario, un valor demasiado alto de λ ($> 0,4$) conduce a una mayor presencia de productos de la combustión completa, como el dióxido de carbono y el vapor de agua, a expensas de una reducción en el contenido de gases combustibles como el monóxido de carbono y el hidrógeno, respectivamente. En consecuencia, el poder calorífico del gas producto disminuye. En la mayoría de los sistemas de gasificación, λ se suele mantener en el rango de 0,2–0,4 [31, 32, 35, 63, 64].

Una ventaja importante de utilizar el dosado relativo es que valores de λ por debajo de la unidad siempre significan que hay más combustible en la mezcla combustible–oxidante que el requerido para la combustión completa (reacción estequiométrica), independientemente del combustible y del oxidante utilizados; mientras que valores de λ por encima de la unidad representan una deficiencia de combustible o un exceso de oxidante en la mezcla. Esto no ocurre si se utiliza la relación oxidante–combustible, lo que dificulta determinar de manera directa la abundancia relativa de combustible u oxidante a través de parámetros como las relaciones aire–combustible o vapor–combustible.

El dosado relativo combustible–aire (ϕ) es otro parámetro que se relaciona con el dosado relativo aire–combustible (λ). Se define como el cociente entre la relación real de combustible/oxidante y la relación estequiométrica de combustible/oxidante. Matemáticamente, la relación entre los dos se puede expresar de la siguiente manera:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{air}}\right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{air}}\right)_{stoich}} \quad (3.17)$$

donde $(\dot{m}_f/\dot{m}_{air})_{actual}$ representa la relación combustible–oxidante real, y $(\dot{m}_f/\dot{m}_{air})_{stoich}$ representa la relación combustible–oxidante estequiométrica.

Al comparar la relación combustible/oxidante real con la relación combustible/oxidante estequiométrica, el dosado relativo combustible–aire proporciona información sobre la cantidad relativa de combustible presente en comparación con las condiciones estequiométricas ideales. Valores de $\phi > 1$ indican una mezcla rica en combustible, mientras que valores de $\phi < 1$ indican una mezcla pobre en combustible. El dosado relativo combustible–aire se prefiere para procesos de combustión, en lugar de para procesos de gasificación, para los cuales el dosado relativo aire–combustible se suele utilizar con mayor frecuencia para expresar el grado de conversión de la materia prima. Esto se debe a que los procesos de combustión persiguen la oxidación completa del combustible, mientras que los procesos de gasificación se centran en convertir el combustible en un producto gaseoso mediante su oxidación parcial.

3.2.3.6 Velocidad superficial del gas

El caudal volumétrico de gas en condiciones normales por unidad de área transversal se conoce como velocidad superficial del gas o velocidad espacial (u_g), ya que tiene unidades de velocidad (a la temperatura y presión de referencia).

$$u_g = \frac{\dot{V}}{A} \quad \left(\frac{\text{Nm}^3 \cdot \text{s}^{-1}}{\text{m}^2} \right) \quad (3.18)$$

La velocidad superficial del gas se puede variar en un rango limitado, ya que depende de las propiedades de los materiales del lecho, como su tamaño y densidad [65]. La velocidad superficial del gas es un parámetro que está relacionado con varios factores, como el contenido energético del gas producto, el consumo de materia prima, el dosado relativo y la producción de carbón y alquitrán [32, 65, 66]. Valores bajos de velocidad superficial del gas en un gasificador conducen a un proceso de pirólisis lento, caracterizado por un tiempo de residencia más prolongado de la materia prima en el reactor, lo que puede dar lugar a una gran producción de carbón y cantidades significativas de alquitrán sin quemar [32]. Por el contrario, valores elevados de velocidad superficial del gas en el gasificador aceleran el proceso de pirólisis, provocando una rápida conversión de la materia prima en gases, lo que resulta en una cantidad reducida de formación de material carbonizado y gases a alta temperatura en la zona de combustión [32]. Sin embargo, una alta velocidad superficial del gas reduce el tiempo de residencia del gas producto en el gasificador. Como consecuencia, hay menos tiempo disponible para el craqueo de alquitrán, lo que conlleva un menor rendimiento en el proceso de craqueo de alquitrán y un mayor contenido de alquitrán en el gas producto [32].

3.2.3.7 Tiempo de residencia

El tiempo de residencia (τ) es el tiempo medio que el combustible permanece dentro del gasificador [31]. Este parámetro se puede determinar como la relación entre la altura del lecho (l_{lecho}) y la velocidad superficial del gas (u_g) [3].

$$\tau = \frac{l_{lecho}}{u_g} \quad (3.19)$$

El tiempo de residencia debe ser lo suficientemente prolongado para asegurar que las reacciones en el proceso de gasificación se lleven a cabo satisfactoriamente [31]. El tiempo de residencia está relacionado con el grado de fluidización de los lechos, siendo menores los tiempos cuanto mayor sea la agitación dentro del lecho [31]. Para establecer las condiciones óptimas de tiempo de residencia, es esencial incorporar sistemas adecuados de circulación forzada, como ventiladores o sopladoras, en la etapa de diseño [31], los cuales deben considerarse e integrarse en el sistema cuidadosamente. Los reactores con los tiempos de residencia más largos son los gasificadores de lecho fijo [31, 35]. Por el contrario, los gasificadores de flujo arrastrado tienen tiempos de residencia muy cortos, de aproximadamente 1–2 s [31], durante los cuales las pequeñas partículas de combustible se secan, se pirolizan y finalmente se gasifican.

3.2.3.8 Presión de operación

Los gasificadores se pueden clasificar atendiendo a la presión de operación en dos categorías principales: gasificadores a presión ambiental y gasificadores presurizados. Los procesos de gasificación presurizados suelen ser más eficientes, pero también requieren mayores costes de inversión [31]. El aumento de la presión de operación en los gasificadores reduce la formación de carbón y alquitrán [31]. Los gasificadores a alta presión también contribuyen a la reducción de costes y a un mejor funcionamiento de la unidad de acondicionamiento del gas. Esto se debe a que el menor caudal volumétrico del gas producto, en comparación con un proceso atmosférico, permite una reducción en el tamaño del equipamiento de limpieza. Además, el gas producto de la gasificación presurizada ya se encuentra a alta presión, lo cual es ventajoso para su utilización en equipos de conversión final, como motores o turbinas [35]. De hecho, los gasificadores presurizados son más adecuados para plantas GICC, ya que la presión del gas producto suele ser lo suficientemente alta como para alimentarse directamente al sistema de control de combustible de la turbina de gas. Por el contrario, los gasificadores a baja presión o a presión atmosférica requerirían un compresor de combustible tras la etapa de acondicionamiento del gas producto. Los sistemas de gasificación presurizada se utilizan habitualmente para plantas de gran tamaño, pero se consideran poco económicos para aplicaciones a pequeña escala [31]. Para algunas aplicaciones del gas producto, como la

producción de metanol o diésel sintético mediante el método de síntesis de Fischer–Tropsch, se requiere el gas producto a alta presión [67]. En tales casos, la gasificación en condiciones presurizadas también ha demostrado ser ventajosa [67].

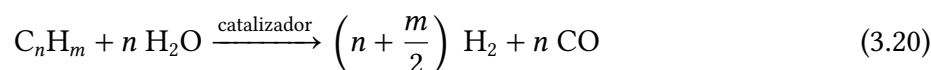
3.2.3.9 Catalizador

Los catalizadores normalmente no son esenciales en procesos de gasificación, pero pueden resultar ventajosos en determinadas circunstancias [3]. Existen dos motivos principales para utilizar catalizadores:

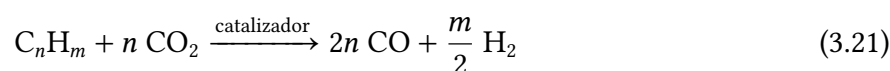
1. Los catalizadores pueden contribuir a eliminar el alquitrán del gas producto, lo cual es especialmente importante cuando la aplicación posterior o el equipamiento instalado no toleran el alquitrán. Dado que el alquitrán puede provocar incrustaciones, corrosión y otros problemas de funcionamiento, el uso de catalizadores ayuda a mitigar estas preocupaciones al descomponer y convertir el alquitrán en componentes más ligeros, lo que garantiza un producto gaseoso más limpio y utilizable.
2. Los catalizadores pueden facilitar la conversión del metano, aumentando la concentración de monóxido de carbono e hidrógeno en la mezcla de gases, lo que facilita la compatibilidad con ciertas aplicaciones posteriores, especialmente cuando el gas producto se destina a uso como gas de síntesis.

El desarrollo de la gasificación catalítica está motivado principalmente por la necesidad del reformado del alquitrán [3]. Cuando el gas producto fluye sobre las partículas del catalizador, el alquitrán o los hidrocarburos condensables se pueden reformar en la superficie del catalizador a través de reacciones con vapor o dióxido de carbono, aumentando así la producción de hidrógeno y monóxido de carbono. Las reacciones se pueden representar mediante las siguientes ecuaciones simplificadas [3].

- Reacción de reformado con vapor:



- Reacción de reformado con dióxido de carbono (o reformado seco):



Como se observa, las reacciones catalíticas de reformado del alquitrán provocan la conversión del alquitrán u hollín indeseables en gases combustibles, lo que conlleva un aumento tanto de la producción de gas como del poder calorífico del gas producto resultante [3]. Otra opción para la eliminación del alquitrán es el craqueo térmico, que consiste en someter el alquitrán a altas temperaturas ($> 1100^\circ\text{C}$). Sin embargo, esta opción presenta algunas

desventajas, como la producción de hollín y la imposibilidad de aprovechar la energía contenida en los alquitranes.

La segunda razón para utilizar la gasificación catalítica es eliminar el metano del gas producto [3]. Esto se puede lograr mediante el reformado catalítico con vapor o el reformado catalítico con dióxido de carbono del metano. El reformado es crucial para la producción de gas de síntesis, ya que la síntesis química a menudo requiere una relación molar CO/H_2 específica y no puede tolerar el metano.

En el reformado con vapor, el metano reacciona con el vapor en presencia de un catalizador a base de metal a temperaturas comprendidas entre 700 y 1100 °C, lo que provoca la formación de monóxido de carbono e hidrógeno [68]. Esta reacción se utiliza ampliamente en la producción de hidrógeno a partir de metano, para lo cual los catalizadores a base de níquel son muy efectivos.



A pesar de no ser tan utilizado comercialmente como el reformado con vapor, el reformado seco de metano con dióxido de carbono proporciona la ventaja única de reducir simultáneamente las concentraciones de dos gases de efecto invernadero, es decir, dióxido de carbono y metano, mediante una sola reacción [3]. Los catalizadores a base de níquel también son efectivos para facilitar la reacción altamente endotérmica de reformado seco [69].



La selección de catalizadores para reacciones de reformado requiere una cuidadosa consideración de los criterios específicos adaptados a su propósito previsto y aplicación práctica. Para el caso de la eliminación del alquitrán, entre los aspectos claves para la selección del catalizador se incluyen la eficacia en la eliminación del alquitrán, la resistencia a la desactivación causada por la sinterización y el ensuciamiento por deposición de carbono, la facilidad de regeneración, la resistencia y durabilidad frente al desgaste y la rentabilidad [3]. Para la eliminación del metano, además de los criterios mencionados anteriormente, los catalizadores deberían poder reformar el metano y proporcionar la relación molar CO/H_2 requerida para el procesamiento posterior del gas de síntesis [3].

Los tres tipos principales de catalizadores utilizados en la gasificación son la dolomita, los metales alcalinos y el níquel [3]. Otros catalizadores que han demostrado ser exitosos para la reducción del alquitrán son el olivino y el carbón. A continuación, se describen brevemente los efectos de los tres catalizadores más utilizados en los procesos de gasificación.

- Catalizadores de metales alcalinotérreos. La dolomita ($\text{MgCO}_3 \cdot \text{CaCO}_3$) es un catalizador relativamente económico y ampliamente disponible que ofrece la ventaja de no requerir

regeneración frecuente [3]. La dolomita puede convertir completamente el alquitrán en otros gases combustibles, pero no es eficaz para la conversión del metano, lo que a menudo la hace inadecuada para la síntesis química posterior.

- Catalizadores de metales alcalinos. El carbonato de potasio (K_2CO_3) y el carbonato de sodio (Na_2CO_3) son otros catalizadores importantes en la gasificación de biomasa, siendo el K_2CO_3 más eficaz que el Na_2CO_3 [3]. A diferencia de la dolomita, estos catalizadores pueden reducir el metano en el gas producto mediante una reacción de reformado. La biomasa con contenido de potasio natural en sus cenizas puede mejorar la acción catalítica y reducir la producción de alquitrán [3]. Sin embargo, el potasio es propenso a la aglomeración y formación de depósitos de cenizas, lo que contrarresta sus ventajas catalíticas.
- Catalizadores a base de níquel. El níquel es un catalizador muy eficaz para la reducción del alquitrán, así como para el ajuste de la relación molar CO/H_2 a través de la conversión del metano [3]. Sin embargo, la deposición de carbono y el crecimiento de partículas pueden dar lugar a la desactivación del catalizador con el tiempo. A pesar de que el níquel es relativamente asequible y fácilmente disponible, no es tan económico como la dolomita. El rendimiento óptimo depende de la selección de un soporte adecuado para el catalizador.

3.2.4 Parámetros de funcionamiento claves

El objetivo principal de los gasificadores es convertir una materia prima sólida carbonosa en un combustible gaseoso utilizable. El funcionamiento de un gasificador se puede evaluar mediante diferentes indicadores [32].

3.2.4.1 Producción específica de gas

La producción específica de gas (ψ_g) se refiere a la velocidad a la que se genera el gas producto en relación con el combustible sólido alimentado al gasificador. Se calcula como la relación entre el caudal volumétrico del gas producto medido en condiciones normales y el consumo de materia prima y, por lo tanto, tiene unidades SI de Nm^3/kg .

$$\psi_g = \frac{\dot{V}_g}{\dot{m}_f} \quad \left(\frac{Nm^3}{kg} \right) \quad (3.24)$$

La producción específica de gas se puede definir de diferentes maneras, dependiendo de las propiedades del gas producto (ya sea húmedo o seco) y la materia prima (ya sea húmeda, seca o seca y libre de cenizas) [32]. Por lo tanto, es esencial que se especifique la base del gas producto y de la materia prima al indicar o comparar las producciones específicas de gas.

3.2.4.2 Caudal másico de gas producto

El caudal másico de gas producto se puede calcular de acuerdo con la Ec. (3.25) multiplicando el caudal volumétrico del gas producto por su densidad, que varía en función de la temperatura y la presión.

$$\dot{m}_g = \rho_g \dot{V}_g \quad (3.25)$$

Para la estimación de la densidad del gas producto, se puede asumir un comportamiento de gas ideal [70, 71], tal que:

$$\rho_g = \frac{p_g M_{g,m}}{R T_g} = \frac{p_g \sum_{i=1}^k y_i M_i}{R T_g} \quad (3.26)$$

La masa molar media ponderada ($M_{g,m}$) se calcula considerando la composición del gas producto, donde M_i es la masa molar de cada compuesto gaseoso y y_i es la fracción molar de cada componente.

3.2.4.3 Poder calorífico inferior del gas producto

Como se ha mencionado anteriormente, en la mayoría de los países europeos, los rendimientos parciales de las operaciones unitarias generalmente se refieren al poder calorífico inferior (PCI), en lugar del poder calorífico superior (PCS). El poder calorífico inferior por unidad de masa (MJ/kg) del gas producto se puede determinar mediante la Ec. (3.27), en función de las fracciones másicas (x_i) y poderes caloríficos inferiores (PCI_i) de los k componentes combustibles que constituyen el gas producto (CO , H_2 , CH_4 y C_nH_m) [32, 72, 73]. Los poderes caloríficos inferiores de los principales gases combustibles a 25 °C son, CO : 10,112 MJ/kg, H_2 : 119,96 MJ/kg y CH_4 : 50,048 MJ/kg [74].

$$PCI_g = \sum_{i=1}^k x_i PCI_i \quad (\text{MJ/kg}) \quad (3.27)$$

Sin embargo, el poder calorífico inferior de combustibles gaseosos, como el gas producto de la gasificación, se expresa normalmente por unidad de volumen en condiciones normales (MJ/Nm^3), como se indica en la Ec. (3.28).

$$PCI_g = \sum_{i=1}^k y_i \rho_i PCI_i \quad (\text{MJ/Nm}^3) \quad (3.28)$$

donde y_i y ρ_i son, respectivamente, las fracciones molares y las densidades en condiciones normales de temperatura y presión ($T_0 = 0$ °C, $p_0 = 1$ atm) de los k componentes combustibles que constituyen el gas producto [73, 75].

3.2.4.4 Rendimiento de gas caliente

Ocasionalmente, el gas producto se quema directamente en un horno o caldera sin necesidad de enfriamiento previo, lo que conlleva un mejor aprovechamiento de la energía. El rendimiento de la gasificación justo a la salida de un gasificador se denomina rendimiento de gas caliente (η_{hg}). Por lo tanto, considerando el calor sensible del gas caliente, se puede definir de la siguiente manera:

$$\eta_{hg} = \frac{\dot{m}_{hg} (\text{PCI}_{hg} + c_{p,hg}(T_{hg} - T_a))}{\dot{m}_f \text{PCI}_f} \quad (3.29)$$

donde $\dot{m}_{hg}$ y $\dot{m}_f$ representan el caudal másico del gas producto caliente y el consumo de materia prima, respectivamente. Además, $c_{p,hg}$ es la capacidad calorífica específica del producto gaseoso a presión constante, que por comodidad y, al mismo tiempo, suficiente precisión, puede evaluarse a una temperatura media entre la temperatura de salida del gas producto (T_{hg}) y la temperatura ambiente (T_a). Por último, PCI_f es el poder calorífico inferior de la materia prima. El rendimiento de gas caliente solo asume como pérdida en el proceso de gasificación el calentamiento del carbón no convertido [3].

3.2.4.5 Rendimiento de gas frío

Un parámetro de funcionamiento esencial en la mayoría de los procesos de gasificación es el rendimiento de gas frío (η_{cg}). Este parámetro representa el rendimiento combinado del gasificador y la unidad de acondicionamiento del gas producto después de que el gas producto se haya limpiado y enfriado hasta temperatura ambiente [3]. El rendimiento de gas frío cuantifica la fracción del flujo de energía química en la materia prima sólida que se transfiere a la fase gaseosa. Matemáticamente, este parámetro se expresa de la siguiente manera:

$$\eta_{cg} = \frac{\dot{m}_{cg} \text{PCI}_{cg}}{\dot{m}_f \text{PCI}_f} \quad (3.30)$$

donde $\dot{m}_{cg}$ y $\dot{m}_f$ representan el caudal másico del gas producto frío y el consumo de materia prima, respectivamente. Obviamente, cuanto mayor sea el rendimiento de gas frío, más eficientes son los procesos de gasificación y acondicionamiento del gas producto [32].

3.2.4.6 Rendimiento de conversión de carbono

El rendimiento de conversión de carbono (η_{cc}) se define como la fracción de carbono sólido en la materia prima convertida en cada uno de los k compuestos gaseosos que contienen carbono en el gas producto (CO , CO_2 , CH_4 y C_nH_m) [32, 70, 71], como se indica en la Ec. (3.31).

$$\eta_{cc} = \frac{\dot{V}_{cg} p_{cg}}{R T_{cg}} \cdot \frac{M_C \sum_{i=1}^k y_i n_{Ci}}{\dot{m}_f x_{C,f}} = \frac{\dot{m}_{cg} M_C \sum_{i=1}^k \frac{x_i}{M_i} n_{Ci}}{\dot{m}_f x_{C,f}} \quad (3.31)$$

donde M_C es la masa molar del carbono. Además, n_{Ci} y M_i son, respectivamente, el número de átomos de carbono y masas molares de cada compuesto que contiene carbono. El alquitrán normalmente se considera como una impureza del gas; y por lo tanto, no se suele incluir en el rendimiento de conversión de carbono.

3.3 Diseño de gasificadores

Existen varias opciones para clasificar los diferentes tipos de gasificadores, según el agente gasificante, el medio de contacto gas-sólido, la presión de trabajo y el aporte de calor al reactor [3, 26]. Atendiendo al suministro de calor, los gasificadores se pueden dividir en dos grupos: autotérmicos (directos) y alotérmicos (indirectos). Los gasificadores autotérmicos son aquellos en los que el calor necesario se obtiene mediante combustión parcial del combustible, mientras que en los gasificadores alotérmicos el calor se aporta al reactor desde el exterior. Como se ilustra en la Fig. 3.9, según el modo de contacto gas-sólido, en términos generales los gasificadores se pueden agrupar en los siguientes tres tipos principales: lecho fijo, lecho fluidizado y flujo arrastrado [3, 26]. Los gasificadores de lecho fijo se pueden subclasificar a su vez en los tipos *updraft*, *downdraft* y *crossdraft*, dependiendo de si el agente gasificante se suministra por la parte inferior (flujo ascendente en contracorriente), por la parte superior (flujo descendente en equicorriente) o por los laterales del reactor (flujo cruzado), respectivamente. Los gasificadores de lecho fluidizado se clasifican además en burbujeantes, circulantes y de lechos gemelos, mientras que los gasificadores de flujo arrastrado se pueden subdividir en flujo descendente coaxial y chorro opuesto.

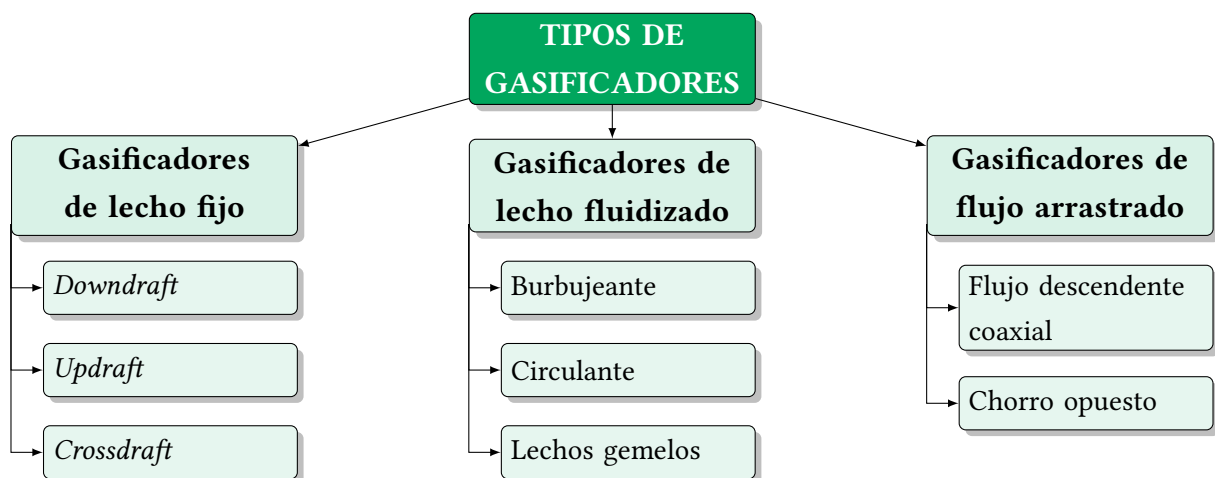


FIGURA 3.9: Clasificación de las principales tecnologías de gasificación de acuerdo con el modo de contacto gas-sólido. FUENTE: Elaboración propia a partir de Basu [3].

Como se muestra en la Fig. 3.10, cada tipo principal de gasificador está diseñado para un determinado rango de potencia térmica. Por ejemplo, los gasificadores de lecho fijo son adecuados para unidades a pequeña escala con baja potencia térmica (10 kW_t – 10 MW_t). Para unidades de tamaño medio con una potencia térmica intermedia (5 MW_t – 100 MW_t), los gasificadores de lecho fluidizado suelen ser una mejor opción; mientras que para unidades de gran capacidad ($\geq 50 \text{ MW}_t$), los gasificadores de flujo arrastrado suelen ser la configuración más apropiada para el reactor. Los gasificadores *downdraft* constituyen el tamaño más pequeño, mientras que los gasificadores de flujo arrastrado normalmente se diseñan para unidades de gran tamaño.

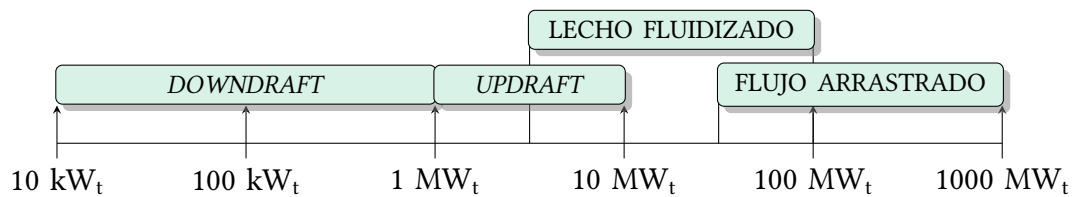


FIGURA 3.10: Rango de aplicabilidad para cada tipo principal de gasificador en términos de potencia térmica. FUENTE: Elaboración propia a partir de Basu [3].

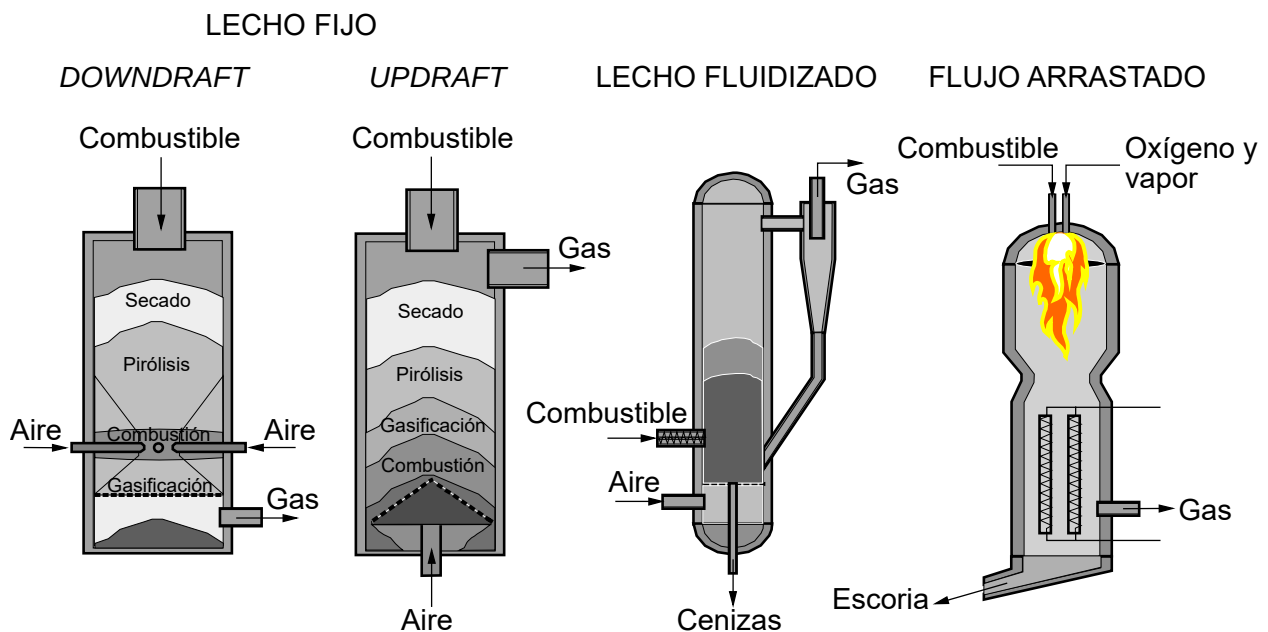


FIGURA 3.11: Principales tipos de gasificadores. FUENTE: Adaptado de Kopiersperre³.

Los cuatro tipos principales de gasificadores son *downdraft*, *updraft*, lecho fluidizado y flujo arrastrado [3], cuyos esquemas se ilustran en la Fig. 3.11. A diferencia de la gasificación de carbón, que está dominada principalmente por la tecnología de flujo arrastrado, la gasificación de biomasa ha sido testigo de la aplicación de varias tecnologías [17]. A finales de la década de 1980 y principios de la década de 1990, se desarrollaron y se pusieron en servicio gasificadores *downdraft* y *updraft* con capacidades inferiores a 100 kW_t y hasta algunos MW_t para la

³Kopiersperre, *Haupttypen von (Biomasse-)Vergasern*, 2014 (CC BY-SA 3.0).

generación de electricidad y calor a pequeña escala. Más recientemente, la tecnología *downdraft* se ha vuelto dominante, especialmente para aplicaciones eléctricas [17]. De hecho, los gasificadores *downdraft* representan aproximadamente el 75 % de todos los gasificadores comercializados, seguidos de los gasificadores de lecho fluidizado (20 %), los gasificadores *updraft* (2,5 %) y otros diseños de gasificadores (2,5 %) [20, 32, 76]. Se puede encontrar una lista extensa de fabricantes en revistas científicas e informes técnicos [17, 77-81], la mayoría de los cuales tienen su sede en Estados Unidos y Canadá, los principales países de habla alemana (DACH), Escandinavia, India y China.

3.3.1 Gasificadores de lecho fijo

Los gasificadores de lecho fijo son los reactores de gasificación más antiguos y comunes [28]. Estos gasificadores utilizan un lecho de partículas de combustible sólido a través del cual el aire y el gas fluyen en sentido ascendente o descendente [11]. En los gasificadores de lecho fijo, el combustible se introduce a través de una tolva situada en la parte superior del reactor, mientras que la posición y dirección de inyección del agente gasificante varía en los subtipos *downdraft*, *updraft* y *crossdraft*, lo que origina una distribución diferente de las zonas de reacción (secado, pirólisis, combustión y reducción) [3, 28]. Los gasificadores de lecho fijo también se denominan gasificadores de lecho móvil porque el combustible se mueve hacia abajo por gravedad en flujo pistón a lo largo de toda la sección transversal del reactor [3]. En estos gasificadores, la distribución del combustible, la temperatura y la composición del gas no es uniforme en la sección transversal, porque la mezcla y la transferencia de calor en el interior del lecho móvil (fijo) son bastante limitadas [3]. En consecuencia, los gasificadores de lecho fijo no son adecuados para combustibles propensos a la aglomeración durante la gasificación. Además, la fusión de cenizas supone una preocupación importante, ya que habitualmente se alcanzan temperaturas elevadas. Normalmente se utiliza aire como agente gasificante, ya que los costes asociados a la producción de oxígeno o al calentamiento indirecto pueden comprometer la viabilidad económica de estos sistemas de gasificación.

Debido a su construcción simple, los gasificadores de lecho fijo se pueden fabricar económicamente en tamaños pequeños. Por esta razón, hay una gran cantidad de gasificadores de lecho fijo a pequeña escala en funcionamiento en todo el mundo [28]. Los lechos fijos poseen varias ventajas inherentes para los procesos de gasificación, entre las que destacan sus elevados rendimientos de conversión de carbono y térmicos, principalmente debido a los tiempos de residencia más prolongados del combustible dentro del reactor [8]. Sin embargo, estos tiempos de residencia más largos también presentan el inconveniente de reducir considerablemente la velocidad de reacción. Un beneficio notable del avance del combustible en sentido descendente en flujo pistón es la relativamente baja presencia de sólidos en el gas producto, además de las mínimas pérdidas de combustible no gasificado [8].

3.3.1.1 Gasificadores de flujo descendente o *downdraft*

En los gasificadores de flujo descendente o *downdraft*, el agente gasificante se suministra al reactor desde una determinada altura por debajo de la parte superior, mientras que el gas producto se descarga del reactor por la parte inferior. El lecho móvil de materia prima sólida se dirige junto con el agente gasificante en dirección descendente (de ahí el nombre «*downdraft*» en inglés), lo que da lugar a un flujo paralelo de gas y sólidos, que experimenta varias reacciones termoquímicas al pasar por cuatro zonas diferentes [3, 11]. Como se muestra en la Fig. 3.12, las etapas iniciales del proceso de gasificación son el secado y la pirólisis. El flujo descendente de oxidante desde un conjunto de boquillas ubicadas alrededor de la periferia del gasificador interactúa con las partículas del sólido carbonoso pirolizado, lo que favorece el desarrollo de una zona de combustión con temperaturas comprendidas entre 1200 y 1400 °C aproximadamente [3], que permiten el craqueo térmico de los alquitranes formados durante la pirólisis [28, 52]. Los productos de las reacciones de pirólisis (gases de bajo peso molecular, alquitranes y carbón) también reciben una cierta cantidad de oxidante desde la zona de combustión aguas abajo y se queman fácilmente desprendiendo una llama [3, 24], dando lugar a un fenómeno conocido como «pirólisis llameante» [3]. Por esta razón, los gasificadores *downdraft* presentan la menor producción de alquitrán de entre todos los tipos de gasificadores, generalmente por debajo de 3 g/Nm³ y con un valor medio de alrededor de 1 g/Nm³ [3, 28]. En la zona de combustión, el carbono reacciona rápidamente, liberando dióxido de carbono, monóxido de carbono, vapor de agua y suficiente calor para las reacciones de reducción posteriores. Finalmente, los gases calientes procedentes de la combustión a alta temperatura, junto con el carbono que aún permanece sin reaccionar y el vapor de agua contenido en el combustible y/o en el agente gasificante se dirigen hacia la zona de reducción. En esta etapa, la temperatura del gas que fluye en sentido descendente disminuye debido a una serie de reacciones predominantemente endotérmicas que producen monóxido de carbono e hidrógeno. Sin embargo, la temperatura de salida del gas producto continúa estando por encima de los 700 °C [3].

Los gasificadores *downdraft* son simples, fiables y técnicamente probados para combustibles relativamente secos con un contenido de humedad de hasta un 30 % por peso (base húmeda) [52]. Además, los combustibles deben contener una baja proporción de partículas finas y gruesas, con un tamaño de partícula desde no menos de 3 mm hasta no más de 51 cm en su dimensión más larga [3]. Idealmente, la mayoría de las partículas deberían tener tamaños comprendidos entre 10 mm y 25 mm [82, 83]. Las partículas de gran tamaño no deben superar los 5 mm, y los finos (menos de 10 mm) normalmente se limitan a un máximo del 10 % en peso de la materia prima [82]. Esto se debe a que las partículas finas en los gasificadores *downdraft* dan lugar a la formación de clínques de cenizas, que perturban el flujo óptimo en el lecho del gasificador, lo que provoca caídas de presión excesivas, bajas temperaturas en la zona de reducción y un funcionamiento inestable [75, 84]. Las limitaciones físicas de la relación entre el diámetro y el tamaño de las partículas imponen un límite superior práctico a la capacidad de esta configuración de reactor de

~1500 kg/h o ~500 kW_e [52].

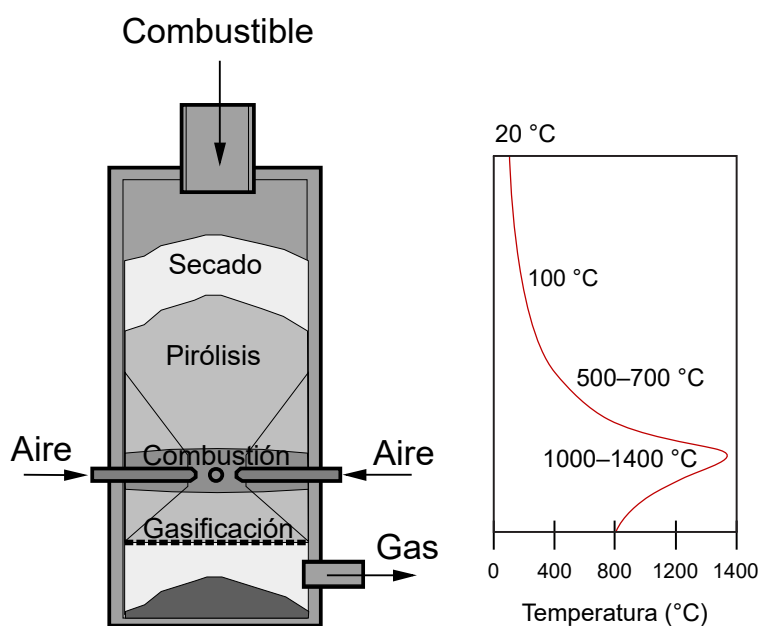


FIGURA 3.12: Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador *downdraft*.

FUENTE: Elaboración propia a partir de Kopiersperre y Basu [3].

Otra ventaja clave de los gasificadores *downdraft* sobre la mayoría de diseños alternativos es su menor producción de alquitrán, ya que los alquitranes formados en la zona de pirólisis se queman inmediatamente después en la zona de oxidación [3]. Debido al bajo contenido de alquitrán en el gas producto, los gasificadores *downdraft* suelen constituir la opción preferida para la generación de electricidad a pequeña escala con motores de combustión interna. Sin embargo, dado que el gas sale del gasificador a una temperatura relativamente alta, debe enfriarse antes de su aplicación final aguas abajo [67]. Además, los gasificadores *downdraft* requieren un tiempo de encendido y arranque más corto (alrededor de 20–30 minutos) en comparación con los gasificadores *updraft* [3]. Entre los principales inconvenientes asociados con los gasificadores *downdraft*, cabe destacar su menor rendimiento térmico en comparación con otros tipos de gasificadores. Además, estos gasificadores pueden presentar problemas al utilizar biomasa con un alto contenido de humedad y cenizas.

El diseño y la construcción de un gasificador *downdraft* se pueden clasificar en dos tipos: diseño con garganta (también denominado «constreñido») y diseño sin garganta (también llamado en inglés *topless*, *open top* u *open core*) [3, 48]. La principal diferencia entre ambos diseños radica en la presencia o ausencia de constricción en la sección del reactor donde ocurre la etapa de combustión. La reducción de la sección del reactor a la altura donde ocurre la etapa de combustión obliga a todos los productos de pirólisis a pasar a través de esta estrecha zona, lo que facilita el craqueo térmico de la mayor parte del alquitrán [3, 26]. En los reactores con garganta, el aire se inyecta a través de boquillas justo por encima de la constricción. Por el contrario, el diseño sin garganta se diferencia de otros tipos de gasificadores *downdraft* en que

el aire no se inyecta desde una boquilla ubicada en el medio, sino que se introduce en el gasificador desde la parte superior mediante de la succión creada aguas abajo del gasificador [3]. Debido a la ausencia de distribución uniforme del flujo y de la temperatura en el área constreñida, los gasificadores *downdraft* con garganta no son adecuados para ser escalados a tamaños más grandes.

3.3.1.2 Gasificadores de flujo ascendente o *updraft*

Los gasificadores de flujo ascendente o *updraft* son uno de los diseños más antiguos y simples utilizados para la gasificación [3]. En esta configuración, el gas producto sale por la parte superior, mientras que el agente gasificante (generalmente aire, oxígeno o vapor) se inyecta por la parte inferior, como se muestra en la Fig. 3.13. El agente gasificante se dirige hacia arriba, mientras que el lecho de materia prima sólida se desplaza hacia abajo por la acción de la gravedad, lo que provoca un flujo a contracorriente de gas y sólidos [3]. A medida que la materia prima desciende lentamente a través del reactor, se gasifica y las cenizas restantes caen por el fondo del reactor. En la parte superior del gasificador, la materia prima se seca y se descompone en gases volátiles, alquitrán y carbón [11, 28]. En la zona de reducción, el sólido carbonoso formado reacciona con el dióxido de carbono y el vapor de agua ascendentes, lo que da lugar a la producción de monóxido de carbono e hidrógeno [11]. En la zona de combustión por debajo de la zona de gasificación, el oxidante entrante es responsable de la combustión de la materia prima, generando dióxido de carbono, vapor de agua y calor [11, 28]. Es importante señalar que el proceso de combustión es exotérmico, y el calor producido en esta etapa es absorbido por las reacciones endotérmicas de reducción y pirólisis que se producen sobre él, así como por el secado de la materia prima sólida. Debido a la disposición del flujo a contracorriente, el gas producto que sale de la parte superior del gasificador está a una temperatura relativamente baja y también está acompañado por una gran cantidad de alquitrán y humedad [28].

Los gasificadores *updraft* son adecuados para combustibles con un alto contenido de cenizas (hasta un 25 %) y un alto contenido de humedad (hasta un 60 %) [3]. De hecho, los gasificadores *updraft* son menos sensibles a la humedad que los gasificadores *downdraft* [32]. El tiempo de residencia relativamente largo del combustible dentro del gasificador permite un alto rendimiento de conversión de carbono [8]. Aunque este tiempo de residencia prolongado reduce la velocidad de gasificación, las altas conversiones de carbono conducen a mayores rendimientos térmicos [8]. De hecho, debido a su diseño en contracorriente, los gasificadores *updraft* suelen utilizar el calor de la combustión de manera muy eficaz y pueden lograr altos rendimientos de gas frío [3, 8]. Además, las bajas temperaturas de salida del gas contribuyen a un menor consumo de oxígeno o aire en la zona de combustión [8]. Sin embargo, un inconveniente importante es su producción muy elevada de alquitrán (10–150 g/Nm³) y partículas (0,1–3 g/Nm³) [3, 26], que es causada por la dirección opuesta del flujo de combustible y gas. Por lo tanto, los alquitranes producidos durante la pirólisis no se craquearán ni se oxidarán. Los gasificadores *updraft* son

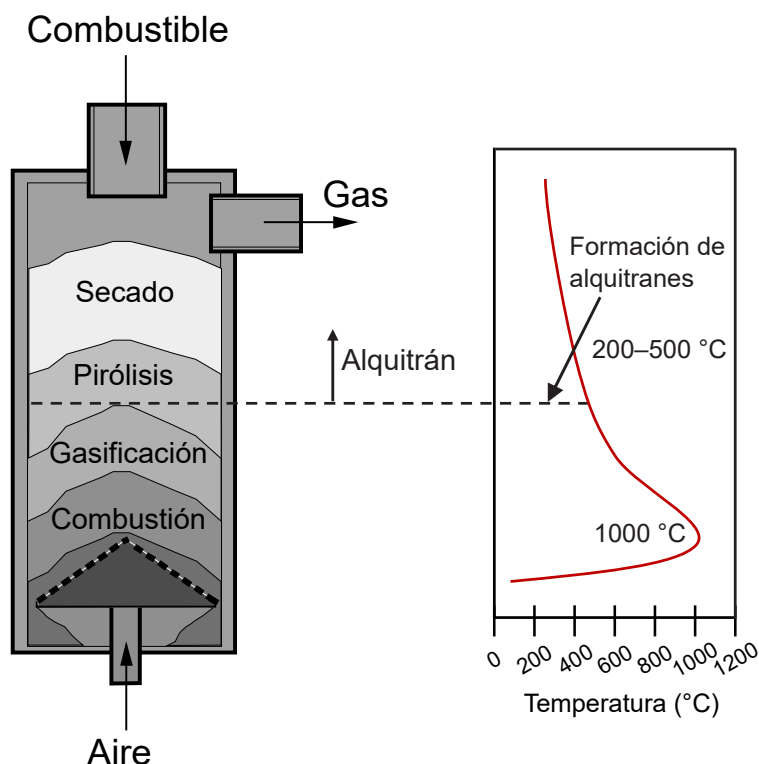


FIGURA 3.13: Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador *updraft*.
FUENTE: Elaboración propia a partir de Kopiersperre y Basu [3].

particularmente adecuados para procesos de combustión que exigen temperaturas de llama altas y donde es aceptable un contenido moderado de alquitrán y polvo en el gas combustible [24]. En consecuencia, su aplicación principal radica en la combustión directa, donde el gas producto se quema directamente en un horno o caldera sin necesidad de una limpieza o enfriamiento extensos [3]. Para tales aplicaciones, la presencia de alquitrán no supone una preocupación seria.

3.3.1.3 Gasificadores de flujo cruzado o *crossdraft*

En los gasificadores de flujo cruzado o *crossdraft*, la materia prima sólida introducida desde la parte superior se desplaza hacia abajo, mientras que el agente gasificante (generalmente aire) se inyecta a alta velocidad a través de una boquilla desde el lateral del gasificador (ver Fig. 3.10) [3, 24]. El gas producto se descarga desde la pared lateral opuesta a la boquilla de aire. Debido a esta configuración, el diseño de este tipo de gasificador también se denomina *sidedraft* [3]. Alrededor de la entrada de aire, se forma una zona de combustión/gasificación caliente, mientras que dentro del reactor se forman zonas de pirólisis y secado [28]. El exceso de oxígeno cerca de la boquilla facilita la combustión de parte del sólido carbonoso, lo que origina una zona de alta temperatura ($> 1500\text{ }^{\circ}\text{C}$) [3]. Debido a las altísimas temperaturas que se alcanzan, estos reactores se utilizan principalmente para la gasificación de carbón con muy bajo contenido de cenizas [3]. El sólido carbonoso restante luego se convierte en monóxido de carbono en la etapa de reducción posterior. El calor liberado por la combustión rápida del sólido carbonizado

contribuye al desarrollo de la zona de pirólisis, favoreciendo la descomposición térmica del combustible entrante. La ceniza se descarga desde el fondo del gasificador y la temperatura del gas producto que sale del reactor es de aproximadamente 800–900 °C [28]. A pesar de su diseño simple, el gas producto tiene un bajo contenido energético y abandona el gasificador a altas temperaturas, lo que genera pérdidas considerables de calor sensible y una baja eficiencia energética en términos generales [28]. En consecuencia, los gasificadores *crossdraft* son posiblemente los menos atractivos de entre todos los tipos de gasificadores de lecho fijo y, por consiguiente, los menos utilizados [24, 32]. Sin embargo, su baja producción de alquitrán (0,01–0,1 g/Nm³), su corto tiempo de arranque (5–10 min) y su rápida respuesta a los cambios de carga los hacen adecuados para la generación de electricidad a pequeña escala (< 10 kW_e) [3].

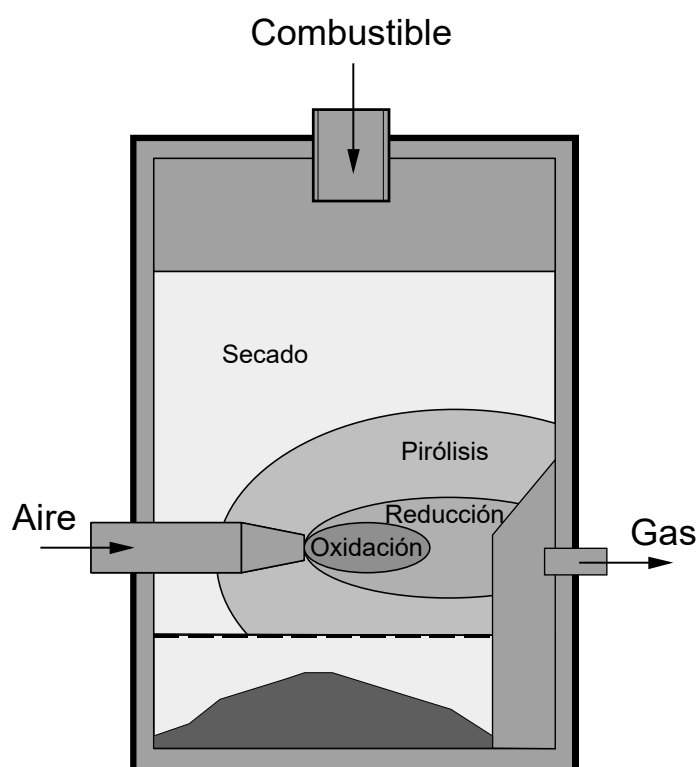


FIGURA 3.14: Esquema de un gasificador *crossdraft*. FUENTE: Elaboración propia.

3.3.2 Gasificadores de lecho fluidizado

Los gasificadores de lecho fluidizado son ampliamente reconocidos por su excelente capacidad para lograr una mezcla completa entre la materia prima y el agente gasificante, así como por su distribución uniforme de temperatura, que promueve la transferencia de calor y masa [1, 3, 28]. En la configuración típica de un gasificador de lecho fluidizado, se mantiene un lecho de sólidos granulares no combustibles que actúan como portadores de calor en un estado semisuspendido, conocido como estado fluidizado, mediante el flujo controlado del agente gasificante a velocidades adecuadas (ver Fig. 3.15). La sílice ha sido tradicionalmente el material de lecho inerte más utilizado para estos gasificadores [24, 26, 52]. Sin embargo, las tendencias

recientes han demostrado que se están considerando otros sólidos como la arena, el olivino, las perlas de vidrio o la dolomita, entre otros, por sus propiedades catalíticas para minimizar los problemas relacionados con el alquitrán [24]. La materia prima generalmente se tritura a un tamaño inferior a 10 mm y se introduce en un lecho que contiene los sólidos granulares calientes, que calientan rápidamente las partículas de la materia prima hasta la temperatura del lecho y las someten a un secado y pirólisis rápidos, produciendo partículas sólidas carbonizadas y gases [3]. El tamaño de las partículas en la materia prima es un factor crítico, ya que los materiales demasiado finos pueden quedar atrapados en el gas del producto y abandonar el lecho [1]. Por lo general, se utiliza un ciclón para capturar y devolver dichos materiales al lecho [1, 32]. Los materiales del lecho se fluidizan utilizando vapor, aire, oxígeno o una combinación de los mismos, dependiendo de la elección del agente gasificante. El lecho fluidizado se alimenta con el agente gasificante desde varios niveles, incluso por encima del lecho. Cualquier ceniza generada por el combustible o por los materiales inorgánicos asociados se puede retirar fácilmente desde el fondo del lecho [3].

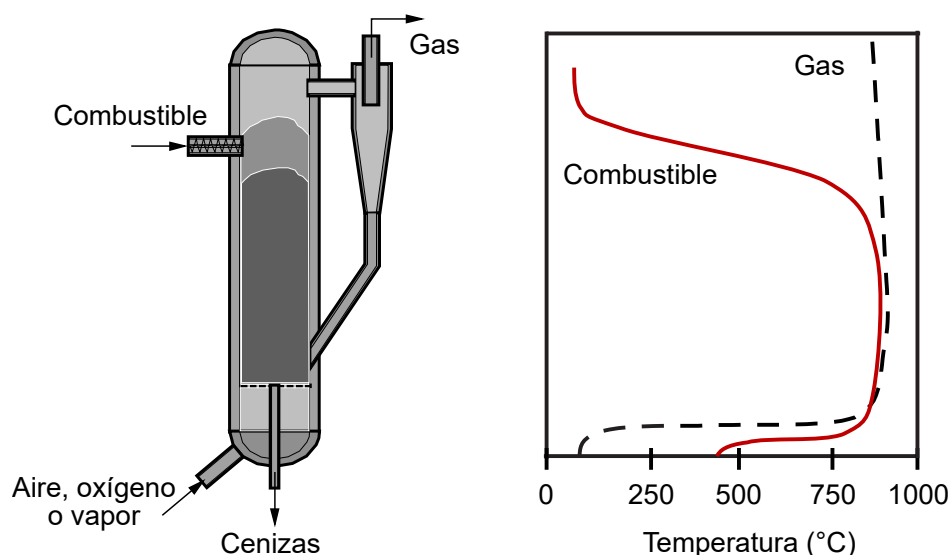


FIGURA 3.15: Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador de lecho fluidizado. FUENTE: Elaboración propia a partir de Kopiersperre y Basu [3].

Los reactores de lecho fluidizado son los únicos gasificadores con operación isotérmica del lecho [52]. La operación de los gasificadores de lecho fluidizado generalmente se lleva a cabo a temperaturas por debajo del punto de fusión de las cenizas para evitar la aglomeración de las cenizas y la escoria, lo que interrumpiría la fluidización del lecho [1]. De hecho, la fluidización inadecuada o desfluidización provocada por la aglomeración del lecho es un problema típico en los gasificadores de lecho fluidizado [28]. Para evitar la fusión y la aglomeración de cenizas, los gasificadores de lecho fluidizado suelen operar en el rango de temperatura de 800–1000 °C [3]. En particular, la temperatura del lecho generalmente se mantiene por debajo de 980 °C para la gasificación de carbón y por debajo de 900 °C para la gasificación de biomasa [3]. Debido a sus temperaturas de operación relativamente bajas [1, 3, 28], la gasificación de combustibles con alto

contenido de cenizas es a menudo posible sin que se produzcan problemas como la sinterización y la aglomeración de cenizas [52]. Además, debido a su funcionamiento a temperaturas más bajas que los gasificadores de lecho fijo, los gasificadores de lecho fluidizado son más adecuados para gasificar materias primas reactivas, como carbones de bajo rango y biomasa. El agente gasificante generalmente se suministra en dos etapas: la primera etapa para mantener la temperatura deseada del lecho y la segunda etapa, que se aporta sobre el lecho, para convertir cualquier partícula de carbón e hidrocarburos que no hayan reaccionado en gases combustibles útiles [3].

Debido a la elevada velocidad superficial del gas y la ausencia de una zona de oxidación definida, el gas producto de los gasificadores de lecho fluidizado contiene cantidades relativamente elevadas de partículas ($1\text{--}100\text{ g/Nm}^3$) y alquitrán ($1\text{--}30\text{ g/Nm}^3$) [26]. Por lo tanto, los gasificadores de lecho fluidizado presentan niveles de producción de alquitrán que se sitúan entre los de los gasificadores *downdraft* ($\sim 1\text{ g/Nm}^3$) y los gasificadores *updraft* ($\sim 50\text{ g/Nm}^3$), con un valor medio de alrededor de 10 g/Nm^3 [3]. Además de su producción de alquitrán relativamente alta, otro inconveniente notable de los lechos fluidizados para su uso con motores de combustión interna y turbinas de gas es su lento tiempo de respuesta, lo que plantea dificultades para la adaptación a los cambios de carga [11].

Existen dos tipos principales de gasificadores de lecho fluidizado de uso habitual en la actualidad: lecho fluidizado burbujeante y lecho fluidizado circulante [3, 28, 32], los cuales pueden llegar a alcanzar una potencia de 100 MW_t o incluso superior [3, 26]. La principal diferencia entre ambos radica en la hidrodinámica del lecho del gasificador, específicamente en la velocidad de fluidización, que es mucho mayor en los gasificadores de lecho fluidizado circulante ($3,5\text{--}5,5\text{ m/s}$) en comparación con los gasificadores de lecho fluidizado burbujeante ($0,5\text{--}1,0\text{ m/s}$) [3]. Además, hay investigaciones en curso sobre un tercer tipo de gasificador de lecho fluidizado, conocido como lecho de circulación interna, que combina características de diseño de los otros dos tipos [28]. Este tercer tipo está siendo estudiado a escala de planta piloto.

Para la generación de electricidad en plantas de gasificación de mediana a gran escala, los lechos fluidizados circulantes a presión atmosférica han sido la tecnología preferida, debido a que admiten una gran capacidad de procesamiento, son relativamente fáciles de escalar y aceptan una amplia variedad de calidades de combustible en términos de tamaño de las partículas y de propiedades de las cenizas [17]. Sin embargo, los gasificadores de lecho fluidizado burbujeante aún se utilizan para ciertas aplicaciones. Los gasificadores con aire son los preferidos para cogeneración, mientras que para otras aplicaciones más avanzadas se requiere la gasificación con oxígeno y, por lo tanto, una unidad de separación de aire [17]. Los sistemas presurizados se consideran para mayores capacidades en plantas de gasificación integrada en ciclo combinado (GICC) o en la producción de combustibles sintéticos, ya que la conversión final en estos casos se produce a presión [17]. Estas aplicaciones avanzadas exigen estrictos procesos de limpieza de gases.

3.3.2.1 Gasificadores de lecho fluidizado burbujeante

El gasificador de lecho fluidizado burbujeante, desarrollado originalmente por Fritz Winkler en 1921, es quizás la primera aplicación comercial del lecho fluidizado [3]. A lo largo de los años, ha sido testigo de un uso comercial generalizado en la gasificación del carbón y también se ha convertido en una opción popular para la gasificación de biomasa, con numerosos diseños de gasificadores de lecho fluidizado burbujeante desarrollados y operativos. Estos gasificadores están especialmente indicados para instalaciones de mediana escala ($< 25 \text{ MW}_t$), de ahí su prevalencia en proyectos de gasificación de biomasa [3]. Los gasificadores de lecho fluidizado burbujeante se pueden clasificar en dos tipos según su temperatura de operación: gasificadores de baja y alta temperatura. Del mismo modo, se pueden clasificar en dos tipos en función de su presión de operación: gasificadores a presión ambiental (atmosféricos) y gasificadores presurizados.

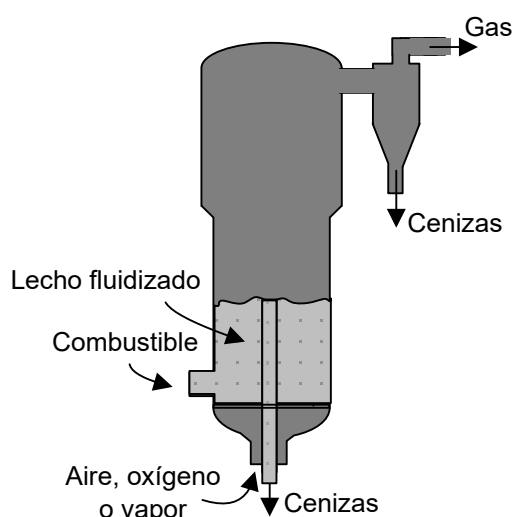


FIGURA 3.16: Esquema de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante.

FUENTE: Adaptado de Arauzo [36].

En un gasificador de lecho fluidizado burbujeante, el agente gasificante se suministra desde el fondo del reactor a través de una rejilla [24], como se ilustra en la Fig. 3.16. Encima de la rejilla, se coloca material de lecho fino y se mezcla con el combustible. A medida que las partículas sólidas se desplazan junto con el flujo de gas, se separan del gas en el ciclón y se recogen en el fondo del reactor de lecho fluidizado. La parte principal del proceso de conversión ocurre dentro de la región del lecho burbujeante, con una región menor para la conversión del alquitrán. Los gasificadores de lecho fluidizado burbujeante están diseñados para operar a velocidades muy bajas del gas fluidizante, generalmente por debajo de 1 m/s [24]. La temperatura del lecho se regula entre 700 y $900 \text{ }^{\circ}\text{C}$ mediante el control de la relación aire/combustible [28]. De hecho, los gasificadores de lecho fluidizado burbujeante pueden operar a una alta temperatura media de $850 \text{ }^{\circ}\text{C}$ [24], lo que favorece una mayor descomposición térmica de la materia prima. Sin embargo, el rendimiento de conversión de carbono de los gasificadores de lecho burbujeante tiende a ser menor en comparación con el de los

gasificadores de lecho fluidizado circulante debido al comportamiento pegajoso de las partículas de alimentación, lo que reduce la superficie de contacto entre las partículas [24].

3.3.2.2 Gasificadores de lecho fluidizado circulante

Los gasificadores de lecho fluidizado circulante se basan en el mecanismo de circulación continua del material del lecho entre el reactor y un separador ciclónico, lo que facilita la eliminación de cenizas del proceso de gasificación [28]. Estos gasificadores están diseñados para operar a velocidades de gas de fluidización comprendidas entre 3 y 10 m/s [24], que son lo suficientemente altas como para arrastrar grandes cantidades de sólidos con el gas producto en el lecho fluidizado circulante [52]. Como se muestra en la Fig. 3.17, los sólidos arrastrados mediante la elevada velocidad del gas fluidizante se recirculan de vuelta al lecho del reactor, para aumentar el rendimiento de conversión de carbono [52], que se había observado que era bastante bajo en el caso de gasificadores de lecho fluidizado burbujeante [24]. De hecho, se ha indicado que los gasificadores de lecho fluidizado circulante presentan, en términos energéticos, una mayor capacidad por unidad de área transversal del reactor que los gasificadores de lecho fluidizado burbujeante [24]. Los gasificadores de lecho fluidizado circulante están diseñados específicamente para operar en condiciones presurizadas para aumentar aún más la producción de gas [24]. Esta característica de diseño permite que los gases de salida se descarguen a la presión de operación de la turbina de gas sin necesidad de compresión posterior [28].

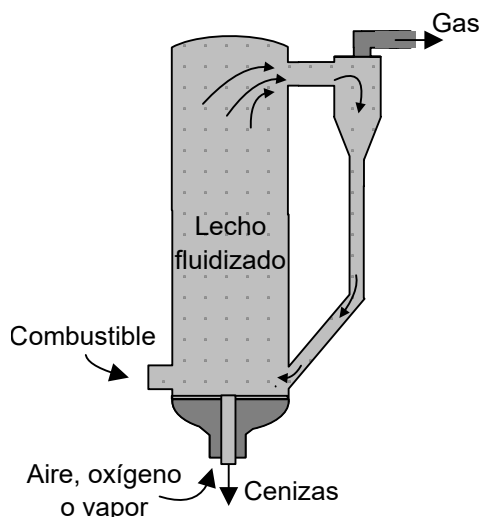


FIGURA 3.17: Esquema de un gasificador de lecho fluidizado circulante.

FUENTE: Adaptado de Arauzo [36].

Los gasificadores de lecho fluidizado circulante encuentran sus principales aplicaciones en industrias como la papelera, la cementera, o la generación de electricidad, entre otras [24, 52]. Se han instalado numerosos gasificadores comerciales de este tipo en diferentes países. Varios fabricantes en todo el mundo han desarrollado gasificadores de lecho fluidizado circulante que funcionan con el mismo principio y difieren principalmente en detalles de ingeniería [3].

3.3.3 Gasificadores de flujo arrastrado

Entre los diversos tipos de gasificadores, los gasificadores de flujo arrastrado han logrado un gran éxito y una amplia adopción, particularmente para la gasificación a gran escala de carbón, coque de petróleo y residuos de refinería [3]. Los gasificadores de flujo arrastrado son esencialmente reactores de flujo pistón en equicorriente [3], donde tanto el combustible en polvo (generalmente menos de $75\ \mu\text{m}$) como los agentes gasificantes se introducen desde la parte superior del gasificador [3, 23], como se ilustra en la Fig. 3.18. Los agentes gasificantes habitualmente son oxígeno o una combinación de oxígeno y vapor, y rara vez se usa aire [3]. La velocidad del flujo de gas a través del reactor es lo suficientemente rápida como para arrastrar todas las partículas de combustible [3, 23]. Para facilitar el proceso de alimentación al reactor, especialmente en condiciones de operación a presión, el combustible se puede mezclar con agua para formar una suspensión [3, 30]. Sin embargo, los gasificadores con alimentación de lodos requieren un volumen de reactor mayor para adaptarse a la evaporación de grandes cantidades de agua mezclada con el combustible [3]. Se suele utilizar alimentación neumática para inyectar combustibles sólidos en polvo presurizados, mientras que los lodos se atomizan y luego se alimentan como combustible sólido pulverizado [30].

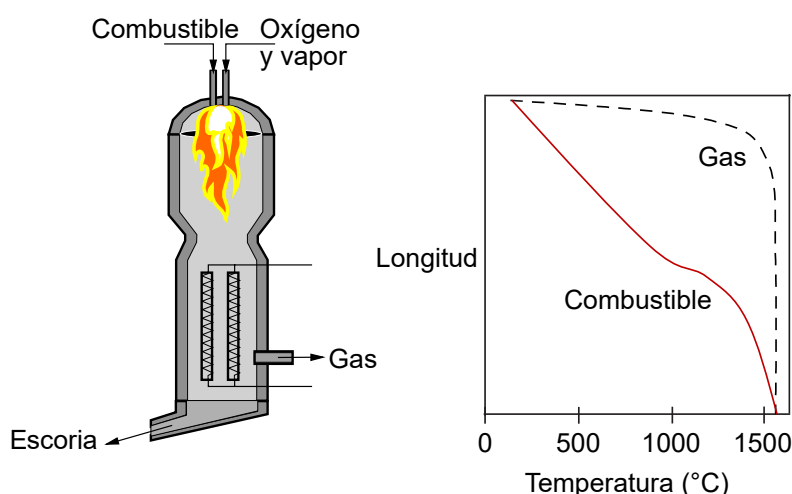


FIGURA 3.18: Esquema y gradiente de temperatura a lo largo de la altura de un gasificador de flujo arrastrado. FUENTE: Elaboración propia a partir de Kopiersperre y Basu [3].

Los gasificadores de flujo arrastrado operan a temperaturas que superan los $1000\ ^\circ\text{C}$ [3], generalmente alrededor de $1200\text{--}1600\ ^\circ\text{C}$ [23, 30, 52], y a presiones de entre $20\text{--}80\ \text{bar}$ [3, 23], con un tiempo de residencia muy corto de tan solo unos segundos [3, 20]. Sin embargo, esta operación a alta temperatura presenta desafíos para la selección de materiales [23, 52], así como problemas de fusión de cenizas dentro del gasificador [20, 52]. Aunque el rendimiento de conversión de este tipo de gasificador es muy cercano al 100% [3, 20], su aplicabilidad es limitada debido a la necesidad de partículas de combustible muy pequeñas [20]. De hecho, debido al corto tiempo de residencia en los reactores de flujo arrastrado, el combustible debe molerse finamente, lo que dificulta, especialmente para la biomasa fibrosa [3], lograr el tamaño

de alimentación adecuado [23]. En consecuencia, la gasificación de flujo arrastrado no es una opción favorable para la biomasa debido a las dificultades que plantea triturar la biomasa fibrosa en partículas tan finas [3]. Además, los gasificadores de flujo arrastrado necesitan que la ceniza esté en estado fundido, que finalmente se descarga como escoria. Para la biomasa que contiene un alto contenido de CaO y un bajo contenido de metales alcalinos (Na, K), el punto de fusión de las cenizas es elevado, lo que exige un mayor aporte de oxígeno para lograr la temperatura de combustión necesaria [3]. Por otro lado, la biomasa con alto contenido de álcali presenta un punto de fusión de cenizas mucho más bajo, de modo que permite una reducción del oxígeno requerido para alcanzar el punto de fusión [3]. Sin embargo, la ceniza fundida de la biomasa es altamente corrosiva, lo que reduce significativamente la vida útil del revestimiento metálico o refractario del gasificador [3]. Debido a las limitaciones previamente mencionadas, los reactores de flujo arrastrado no constituyen la opción preferida para la gasificación de biomasa [3]. Sin embargo, poseen la ventaja de destruir eficientemente el alquitrán, que abunda en la biomasa y representa un problema importante durante la gasificación de la misma [3, 52]. Una ventaja adicional de los gasificadores de flujo arrastrado es el bajo contenido de metano en el gas producto, lo que los hace muy adecuados para la producción de gas de síntesis [3].

El diseño de gasificadores de flujo arrastrado se puede clasificar en dos grandes grupos: flujo descendente de alimentación superior y flujo ascendente de alimentación lateral [3]. Los gasificadores de alimentación superior utilizan un reactor cilíndrico vertical hacia donde se inyectan el combustible pulverizado (biomasa o carbón) y los agentes gasificantes desde la parte superior. Por el contrario, en los gasificadores de alimentación lateral, el combustible en polvo se inyecta a través de boquillas horizontales colocadas una frente a la otra en la sección inferior del reactor, mientras que el gas producto se dirige hacia arriba y sale por la parte superior.

3.3.4 Gasificadores de plasma

La gasificación por plasma utiliza una corriente de gas ionizado a alta temperatura denominada «plasma» para gasificar una matriz orgánica [30], lo que la hace especialmente adecuada para el tratamiento de residuos sólidos urbanos (RSU) y otros materiales de desecho [3, 27]. Como se muestra en la Fig. 3.19, en el centro del proceso de gasificación por plasma se encuentra un dispositivo denominado «antorcha de plasma», que genera un intenso arco eléctrico entre dos electrodos separados dentro de un reactor sellado, a través del cual fluye un agente oxidante (aire, oxígeno y/o vapor) [3]. Normalmente se utilizan electrodos de cobre para producir el arco eléctrico, aunque también se pueden usar electrodos de carbono [30]. En ausencia de un agente oxidante, este proceso a veces se conoce como «pirólisis de plasma» [3], ya que implica la desintegración térmica en fragmentos de materiales carbonosos dentro de un ambiente en ausencia de oxígeno.

Aunque el arco eléctrico en la gasificación por plasma puede alcanzar temperaturas

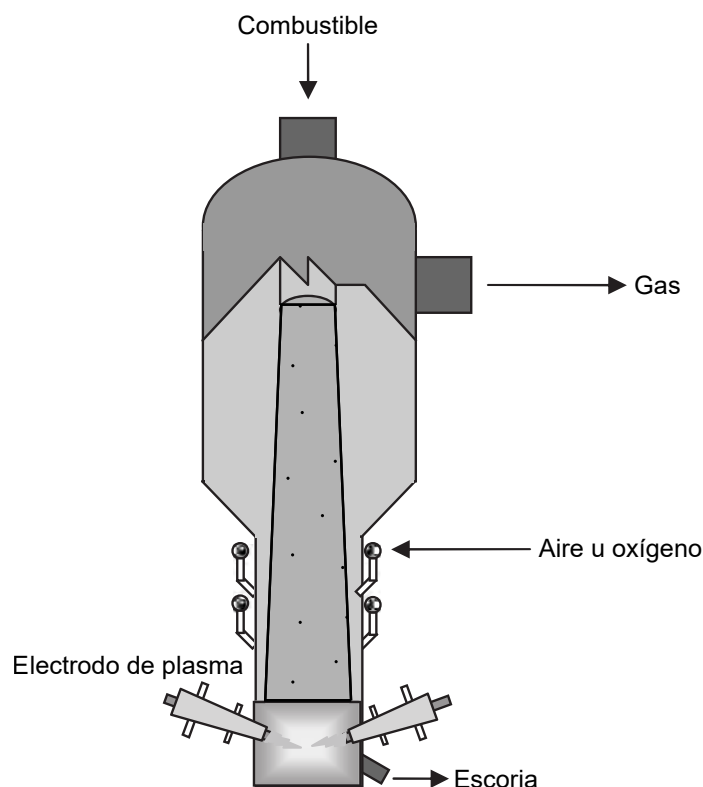


FIGURA 3.19: Esquema de un gasificador de plasma. FUENTE: Adaptado de Basu [3].

extremadamente altas (alrededor de $13\,000\text{ }^{\circ}\text{C}$), la temperatura aguas abajo, donde los productos de desecho entran en contacto con él, es mucho más baja ($2700\text{--}4500\text{ }^{\circ}\text{C}$) [3]. Sin embargo, esta temperatura aún es lo suficientemente elevada como para descomponer los hidrocarburos complejos en gases más simples como CO y H_2 [27]. En un reactor de plasma típico, las temperaturas excepcionalmente altas provocan el craqueo del alquitrán y la destrucción de sustancias nocivas como las dioxinas y los furanos [3]. Sin embargo, las elevadas temperaturas de operación de los gasificadores de plasma requieren un consumo de electricidad exorbitante para la antorcha de plasma ($1200\text{--}2500\text{ MJ/tonelada de residuo}$) [27, 85], y también exigen materiales avanzados y componentes refractarios para el reactor, con costes de capital desmesurados, que pueden superar los $10\,000\text{ €/kW}$ [27], lo cual supone un gran inconveniente para su comercialización.

El gas producto resultante de la gasificación por plasma generalmente presenta un contenido energético moderadamente alto ($12\text{--}15\text{ MJ/Nm}^3$) [27], y finalmente sale del gasificador a temperaturas muy elevadas ($1000\text{--}1200\text{ }^{\circ}\text{C}$) [3]. Simultáneamente, todos los componentes inorgánicos (p. ej., vidrio, metales, silicatos y metales pesados) se funden formando una sustancia basáltica similar a la lava, que se solidifica en una escoria inerte tras enfriarse. El proceso de gasificación por plasma produce una escoria vitrificada, completamente inerte y no lixiviable, que contiene metales pesados [30]. Estos productos de desecho no lixiviables se pueden recuperar y utilizar directamente como materiales de construcción [30].

Debido a las altas temperaturas y a la presencia de cloro en los residuos, la durabilidad del revestimiento refractario del reactor se convierte en una preocupación en la gasificación por plasma [3]. Sin embargo, una ventaja notable de la gasificación por plasma es que permanece relativamente inafectada por la calidad de la materia prima [3]. Esto se debe al uso de una fuente energética independiente alimentada por electricidad en lugar de depender de la combustión parcial del producto de la gasificación.

Las tecnologías de plasma para el tratamiento térmico de materiales orgánicos presentan dos aplicaciones principales [30], como se indica a continuación:

1. Aplicación directa sobre el material sólido a tratar, cuando el objetivo principal sea la descomposición térmica [30]. La aplicación del plasma directamente a la matriz permite controlar la temperatura del proceso, independientemente de las fluctuaciones en la calidad de la materia prima o del agente gasificante. Este enfoque puede adaptarse a una amplia variación de caudales, contenidos de humedad, tamaño y composición elemental del material de residuo a tratar.
2. Aplicación al gas producido por un proceso de gasificación aguas arriba, cuando el objetivo principal sea maximizar la producción de un gas de síntesis con un alto contenido de componentes ligeros y eliminar el alquitrán inicialmente presente [30]. En este caso, el proceso de plasma actúa como una etapa de limpieza del gas de síntesis sin alterar su contenido energético.

3.4 Modelado de procesos de gasificación

La gasificación es un proceso complejo con numerosas especies y reacciones químicas, procesos de transferencia de calor y masa y cambios de presión que transcurren simultáneamente [33]. En las últimas décadas, se han propuesto varios modelos matemáticos y computacionales para explicar y comprender mejor los procesos de gasificación [29, 33]. Estos modelos pretenden predecir el comportamiento y el rendimiento de un gasificador, así como evaluar la influencia de diferentes parámetros de operación (temperatura, presión, dosado relativo, etc.) sobre la composición y poder calorífico del gas producto. Los modelos de gasificación permiten abordar el diseño, simulación y optimización de equipos de proceso con gran fiabilidad, suficiente precisión y bajo coste. Los modelos desarrollados también permiten detectar las limitaciones del sistema y las condiciones de operación no deseadas, lo cual podría contribuir a proteger los equipos de la exposición a riesgos [86]. Tras el desarrollo del modelo, este debería ser verificado y validado con datos reales basados en la experimentación. Debido a la gran variedad de tecnologías de gasificación, tipos de gasificadores y composiciones de las materias primas, no existe un modelo universal capaz de representar todos los procesos existentes, sino que se han propuesto y desarrollado varios modelos de acuerdo con su finalidad.

Los modelos matemáticos proporcionan una representación fiable de los fenómenos físicos y químicos involucrados en los procesos de gasificación. La complejidad numérica y el largo tiempo requerido para la resolución de un modelo riguroso pueden simplificarse mediante la formulación de hipótesis en condiciones específicas de operación, obteniéndose modelos semiempíricos razonables y manejables. Estos modelos se pueden clasificar en cuatro grupos: modelos de equilibrio termodinámico, modelos cinéticos, modelos de inteligencia artificial (IA) y modelos de fluidodinámica computacional (CFD, por sus siglas en inglés de *computational fluid dynamics*) [3, 20, 28, 29, 32, 33, 64, 86]. La literatura científica respalda esta clasificación como un marco generalmente aceptado, aunque puede haber algunas variaciones en los enfoques de modelado.

3.4.1 Modelos de equilibrio termodinámico

Los modelos de equilibrio termodinámico predicen el rendimiento máximo alcanzable de un producto deseado en un sistema de reacción [29, 32, 86]. Son muy utilizados para el diseño, evaluación y mejora de los procesos de gasificación, ya que proporcionan los límites termodinámicos del sistema [87]. Aunque es posible que no se logre completamente el equilibrio termodinámico dentro del gasificador, los modelos de equilibrio proporcionan una predicción razonable de la composición final del gas producto. Los modelos de equilibrio termodinámico se conocen como modelos de dimensión cero o cerodimensionales, ya que los cálculos de equilibrio son independientes del tiempo requerido para alcanzar el régimen de estado estacionario y del tamaño y geometría del gasificador, siendo adecuados para evaluaciones preliminares sobre la influencia de los parámetros de operación del proceso [20, 29, 64].

El equilibrio termodinámico rara vez se alcanza a temperaturas de gasificación inferiores a 800 °C, ya que el tiempo de residencia y/o las condiciones de mezclado suelen ser insuficientes [64, 88]. Como consecuencia, estos modelos tienden a sobreestimar las concentraciones de hidrógeno y monóxido de carbono, y a subestimar la concentración de metano y otros hidrocarburos más pesados, que generalmente se predicen como nulas. Por lo tanto, la composición real y la producción específica de gas solo pueden predecirse con precisión mediante un modelo de proceso adecuado que tenga en cuenta la cinética de reacción [33]. No obstante, los modelos de equilibrio termodinámico se consideran un enfoque menos intensivo computacionalmente y bastante preciso para predecir el comportamiento de los gasificadores *downdraft* [33, 88], debido a las elevadas temperaturas alcanzadas en la zona de reacción (normalmente por encima de 1000 °C) y al tiempo de residencia del gas suficientemente prolongado. De hecho, los modelos de equilibrio se utilizan habitualmente para evitar la complejidad de la cinética de reacción y la hidrodinámica en los gasificadores *downdraft*, demostrando suficiente fiabilidad para evaluaciones preliminares sobre la influencia de los parámetros operativos del proceso a bajo coste computacional. Sin embargo, cabe señalar que los modelos de equilibrio termodinámico no se pueden utilizar para el diseño de reactores [64].

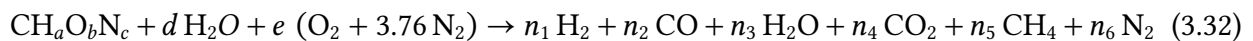
Existen dos enfoques para los modelos de equilibrio termodinámico: estequiométrico y no estequiométrico [3, 28, 29, 33, 64, 86, 89]. Los modelos estequiométricos requieren un mecanismo de reacción claramente definido, que incorpore las constantes de equilibrio de todas las reacciones químicas involucradas en el proceso de gasificación [3, 29, 33]. Los modelos no estequiométricos, en cambio, no requieren la especificación del mecanismo de reacción, ya que se basan únicamente en la minimización de la energía libre de Gibbs, con restricciones en los balances de masa de las diferentes especies químicas [3, 90].

3.4.1.1 Modelos de equilibrio termodinámico estequiométrico

El enfoque de modelado de equilibrio termodinámico estequiométrico requiere un mecanismo de reacción bien definido que incluya todas las reacciones químicas y especies involucradas [3, 29, 64].

Los modelos estequiométricos se basan en constantes de equilibrio. Dentro de este enfoque de modelado, se identifican las reacciones químicas específicas y se utilizan para estimar la composición de la mezcla final de gases. Si bien se incorporan algunas de las reacciones más importantes en este enfoque, se descartan ciertas reacciones. Como consecuencia, pueden surgir imprecisiones en las predicciones con el modelo desarrollado.

En los modelos de equilibrio termodinámico estequiométrico, la reacción global de gasificación de una materia prima que contiene carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno utilizando aire (u oxígeno) como agente gasificante se puede representar mediante la Ec. (3.32) [3, 64, 86, 91-93].



donde $\text{CH}_a\text{O}_b\text{N}_c$ es la fórmula química de la materia prima; a , b y c son las relaciones molares (H/C , O/C y N/C) determinadas a partir del análisis elemental de la materia prima, y $n_1, \dots, n_6$ son coeficientes estequiométricos. Los coeficientes d y e son valores conocidos que representan el contenido de humedad de la materia prima y el caudal de aire entrante al gasificador, respectivamente. Así, con d y e como parámetros de entrada, el número total de incógnitas en la Ec. (3.32) asciende a seis [64, 86, 91, 93]. Para simplificar el modelo de equilibrio, se supone que no hay carbono sin convertir en los productos y que no se forman hidrocarburos distintos al metano. Esta suposición no introduce desviaciones significativas, ya que no se esperan hidrocarburos más pesados en el equilibrio, especialmente a altas temperaturas. El balance atómico de carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno proporciona:

$$\text{C: } n_2 + n_3 + n_5 = 1 \quad (3.33)$$

$$\text{H: } 2n_1 + 2n_3 + 4n_5 = a + 2d \quad (3.34)$$

$$\text{O: } n_2 + n_3 + 2 n_4 = b + d + 2 e \quad (3.35)$$

$$\text{N: } 2 n_6 = c + 7.52 e \quad (3.36)$$

El proceso de gasificación consta de varias reacciones principales (ver la Tabla 3.1), entre las que se incluyen las reacciones de Boudouard (R1), gasificación con vapor (R2), hidrogasificación (R4) y desplazamiento del gas de agua (R10) [3]. La reacción de desplazamiento del gas de agua (R10) se puede expresar como una combinación lineal de las reacciones de gasificación con vapor y de Boudouard, por lo que solo se considera aquí el equilibrio de las reacciones R4 y R10. Las constantes de equilibrio en términos de fracciones molares (K_y) para las reacciones R4 y R10 proporcionan dos ecuaciones adicionales para hallar los coeficientes estequiométricos [64, 91-94].

$$\text{R4: } K_{y_4} = \frac{y_{\text{CH}_4}}{y_{\text{H}_2}^2} = \frac{n_5 (n_1 + n_2 + n_3 + n_4 + n_5 + n_6)}{n_1^2} \quad (3.37)$$

$$\text{R10: } K_{y_{10}} = \frac{y_{\text{CO}_2} y_{\text{H}_2}}{y_{\text{CO}} y_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{n_1 n_3}{n_2 n_4} \quad (3.38)$$

donde y_i representa la fracción molar de la especie i en la mezcla de gases (CO , H_2 , H_2O y CO_2). Las constantes de equilibrio de las reacciones R4 y R10 también se pueden proporcionar en términos de presiones parciales (K_p) para una presión de operación dada en el gasificador (p), de la siguiente manera:

$$\text{R4: } K_{p_4} = \frac{p_{\text{CH}_4}}{p_{\text{H}_2}^2} = \frac{y_{\text{CH}_4}}{y_{\text{H}_2}^2} p^{-1} = K_{y_4} p^{-1} \quad (3.39)$$

$$\text{R10: } K_{p_{10}} = \frac{p_{\text{CO}_2} p_{\text{H}_2}}{p_{\text{CO}} p_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{y_{\text{CO}_2} y_{\text{H}_2}}{y_{\text{CO}} y_{\text{H}_2\text{O}}} = K_{y_{10}} \quad (3.40)$$

donde p_i es la presión parcial de la especie i en la mezcla de gases. La expresión general de las constantes de equilibrio en términos de presiones parciales (K_{p_i}) para cualquier reacción que transcurra en el gasificador se indica en la Ec. (3.41) [64, 86, 92, 94].

$$K_{p_i} = \prod_i (y_i)^{v_i} \left(\frac{p}{p_a} \right)^{\sum_i v_i} \quad (3.41)$$

donde v_i es el coeficiente estequiométrico (positivo para productos y negativo para reactivos), y p_a es la presión ambiental estándar.

La constante de equilibrio (K) de una reacción que transcurre a una temperatura específica (T) se puede determinar en función del cambio en la energía libre de Gibbs [92, 94].

$$K = -\frac{\Delta G}{RT} \quad (3.42)$$

donde ΔG es la variación en la energía libre de Gibbs para una reacción de equilibrio dada, R es la constante universal de los gases y T es la temperatura de reacción. El cambio en la energía libre de Gibbs a una temperatura dada (T) se puede determinar en función del cambio de entalpía (ΔH) y el cambio de entropía (ΔS), de la siguiente manera:

$$\Delta G = \Delta H + T \Delta S \quad (3.43)$$

Los cambios de entalpía y entropía a una temperatura determinada se pueden obtener de las tablas termoquímicas de NIST-JANAF [3]. Un enfoque alternativo consiste en expresar la función de Gibbs y la entalpía de formación en términos de la temperatura, el calor de formación en el estado de referencia y una serie de coeficientes empíricos [3, 64, 86, 94].

Los conjuntos de ecuaciones estequiométricas y de equilibrio en las Ecs. (3.33)–(3.38) pueden resolverse simultáneamente para hallar los coeficientes estequiométricos ($n_1, \dots, n_6$) y, en consecuencia, la composición del gas producto para la condición de equilibrio termodinámico a una temperatura de reacción dada (T) [3]. Por lo tanto, al resolver las seis ecuaciones, se pueden determinar los valores de las seis incógnitas ($n_1, \dots, n_6$), que proporcionan la producción y la composición del gas producto de la reacción de gasificación global para una relación aire/vapor–combustible en particular. Este enfoque se basa en la ruta de reacción simplificada y en la fórmula química de la materia prima [3]. Sin embargo, su complejidad aumenta cuanto mayor sea el número de ecuaciones consideradas.

3.4.1.2 Modelos de equilibrio termodinámico no estequiométrico

En los modelos de equilibrio termodinámico no estequiométrico, no se requiere conocimiento de ningún mecanismo de reacción en particular [3]. En cualquier sistema de reacción, la condición de equilibrio se cumple cuando el sistema ha alcanzado su composición más estable, lo que significa que la entropía del sistema se maximiza, mientras que su energía libre de Gibbs se minimiza [64, 88]. Este enfoque de modelado es más complejo, pero también más ventajoso, ya que no se requiere la identificación y consideración de todas las posibles reacciones químicas [33]. La única entrada que debe especificarse en este enfoque de modelado es la composición elemental de la materia prima que se pretende procesar [3, 29]. Los modelos no estequiométricos son particularmente adecuados cuando no se conoce la fórmula química exacta de la materia prima, así como todas las posibles reacciones que pueden transcurrir en el sistema.

Los modelos de equilibrio no estequiométrico se basan en la minimización de la energía libre de Gibbs del sistema [86, 93, 95, 96]. La energía libre de Gibbs total G para un proceso de gasificación que consta de N especies ($i = 1, \dots, N$) se define como:

$$G = \sum_{i=1}^N n_i \mu_i \quad (3.44)$$

donde n_i es el número de moles de la especie i y μ_i es el potencial químico de la especie i . El potencial químico μ_i de la especie i puede expresarse como:

$$\mu_i = G_i^0 + RT \ln \frac{f_i}{f_i^0} \quad (3.45)$$

donde el superíndice $(^0)$ denota una magnitud termodinámica estándar y f_i es la fugacidad de la especie i . En términos de presión, la expresión del potencial químico μ_i viene dada por:

$$\mu_i = G_i^0 + RT \ln \frac{\varphi p_i}{p_i^0} \quad (3.46)$$

donde φ es el coeficiente de fugacidad. Si se supone que todos los gases son ideales a la presión atmosférica, entonces:

$$\mu_i = \Delta G_{f,i}^0 + RT \ln y_i \quad (3.47)$$

donde y_i es la fracción molar de la especie i o, dicho de otro modo, la relación entre n_i y el número total de moles en el sistema,

$$y_i = \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} \quad (3.48)$$

y $\Delta G_{f,i}^0$ es la energía libre de Gibbs estándar de formación de la especie i , que se establece igual a cero si la especie es un elemento puro. Por lo tanto, reemplazando las Ecs. (3.47)–(3.48) en la Ec. (3.44), la energía libre de Gibbs total del sistema se puede reescribir de la siguiente manera:

$$G = \sum_{i=1}^N n_i \left(\Delta G_{f,i}^0 + RT \ln \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} \right) \quad (3.49)$$

El problema consiste en hallar los valores de n_i que minimicen la siguiente función objetivo:

$$\min_{n_i} G = \sum_{i=1}^N n_i \left(\Delta G_{f,i}^0 + RT \ln \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} \right) \quad (3.50)$$

El método más adecuado para resolver este problema son los multiplicadores de Lagrange. Sin embargo, los n_i moles no son independientes, ya que deben cumplir con el balance molar de átomos dado por la restricción:

$$\sum_{i=1}^N a_{ij}n_i = A_j, \quad j = 1, 2, 3, \dots, k \quad (3.51)$$

donde $a_{i,j}$ es el número de átomos del elemento j -ésimo en la especie i -ésima, y A_j es el número total de átomos del elemento j que entran al gasificador. La función lagrangiana (L) se forma de la siguiente manera:

$$L = G - \sum_{j=1}^k \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{ij}n_i - A_j \right) \quad (3.52)$$

Las derivadas parciales con respecto a n_i se igualan a cero para hallar el punto mínimo.

$$\left(\frac{\partial L}{\partial n_i} \right) = 0 \quad (3.53)$$

Sustituyendo el valor de G de la Ec. (3.49) en la Ec. (3.52) y aplicando la derivada parcial de la función lagrangiana según la Ec. (3.53), la expresión final que minimiza la energía libre de Gibbs del sistema es la siguiente [3, 64, 86]:

$$\left(\frac{\partial L}{\partial n_i} \right) = \frac{\Delta G_{f,i}^0}{RT} + \sum_{i=1}^N \ln \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} + \frac{1}{RT} \sum_{j=1}^k \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{ij}n_i \right) = 0 \quad (3.54)$$

El conjunto resultante de N ecuaciones junto con k balances atómicos permite determinar los N valores de n_i en equilibrio y los k multiplicadores de Lagrange λ_j . Este sistema de ecuaciones no lineales se resuelve mediante técnicas iterativas, como el método de Newton–Raphson [88].

3.4.1.3 Modelos de equilibrio termodinámico modificado

Las predicciones de los modelos de equilibrio termodinámico a menudo se consideran como orientativas, especialmente para altas temperaturas (superiores a 800 °C), y proporcionan información valiosa para diversas aplicaciones de ingeniería al determinar la conversión máxima que se puede lograr en condiciones de reacción específicas [93]. Aunque los enfoques de equilibrio puro son relativamente fáciles de implementar y generalmente convergen rápidamente, presentan limitaciones termodinámicas inherentes [33]. En la práctica, las condiciones de equilibrio pueden no alcanzarse por completo a temperaturas relativamente bajas (por debajo de 800 °C) [93], lo que da lugar a discrepancias entre las predicciones termodinámicas y los datos experimentales debido a factores de no equilibrio presentes en el reactor [97]. Entre las desviaciones más comunes, cabe destacar la subestimación de las concentraciones de metano y dióxido de carbono y la sobreestimación de las concentraciones de monóxido de carbono e hidrógeno en el gas producto [93, 94, 98]. Además, durante la

gasificación se forman cantidades significativas de alquitrán, carbón, amoníaco e hidrocarburos ligeros, que no se tienen en cuenta en los modelos de equilibrio termodinámico puro [93].

Se han explorado varios enfoques para abordar las discrepancias entre las predicciones de equilibrio termodinámico y los datos experimentales [93, 94, 98]. Uno de los enfoques más habituales para mejorar su precisión se basa en modificar los modelos de equilibrio termodinámico para incorporar parámetros empíricos o correlaciones basadas en la experimentación [33]. Los factores de corrección pueden tomar varias formas, desde simples constantes [92, 99, 100] hasta funciones más complejas que contemplan parámetros como el dosado relativo [101-103], la temperatura de gasificación [101] y la temperatura de equilibrio [101, 104]. Los factores de corrección más simples se determinan empíricamente a través de prueba y error en varios modelos enfocados en predecir la composición del gas producto para un tipo de reactor específico [93]. Sin embargo, este enfoque empírico restringe su aplicabilidad general a otros tipos de gasificadores [93]. Aunque estas modificaciones pueden aumentar la precisión de las predicciones del modelo, la falta de correlación con las condiciones específicas de gasificación hace que estos modelos sean menos fiables [93]. Los factores de corrección más sofisticados utilizan algoritmos informáticos para minimizar los errores y, por lo general, son más complejos que las simples constantes [93].

En general, los modelos de equilibrio termodinámico estequiométrico proporcionan más oportunidades que los modelos no estequiométricos para la introducción de factores específicos y ajustes empíricos para corregir los aspectos específicos del gasificador real que se alejan del equilibrio ideal [87, 94]. Estos modelos se denominan modelos de cuasiequilibrio porque utilizan factores multiplicadores derivados de datos experimentales para alterar el punto de equilibrio de las reacciones, abordando el problema de las predicciones de un contenido de metano más bajo y de hidrógeno más alto que el observado en los resultados experimentales [94]. Los enfoques para modificar los modelos de equilibrio termodinámico no estequiométrico para obtener resultados más precisos son diferentes [93]. Como estos modelos carecen de conjuntos de reacciones químicas, las restricciones se aplican a especies de productos específicos en lugar de a las reacciones químicas [93]. Para mejorar las capacidades de predicción, a menudo se introducen restricciones globales, como el rendimiento de conversión de carbono, el rendimiento de la gasificación, las pérdidas de calor, la producción de metano y la producción de alquitrán [93]. El rendimiento de conversión de carbono se suele definir como una fracción fija del contenido de carbono en la materia prima. Asimismo, las pérdidas de calor se suelen considerar como una fracción fija del flujo de energía química en la materia prima [93, 94]. Para mejorar la concordancia con los datos experimentales de producción de metano, las modificaciones comúnmente utilizadas en los modelos de equilibrio termodinámico se basan en fijar la fracción molar de metano en los productos de gasificación [94], aunque otra posibilidad para los modelos estequiométricos consiste en aplicar factores de corrección que escalan las constantes de equilibrio para la formación de metano, la reacción del gas de agua homogénea y

las reacciones de reformado del metano [93]. Prácticamente en todos los modelos de equilibrio termodinámico, la producción de alquitrán se ignora o se modela asumiendo diferentes formas, que van desde una simple fracción másica hasta correlaciones empíricas complejas [93, 94]. Además, aunque una muestra de alquitrán contiene cientos de especies químicas [93], con frecuencia no se incluye en los cálculos de equilibrio termodinámico o se modela como un compuesto inerte (p. ej., benceno, fenol y/o naftaleno) durante todo el proceso de gasificación utilizando funciones de temperatura empíricas [98, 105], en las que no se consideran las reacciones de craqueo y reducción del alquitrán [106].

Una vez que se ha propuesto un modelo modificado, es esencial validar su precisión con datos experimentales [94]. Para este propósito, es práctica común comparar la composición estimada del gas producto con mediciones experimentales. Los datos experimentales pueden recopilarse de una instalación experimental disponible u obtenerse de resultados de investigación publicados previamente. Para evaluar el rendimiento del modelo modificado, se utiliza habitualmente la raíz del error cuadrático medio (RECM) como métrica [94], como se indica en la Ec. (3.55).

$$\text{RECM} = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^N (x_{\text{exp},j} - x_{\text{mod},j})^2}{N}} \quad (3.55)$$

donde x_{exp} denota los valores de los resultados experimentales, x_{mod} denota los valores estimados por el modelo y N representa el número total de datos [94]. Este proceso de comparación y evaluación de errores permite determinar en qué medida el modelo modificado se ajusta a las observaciones experimentales.

3.4.1.4 Modelado de equilibrio termodinámico en el simulador de procesos Aspen Plus

Aspen Plus es posiblemente el simulador más utilizado en la literatura para el modelado de equilibrio termodinámico de gasificadores [64, 98]. Aspen Plus (Advanced System for Process Engineering) es un software de optimización utilizado tanto para la simulación como para la optimización de procesos químicos, desarrollado originalmente por Aspen Technology Inc. (AspenTech) como un proyecto de investigación conjunto entre el Instituto Tecnológico de Massachusetts (MIT) y el Departamento de Energía de EE. UU. [28, 41].

Las capacidades del simulador de procesos Aspen Plus se basan en balances de masa y energía, así como en datos de equilibrio de fase, respaldados por una extensa base de datos de compuestos químicos y métodos de estimación de propiedades [29, 90, 98]. Dentro del entorno de diseño de Aspen Plus, un diagrama de flujo de proceso integral está constituido por una serie de módulos interconectados a través de flujos de masa y calor [64]. El programa sigue un enfoque de simulación modular secuencial y orientado a ecuaciones [28, 90], mediante el cual resuelve el esquema del proceso módulo por módulo, calculando las propiedades de la corriente de salida a partir de las propiedades de la corriente de entrada para cada bloque [28]. Por lo

tanto, las propiedades de las corrientes de salida de cada módulo dependen únicamente de las propiedades de sus corrientes de entrada [64]. Además de Aspen Plus, existen otras opciones para la simulación en estado estacionario cerodimensional de procesos de gasificación, como Aspen HYSYS, ChemCad, Cycle-Tempo, DWSIM, Petronas Icon, PRO/II, UniSim, etc. Sin embargo, una de las principales ventajas de Aspen Plus radica en su alta flexibilidad con respecto a diferentes configuraciones de procesos [106], así como su capacidad para analizar cada unidad de forma independiente [64]. De hecho, una ventaja significativa de Aspen Plus sobre otros simuladores de procesos es su alto grado de flexibilidad en el manejo de materiales sólidos de naturaleza heterogénea, así como la opción de insertar instrucciones personalizadas en código Fortran [29, 64]. Estas capacidades permiten la optimización de diversas condiciones operativas y la determinación de las limitaciones del proceso bajo estas condiciones [106].

En Aspen Plus, los componentes se pueden clasificar y etiquetar como convencionales o no convencionales [64, 90, 98]. Los componentes que se pueden representar con precisión mediante sus fórmulas químicas, como C, S, O₂, H₂, N₂, H₂O, CO, CO₂, CH₄, NH₃, H₂S y otros similares se consideran convencionales. Por el contrario, las materias primas sólidas de naturaleza heterogénea como la biomasa, los residuos sólidos urbanos (RSU), el carbón y las cenizas se consideran no convencionales y deben definirse y caracterizarse en términos de sus análisis elemental, inmediato y de azufre a través de los atributos de sus componentes [28, 89, 90, 98, 106]. El calor de combustión, la entalpía de formación y la densidad de estos componentes no convencionales se estiman a partir de sus análisis elemental e inmediato mediante los modelos HCOALGEN y DCOALIGT [41, 90, 98, 106, 107]. Ambos modelos se desarrollaron originalmente para el carbón, pero se han validado experimentalmente para la biomasa con una aproximación razonablemente buena. El modelo HCOALGEN incluye diferentes correlaciones empíricas para estimar el calor de combustión, la entalpía de formación y el calor específico; mientras que el modelo DCOALIGT se basa en correlaciones empíricas del Institute of Gas Technology (IGT) para estimar la densidad [41]. El calor de combustión en el modelo HCOALGEN es un poder calorífico superior en base seca y libre de cenizas, que puede ser especificado por el usuario o estimado automáticamente a través de correlaciones empíricas [41]. Además de la opción de introducir un valor especificado por el usuario, las siguientes cinco correlaciones empíricas están disponibles para la estimación del calor de combustión: correlación de Boie, correlación de Dulong, correlación de Grummel y Davis, correlación de Mott y Spooner y correlación del IGT [41, 106].

En Aspen Plus se utilizan las clases de corrientes para definir la estructura de las corrientes en la simulación [107]. Para la mayoría de las simulaciones, la clase de corriente predeterminada es CONVEN, que contiene una sola subcorriente denominada MIXED. Todos los componentes de la subcorriente MIXED participan en el equilibrio de fase durante los cálculos instantáneos [107]. Sin embargo, en simulaciones que contemplan sólidos inertes, se deben incorporar subcorrientes adicionales [107]. Aspen Plus incluye otros dos tipos de subcorrientes: CISOLID (sólido inerte

convencional) para sólidos homogéneos con un peso molecular definido y NC (no convencional) para sólidos heterogéneos sin un peso molecular definido [107]. Las subcorrientes CISOLID y NC proporcionan la opción de incluir una distribución de tamaño de partículas.

La selección del método de estimación de propiedades depende de los requisitos específicos del proceso que se pretende modelar. Los métodos más utilizados para modelar los procesos de gasificación son la ecuación de estado de los gases ideales (IDEAL), la ecuación de estado cúbica de Peng–Robinson (PENG-ROB), la ecuación de estado cúbica de Peng–Robinson con la función alfa de Boston–Mathias (PR-BM), la ecuación de estado cúbica de Redlich–Kwong–Soave (RKS), y la ecuación cúbica de estado de Redlich–Kwong–Soave con la función alfa de Boston–Mathias (RKS-BM) [106]. Entre ellos, el método PR-BM ha sido indicado como el más adecuado para modelar procesos de gasificación a altas temperaturas [53, 89].

Aspen Plus incluye bloques de operaciones unitarias incorporados para la mayoría de equipos y procesos convencionales, como separadores, reactores, intercambiadores de calor, bombas, compresores y turbinas. Sin embargo, no dispone de ningún bloque incorporado para representar un gasificador [28, 98]. En consecuencia, se requiere una combinación de varios bloques para modelar los procesos de gasificación [98]. Para simular un gasificador con Aspen Plus, el proceso generalmente se divide en varios subprocesos [28]. Por ejemplo, un modelo de gasificación puede incluir etapas como secado, volatilización, oxidación parcial y gasificación. Cada etapa se puede representar mediante operaciones unitarias integradas, como reactores y/o separadores. No obstante, cabe señalar que estas etapas no se corresponden necesariamente con las zonas de reacción que se pueden distinguir en los procesos de gasificación reales. De hecho, el modelado de un proceso de gasificación en Aspen Plus utilizando un enfoque de equilibrio termodinámico generalmente consta de tres etapas principales: secado, volatilización y gasificación [64]. La etapa de volatilización modela la descomposición de la materia prima en sus elementos constituyentes, mientras que la etapa de gasificación modela las reacciones parciales de oxidación y reducción.

El paso inicial en el proceso de gasificación es el secado, en el que la materia prima se mezcla con un agente de secado caliente (p. ej., aire, nitrógeno o gas de combustión) utilizando un bloque MIXER. Luego, la mezcla se alimenta a un reactor estequiométrico (RStoic), donde la eliminación de la humedad de la materia prima se trata como una reacción química [106]. El bloque RStoic convierte una fracción de la alimentación en agua [64], lo que requiere conocer el alcance de la reacción $\text{Alimentación} \rightarrow \frac{1}{\nu} \text{H}_2\text{O}$. Suponiendo que la masa molar de la alimentación (M_f) sea 1 g/mol, el coeficiente estequiométrico del agua es igual a $\nu = \frac{M_f}{M_{\text{H}_2\text{O}}}$, donde $M_{\text{H}_2\text{O}}$ es la masa molar del agua [90, 107]. La eliminación de humedad de la materia prima se puede controlar usando un bloque calculador con una instrucción en Fortran [28, 53, 64, 90, 107]. La producción máxima de agua está determinada por el contenido de humedad en el análisis inmediato de la corriente sólida, que se evapora y luego se separa por fraccionamiento de los componentes mediante un bloque separador (Sep) [90]. Cabe señalar que el secado en el bloque RStoic normalmente representa la

etapa de secado que ocurre durante los procesos de gasificación [106]. Sin embargo, dependiendo del contenido de humedad de la materia prima elegida, puede ser preciso un secado previo [106]. En tales casos, se pueden seleccionar otros bloques de secado, como el secadero convectivo o el secadero de contacto, para modelar esta etapa. Estos modelos de secaderos pueden requerir información de diseño adicional, como la longitud, el tiempo de residencia, la dirección del flujo, el tamaño de las partículas o la cinética de secado [106]. La materia prima seca se dirige a la siguiente etapa para su descomposición tras haber sido separada de la humedad evaporada, que se retira del proceso. El calor de reacción asociado con la etapa de secado se transfiere mediante una corriente de calor a un reactor no estequiométrico (RYield), donde se produce la descomposición de la materia prima seca [90].

En la siguiente etapa, la materia prima seca se introduce en un reactor no estequiométrico (RYield), donde se descompone en sus componentes elementales (C, H, O, N, S y ceniza) [64, 90]. El módulo RYield utiliza datos de distribución de productos obtenidos del análisis elemental de la materia prima para modelar el proceso de descomposición bajo el supuesto de que la producción total de volátiles es equivalente a la fracción volátil de la materia prima, de acuerdo con lo indicado en el análisis inmediato [28, 64, 106]. Esta función se puede realizar a través de un bloque calculador con una instrucción Fortran programada por el usuario [28, 53, 64, 89, 90, 98, 107]. La entalpía de la corriente de salida difiere de la entalpía de la corriente de entrada debido a la ruptura de los enlaces químicos. Por lo tanto, el calor de reacción producido en la etapa de volatilización debe transferirse a la siguiente etapa a través de una corriente de calor para compensar la diferencia de entalpía [90, 107].

Tras la descomposición, la etapa de gasificación modela las reacciones parciales de oxidación y reducción [90]. En Aspen Plus, existen dos enfoques principales para modelar procesos de gasificación: equilibrio termodinámico y cinético [106]. En los modelos de equilibrio termodinámico, la predicción de la composición del gas producto supone que los reactivos se mezclan idealmente y reaccionan entre sí durante un periodo de tiempo infinito. Esta suposición es generalmente aceptable para procesos de gasificación que operan a altas temperaturas y tiempos de residencia prolongados, que suele ser el caso en los gasificadores *downdraft*. Como se ha indicado anteriormente, el enfoque del equilibrio termodinámico se puede clasificar en estequiométrico y no estequiométrico. Los modelos estequiométricos se basan en constantes de equilibrio y requieren la selección de reacciones apropiadas junto con sus respectivas constantes de equilibrio para estimar la composición del gas producto. Sin embargo, para procesos complejos, este enfoque puede dar lugar a imprecisiones debido a la limitada información disponible [106]. Por lo tanto, para abordar este problema, se suele preferir un enfoque de modelado no estequiométrico basado en la minimización de la energía libre de Gibbs, ya que exige detalles mínimos para la descripción del proceso y la obtención de los resultados [106].

El modelado de equilibrio termodinámico no estequiométrico en Aspen Plus se realiza utilizando un bloque RGibbs, que se basa en la minimización de la energía libre de Gibbs del

sistema multifásico [53, 64, 90, 106]. El módulo RGibbs puede predecir la composición del gas del producto en condiciones de operación predeterminadas suponiendo un equilibrio químico completo [53, 64]. Sin embargo, cabe señalar que el bloque RGibbs no puede calcular la energía libre de Gibbs de los componentes no convencionales [64, 90]. Esta limitación es la principal razón para la incorporación del módulo RYield antes del módulo RGibbs [64]. Por otro lado, el enfoque de modelado de equilibrio termodinámico estequiométrico en Aspen Plus utiliza los módulos de reactor estequiométrico (RStoic) para simular las reacciones de oxidación y gasificación del sólido carbonoso, y un módulo de reactor de equilibrio (REquil) basado en el conocimiento de la estequiometría de la reacción [89]. Se puede consultar más información sobre ambos enfoques de modelado de equilibrio termodinámico en la literatura científica [89].

Otro enfoque de modelado que se puede implementar en Aspen Plus para una simulación más precisa de las reacciones de gasificación, junto con la hidrodinámica dentro del reactor y cualquier limitación geométrica del reactor, es el enfoque de modelado cinético [97]. Debido a los avances en Aspen Plus, que permiten un modelado más personalizado de los procesos, recientemente se ha publicado un número creciente de modelos cinéticos, la mayoría de los cuales incluyen la formación de alquitrán representándolo como varios compuestos específicos [106]. Los modelos cinéticos permiten estimar el rendimiento y la composición del gas producto después de un tiempo de residencia finito (o en un volumen finito de fluido) para una condición de operación y configuración de gasificador dadas [106]. En consecuencia, este enfoque puede considerarse más representativo de las condiciones reales dentro del gasificador, especialmente para temperaturas de gasificación más bajas y tiempos de residencia más cortos [106]. Para la incorporación de la cinética de reacción química, Aspen Plus incorpora dos módulos principales: el reactor continuo de tanque agitado (RCSTR) y el reactor de flujo pistón (RPLUG) [97]. Debido a que el reactor RCSTR asume una mezcla perfecta, se suele preferir para gasificadores de lecho fluidizado [97, 106], mientras que el reactor RPLUG puede abordar la cinética de reacción considerando el tiempo de residencia a través de referencias a las dimensiones del reactor (longitud y diámetro) [97, 106]. Aspen Plus permite la integración personalizada de la cinética de reacción mediante instrucciones en Fortran definidas por el usuario [106], aunque es posible que la ecuación cinética de la velocidad de reacción no tome una forma que pueda integrarse en Aspen Plus [97]. Sin embargo, las limitaciones de Aspen Plus en cuanto al modelado del perfil de temperatura y la evolución del gas se pueden superar mediante una conexión integrada con MATLAB, que ayuda a resolver las ecuaciones diferenciales de velocidad de reacción mediante el método de Runge–Kutta de cuarto orden [97].

El enfoque de modelado cinético puede encontrar una mayor idoneidad en el modelado de gasificadores de lecho fluidizado, ya que permite la incorporación de la hidrodinámica del lecho [106]. No obstante, es posible que todos estos factores y parámetros característicos no solo limiten la aplicabilidad del modelo para varios diseños de plantas, sino que también aumenten su complejidad en términos de requisitos computacionales [106]. Por lo tanto, aunque los

modelos de equilibrio termodinámico son menos avanzados que los modelos cinéticos, siguen siendo muy útiles y también la opción preferida para simular gasificadores *downdraft* que operen en condiciones cercanas al equilibrio con demandas computacionales muy bajas [106].

3.4.2 Modelos cinéticos

Las considerables variaciones entre las mediciones de la composición del gas en los gasificadores y las estimadas por los modelos de equilibrio termodinámico resaltan la necesidad de modelos cinéticos para lograr simulaciones más precisas del comportamiento del gasificador [3, 108]. Esto es especialmente cierto a temperaturas de reacción relativamente bajas (por debajo de 800 °C) [33, 109], en las que la lenta velocidad de reacción da lugar a que se requiera un tiempo de residencia más largo para la conversión completa, lo que hace que el modelado cinético sea más adecuado y preciso [33]. Por el contrario, a temperaturas más altas con velocidades de reacción más rápidas, se suelen preferir los modelos de equilibrio termodinámico, debido a su simplicidad y menores demandas computacionales [3].

Los modelos cinéticos tienen en cuenta los mecanismos de reacción [29], así como los fenómenos de transferencia de calor, masa y cantidad de movimiento entre las fases sólida y gaseosa, incorporando constantes de velocidad de reacción, tiempos de residencia e hidrodinámica del reactor [3, 33, 110]. Estos modelos simulan las variaciones en las propiedades fisicoquímicas a lo largo de la altura del gasificador considerando los movimientos verticales. Los modelos cinéticos son capaces de predecir el funcionamiento general del sistema, incluyendo la producción de gas y los perfiles de temperatura y composición del gas producto en cualquier momento y espacio dentro del gasificador [33, 110, 111]. Son precisos y detallados, pero también complejos y computacionalmente intensivos, y contienen numerosos parámetros característicos que suelen limitar su aplicabilidad [29, 33, 64, 86, 87].

Los dos componentes claves del modelado cinético son la cinética de reacción y la hidrodinámica del reactor [3, 33]. La cinética de reacción debe resolverse junto con los balances de masa y energía, y la hidrodinámica del lecho para determinar las producciones de gas, alquitrán y carbón en condiciones operativas específicas. Los modelos cinéticos consideran el proceso de mezcla física, que se basa en el conocimiento de la compleja hidrodinámica del reactor. Sin embargo, para fines de modelado, se puede simplificar en uno de los siguientes enfoques: cerodimensional (reactor de tanque agitado), unidimensional (flujo pistón), bidimensional o tridimensional [3, 33, 86]. El grado de simplificación disminuye a medida que el modelo se vuelve más sofisticado y preciso.

3.4.3 Modelos de inteligencia artificial

Los enfoques de inteligencia artificial (IA) se han aplicado recientemente a varios procesos de gasificación para predecir de manera efectiva las salidas del sistema aprendiendo de datos

experimentales [112]. Los modelos de IA, también conocidos como modelos de aprendizaje automático o modelos basados en datos [20, 113], presentan un enfoque no mecanístico y utilizan técnicas de regresión para obtener las correlaciones entre los parámetros de entrada y salida del proceso de gasificación [64, 114]. Aunque estos modelos no pueden obtener una solución analítica, pueden abordar problemas complejos de gasificación. Una vez entrenados, los modelos de IA pueden predecir los parámetros del proceso con una velocidad y precisión razonables, pero dependen en gran medida de la cantidad y la calidad de los datos de entrenamiento relacionados con el proceso [115]. Por lo tanto, un cambio en las condiciones de operación del proceso puede conducir a grandes errores de predicción si los modelos no se han modificado previamente para esas condiciones particulares. En la mayoría de los casos, los modelos de IA requieren un amplio entrenamiento y calibración con una gran cantidad de datos experimentales, su significado físico es difícil de interpretar y sus capacidades de adaptación, generalización y escalado están restringidas. En particular, la disponibilidad de datos para el desarrollo de estos modelos destaca como el principal reto [113]. Ejecutar experimentos puede ser costoso y consumir mucho tiempo, mientras que, por lo general, se requiere una gran cantidad de datos de entrenamiento para desarrollar modelos basados en IA [113]. Por lo tanto, su uso para modelar procesos de gasificación aún es limitado [28, 29]. Sin embargo, el uso de técnicas de IA en el ámbito de la bioenergía acaba de empezar a cobrar impulso [116].

Se han utilizado comúnmente cuatro técnicas de IA para modelar procesos de gasificación: métodos de regresión, redes neuronales artificiales (ANN), métodos basados en árboles como bosques aleatorios (RF) y máquinas de vectores de soporte (SVM) [113]. Los modelos de IA de los procesos de gasificación se pueden basar en cada uno de estos métodos individuales o en combinaciones de los mismos. A continuación, se presenta una breve descripción de estas técnicas de IA y sus aplicaciones en el modelado de procesos de gasificación.

3.4.3.1 Métodos de regresión

En el contexto del modelado de procesos de gasificación, la mayoría de las tareas de aprendizaje supervisado involucran tareas de regresión [113]. El análisis de regresión se puede utilizar para examinar la relación entre las variables dependientes (objetivos) y las variables independientes (predictores) [113]. La forma más simple de regresión es la regresión lineal, en la que se utiliza la ecuación de una línea recta para describir la conexión entre una variable dependiente y una variable independiente, a menudo a través del método de mínimos cuadrados [113]. De hecho, la regresión lineal es un método estadístico de larga tradición en el ámbito de la estadística, que constituye una de las formas de análisis más simples utilizadas para evaluar la relación entre variables dependientes e independientes. Sin embargo, existen muchos otros tipos de regresión con diversas aplicaciones. Por ejemplo, la regresión logística es adecuada para problemas discretos, mientras que la regresión de cresta, un método de contracción, permite manejar variables independientes altamente correlacionadas. La regresión polinómica puede ser

útil para ajustar polinomios de grado n a datos que no se presentan relaciones lineales [113, 117]. La combinación de estos modelos simples puede proporcionar un buen ajuste al conjunto de datos global.

Mientras que otras técnicas de IA, como las ANN, a menudo se perciben como cajas negras, el análisis de regresión generalmente permite una interpretación sencilla del modelo [113]. Por ejemplo, la regresión lineal revela claramente los efectos de las variables independientes sobre las variables dependientes. Sin embargo, la simplicidad de este método puede conducir a un funcionamiento deficiente cuando se trata de datos que siguen relaciones no lineales. De hecho, debido a la naturaleza compleja y altamente no lineal de los procesos de gasificación, no sorprende que la regresión lineal haya demostrado ser inadecuada, como sucede en muchos otros fenómenos fisicoquímicos. Las técnicas de regresión más avanzadas, como la regresión polinómica, pueden ajustarse mejor a los datos no lineales y al mismo tiempo mantener una buena interpretabilidad, aunque el ajuste del modelo se vuelve más complejo [113]. Sin embargo, una de las principales ventajas de la regresión polinómica, en comparación con otras técnicas de IA, es su menor demanda computacional. Como ejemplo, las Ecs. (3.56) y (3.57) muestran las expresiones de funciones polinómicas cuadráticas y cúbicas con términos de intercepción, respectivamente [117].

$$f(x) = \sum_{i=1}^n \left(\alpha_i x_i + \sum_{j=1}^n \beta_{ij} x_i x_j \right) + \gamma \quad (3.56)$$

$$f(x) = \sum_{i=1}^n \left[\alpha_i x_i + \sum_{j=1}^n \left(\beta_{ij} x_i x_j + \sum_{k=1}^n \delta_{ijk} x_i x_j x_k \right) \right] + \gamma \quad (3.57)$$

donde α , β , δ son coeficientes en las funciones polinómicas dadas y γ es el término de sesgo constante.

3.4.3.2 Redes neuronales artificiales

Las redes neuronales artificiales (ANN, por sus siglas en inglés de *artificial neural networks*) son un paradigma computacional inspirado en el funcionamiento de las redes neuronales biológicas dentro del cerebro humano [3, 28, 33, 113, 117, 118]. Las ANN no son un concepto reciente, ya que las primeras redes funcionales ya se publicaron en la década de 1960, y la idea ha existido durante incluso más tiempo [113]. Su capacidad para modelar de manera efectiva problemas altamente no lineales las convierte en una opción atractiva para modelar procesos de gasificación [113, 118]. De hecho, las ANN probablemente han sido el tipo de técnica de IA más popular hasta la fecha para el modelado de procesos de gasificación [113, 114, 116, 118, 119]. Los estudios existentes han demostrado que las ANN pueden predecir las salidas de la gasificación con una alta precisión de predicción [116]. No obstante, su naturaleza de caja negra y la falta de interpretabilidad figuran entre sus principales inconvenientes [113].

Los modelos ANN se componen de múltiples nodos conocidos como neuronas artificiales, que son las unidades fundamentales [113]. Cada neurona está interconectada con otras neuronas, a las que puede reenviar las señales recibidas [28, 113, 118]. Las neuronas se organizan en tres tipos de capas: la capa de entrada, la capa oculta y la capa de salida [28]. Las neuronas dentro de la misma capa comparten las mismas entradas y salidas. La cantidad de neuronas en las capas de entrada y salida depende de las entradas y salidas del modelo. Sin embargo, la configuración de las capas ocultas y la cantidad de neuronas por capa oculta están determinadas por la configuración del modelo específico. Cada neurona tiene un peso asociado, así como un parámetro de umbral conocido como sesgo para las neuronas en las capas oculta y de salida [28, 113, 118]. El entrenamiento generalmente se logra a través del proceso iterativo de retropropagación de errores [3], que implica ajustar los pesos entre cada conexión para minimizar la diferencia entre las predicciones y el resultado real [116, 117]. A lo largo de los años, se han desarrollado varios algoritmos de entrenamiento, con la retropropagación de Levenberg–Marquardt (LM) y la retropropagación de regularización bayesiana (BR) situándose entre los más populares [116, 117].

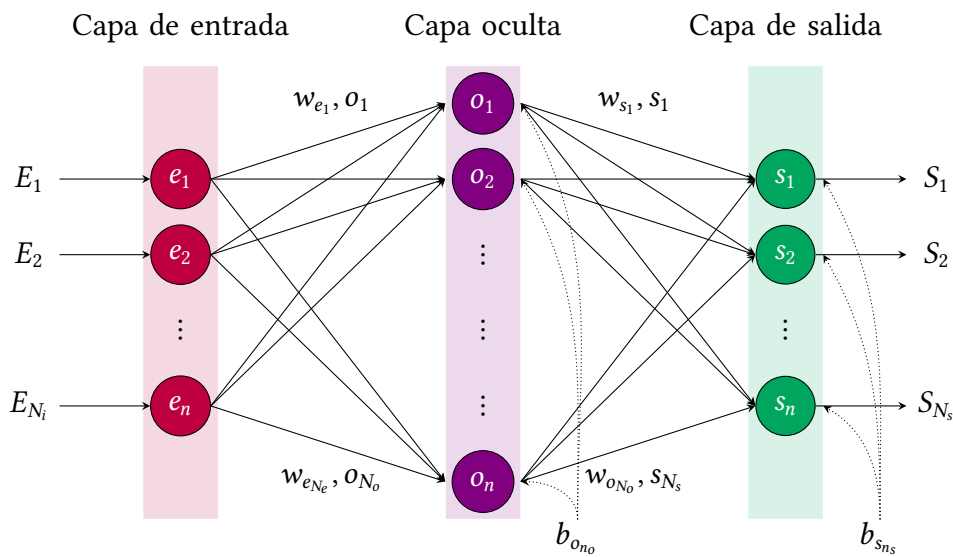


FIGURA 3.20: Diagrama esquemático de una red neuronal prealimentada con una configuración de perceptrón de una sola capa. FUENTE: Elaboración propia a partir de Ascher et al. [113].

El término red neuronal abarca una gran variedad de modelos y métodos [113, 116]. En el ámbito de los procesos de gasificación, se ha utilizado típicamente una estructura de perceptrón multicapa (MLP, por sus siglas en inglés de *multilayer perceptron*) prealimentado [118], que se compone de neuronas dispuestas en una capa de entrada y salida y una o más capas ocultas [28, 116, 118]. Por ejemplo, un perceptrón de una sola capa tiene únicamente una capa oculta, como se muestra en el diagrama esquemático representado en la Fig. 3.20, donde E y S denotan las entradas y salidas del perceptrón, respectivamente [113]. La notación N_e , N_o y N_s indica el número de neuronas en las capas de entrada, ocultas y de salida de la ANN, respectivamente. Los

pesos entre dos neuronas se indican con w , donde los dos subíndices representan las neuronas que están conectadas por el peso (por ejemplo, w_{e_1, o_1} es el peso que conecta la neurona de la primera capa de entrada con la neurona de la primera capa oculta). Por último, el término b denota términos de sesgo que alimentan las neuronas de la capa oculta y de salida, y los subíndices o_{n_o} y s_{n_s} representan cada neurona de la capa oculta y de salida, respectivamente.

Como se ha mencionado anteriormente, los modelos ANN se componen de una capa de entrada, una capa oculta y una capa de salida de neuronas. Las neuronas de la capa de entrada suelen ser lineales, mientras que las de la capa oculta presentan funciones de activación no lineales [118]. Las neuronas en la capa de salida pueden ser lineales o no lineales [118]. Las funciones de activación típicas incluyen la tangente hiperbólica sigmoideal, logarítmica sigmoideal, lineal, escalonada, etc., cada una con sus aplicaciones específicas. Para tareas de regresión con ANN, generalmente se utiliza una función de activación tangente hiperbólica sigmoideal (tansig) en las capas ocultas [117, 118], que proporciona una salida que se encuentra dentro del intervalo de $[-1, 1]$ [118]. La relación entrada-salida para esta función de transferencia viene dada por:

$$U_k = \frac{e^{a(V_k)} - e^{-a(V_k)}}{e^{a(V_k)} + e^{-a(V_k)}} \quad (3.58)$$

donde V_k y U_k representan, respectivamente, la entrada y salida de la k -ésima neurona y a es el coeficiente de la función de transferencia [118].

Para tareas de regresión con ANN, generalmente se utiliza una función de transferencia lineal en la capa de salida [118]. La relación entrada-salida de esta función de transferencia se expresa de la siguiente manera:

$$U_k = V_k \quad (3.59)$$

El número de capas ocultas, el número de neuronas en cada capa oculta y las funciones de activación son hiperparámetros que deben especificarse previamente [117]. No existe una regla definitiva para determinar la cantidad de capas ocultas y neuronas en la capa oculta de una ANN, por lo que a menudo se sigue el enfoque de prueba y error [118]. Por lo general, se desarrollan múltiples modelos ANN con un número variable de capas ocultas y neuronas por capa para hallar la solución más adecuada. La solución con mejores resultados puede seleccionarse minimizando el error cuadrático medio (ECM) [118].

3.4.3.3 Árboles de decisión y métodos relacionados

Los árboles de decisión son una técnica robusta que puede utilizarse tanto para tareas de regresión como de clasificación [113, 117]. El algoritmo del árbol de decisión divide el espacio de

características en varias regiones determinando puntos de división para cada región y continuando el proceso de división para las regiones resultantes. Inicialmente, se forma una gran estructura de árbol, lo que probablemente acabe originando un sobreajuste. Para solucionar este problema, se usa una estrategia denominada «poda» para eliminar el exceso de ramas [113]. La poda generalmente se guía por un criterio de coste-complejidad que equilibra la capacidad del árbol para generalizar bien los datos nuevos, al mismo tiempo que garantiza un buen ajuste a los datos de entrenamiento [113].

Existen varios algoritmos que tienen como objetivo mejorar los árboles de decisión individuales mediante el uso de técnicas como *bagging*, *boosting*, o *ensemble* [112, 113]. Uno de estos métodos es el bosque aleatorio (RF, por sus siglas en inglés de *random forest*), que crea un conjunto de árboles de decisión, cada uno entrenado en un subconjunto aleatorio de datos. Para tareas de regresión, las salidas de todos los árboles se promedian para proporcionar la predicción final del modelo de RF, mientras que, para tareas de clasificación, se utiliza el voto mayoritario, en el que cada clase de árbol emite un voto que indica su clase predicha, y la clase con más votos se devuelve como la predicción del modelo de RF [113].

La Fig. 3.21 proporciona una ilustración simplificada de los árboles de decisión y la metodología RF. El recuadro púrpura muestra un único árbol de decisión, mientras que la figura completa representa la metodología RF. Las ramas resaltadas en verde indican los caminos que conducen a la predicción de un árbol para una entrada determinada. Además, la Fig. 3.21 demuestra cómo la metodología RF combina los resultados de todos los árboles, mediante promedios (o voto mayoritario para la clasificación), para determinar el resultado de predicción final del modelo.

Aunque los árboles de decisión simples se pueden entrenar rápidamente, son propensos al sobreajuste y tienden a presentar una gran varianza debido a su naturaleza jerárquica, lo que significa que pequeños cambios en los datos de entrenamiento podrían dar lugar a árboles muy diferentes [113]. Para desarrollar modelos robustos de árboles de decisión, se pueden utilizar métodos de conjunto con una gran cantidad de árboles, que a menudo incluyen mecanismos de regularización incorporados para evitar el sobreajuste. Sin embargo, la gran cantidad de árboles también aumenta significativamente las demandas computacionales de estos métodos.

Los modelos basados en árboles, como los árboles de regresión y los métodos de conjunto más avanzados, suelen ser más sencillos de implementar que otros modelos de IA [113]. Los datos requieren un preprocesamiento mínimo y el manejo de valores predictores faltantes es sencillo debido a la naturaleza de los algoritmos. Este aspecto presenta una importancia especial, ya que la falta de uniformidad en la literatura publicada a menudo dificulta reunir una base de datos lo suficientemente grande y completa sin encontrar valores faltantes. Además, a diferencia de las ANN, que a menudo se consideran una caja negra, los métodos basados en árboles permiten determinar cómo una característica afecta a las divisiones en la estructura del

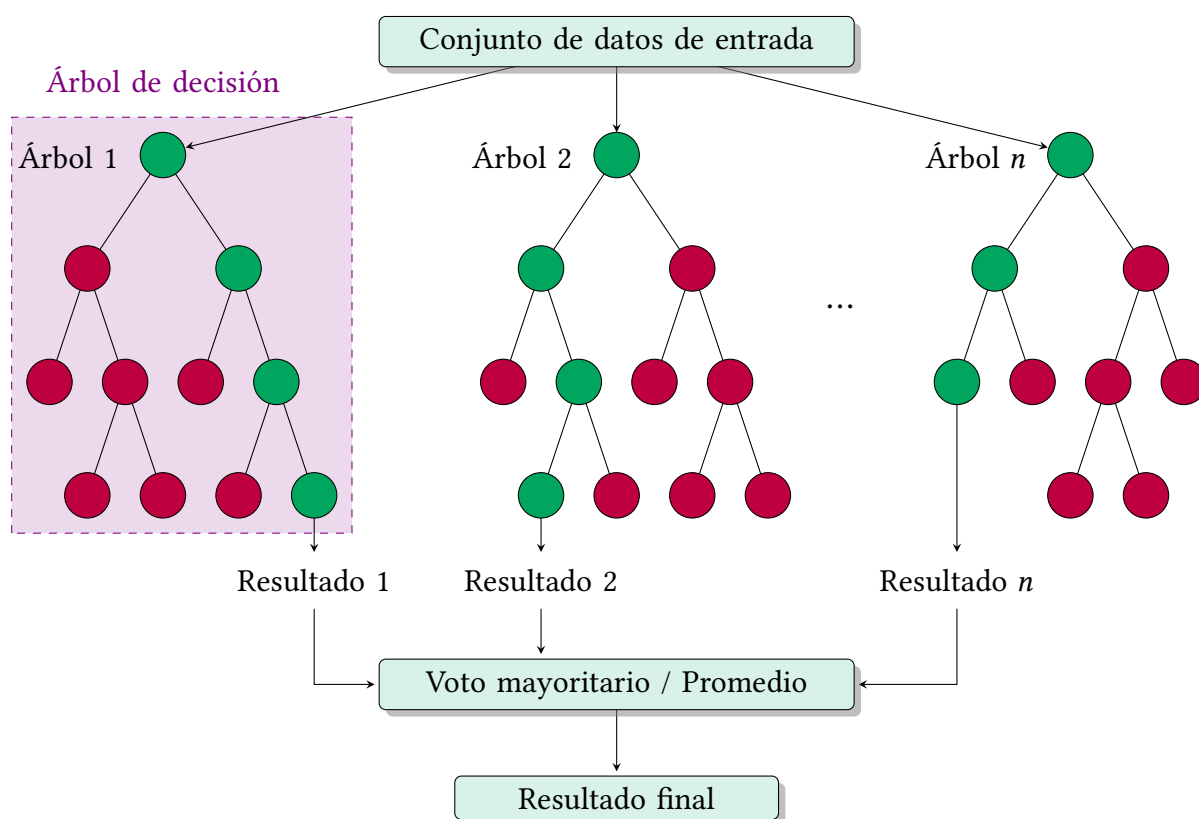


FIGURA 3.21: Diagrama esquemático de la metodología de los árboles de decisión y del bosque aleatorio.
FUENTE: Elaboración propia a partir de Ascher et al. [113].

árbol, proporcionando información sobre la relevancia de cada característica [113]. Esto puede contribuir a solucionar problemas del modelo, mejorar la confianza en el modelo y aumentar la comprensión del problema subyacente. Sin embargo, en la práctica, los métodos basados en árboles se han utilizado con menos frecuencia que las ANN para predecir la cantidad y composición de los productos de la gasificación [113]. De hecho, tan solo existe un número limitado de trabajos en la literatura científica sobre el uso de árboles de decisión para tareas de regresión en el ámbito de los procesos de gasificación [117, 120]. No obstante, las comparaciones recientes entre las ANN y los modelos de árboles de regresión han demostrado una precisión similar para la predicción de la composición y el poder calorífico del gas del producto [117].

3.4.3.4 Máquinas de vectores de soporte

Las máquinas de vectores de soporte (SVM, por sus siglas en inglés de *support-vector machines*) son un algoritmo de inteligencia artificial comúnmente utilizado para tareas de clasificación binaria que forma un hiperplano óptimo para separar datos que pertenecen a clases diferentes [112, 113]. La Fig. 3.22 ilustra el principio de funcionamiento de las SVM utilizando un ejemplo simple de dos clases linealmente separables. El algoritmo de entrenamiento encuentra el hiperplano óptimo que divide las dos clases al maximizar la distancia (margen) entre el hiperplano y los puntos de datos más cercanos de cada clase. La construcción de este

hiperplano se basa en los vectores de soporte, que son los puntos de datos de cada clase que están más cerca del hiperplano [113].

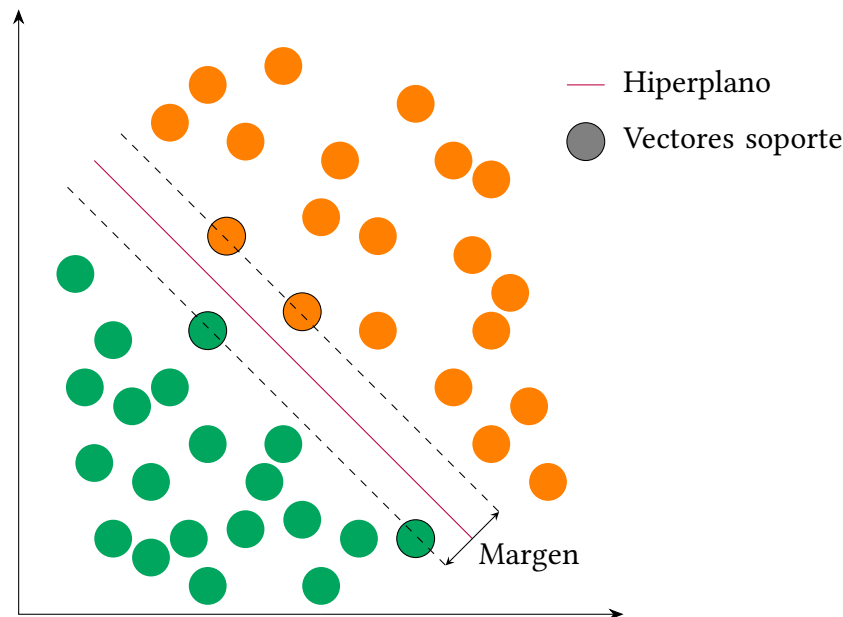


FIGURA 3.22: Ilustración esquemática de la clasificación mediante máquinas de vectores de soporte para un ejemplo simple de dos clases linealmente separables.

FUENTE: Elaboración propia a partir de Ascher et al. [113].

Con el fin de aplicar la metodología SVM para abordar problemas no lineales, las funciones del kernel se pueden usar para mapear entradas en un espacio de características de mayor dimensión [113]. Las funciones del kernel constituyen un conjunto de operaciones matemáticas que transforman los datos de entrada en la forma deseada. Las opciones comúnmente utilizadas para las funciones del kernel incluyen polinomios de grado n o funciones de base radial [113]. Optar por una función lineal produce resultados de predicción similares a los de la regresión lineal, por lo que generalmente son más atractivas las funciones no lineales más avanzadas. Entre ellas, la función de base radial ha adquirido una amplia aceptación como una opción efectiva para modelar procesos no lineales.

Los modelos SVM han encontrado una extensa aplicación para tareas de clasificación. Sin embargo, la metodología SVM también es adecuada para tareas de regresión. La regresión de vectores de soporte (SVR, por sus siglas en inglés de *support-vector regression*) es un caso específico de las SVM, en la que el objetivo es predecir variables continuas en lugar de categóricas [117]. Otra variación de este enfoque es la formulación de mínimos cuadrados de las SVM (LS-SVM) [112]. En este caso, se resuelve un sistema de ecuaciones lineales para obtener una aproximación de la solución. Esta modificación proporciona una capacidad de generalización similar a la de las SVM. Además, las LS-SVM permiten un cálculo relativamente rápido del modelo utilizando multiplicadores de Lagrange [112]. La LS-SVR es el término por el que se conoce la utilización de las LS-SVM a tareas de regresión.

Varios investigadores han explorado recientemente las SVM como alternativa a las ANN para modelar procesos de gasificación [112, 113, 117, 120]. Las SVM son particularmente ventajosas en espacios de gran dimensión con conjuntos de datos de tamaño pequeño a mediano. Además, cuando se trata de conjuntos de datos pequeños, las SVM tienden a mostrar una mejor solidez contra el sobreajuste en comparación con las ANN [113].

3.4.3.5 Modelos híbridos inteligentes

La hibridación de los modelos de IA con otras técnicas de IA o métodos estadísticos avanzados ha demostrado un gran potencial dentro del sector energético [113]. Las investigaciones recientes están dirigiendo su atención hacia los enfoques híbridos para el modelado de procesos de gasificación [113, 121]. En comparación con los modelos de IA habituales, un enfoque híbrido inteligente basado en una combinación de las técnicas anteriormente mencionadas ha demostrado una mayor precisión y capacidades de generalización mejoradas, aunque a expensas de una mayor carga computacional [113]. En el [Capítulo 5](#), se desarrolla y prueba un modelo híbrido inteligente que combina redes neuronales artificiales, máquinas de vectores de soporte y regresiones polinómicas para predecir con precisión la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de un gasificador *downdraft*.

3.4.4 Modelos de fluidodinámica computacional

El modelado mediante fluidodinámica computacional (CFD, por sus siglas en inglés de *computational fluid dynamics*) es una de las herramientas más avanzadas y sofisticadas para el análisis de los procesos de gasificación [86]. Estos modelos proporcionan una distribución completa de la temperatura, concentración y otros parámetros dentro del reactor [3]. La precisión de los modelos CFD en la reproducción del comportamiento de la gasificación en tiempo real los hace muy valiosos para el control de procesos. Los modelos CFD representan la dependencia del tiempo de los procesos de gasificación al incorporar los términos de acumulación en las ecuaciones de conservación de masa, energía y cantidad de movimiento en un dominio o región discretos dentro del gasificador [3, 28, 86]. La discretización se puede lograr utilizando métodos como diferencias finitas, elementos finitos y volúmenes finitos [3]. Existen varias opciones de programas comerciales disponibles para resolver modelos CFD, entre las que destacan ANSYS, OpenFOAM, Fluent, Phoenix, Star CCM y CFD2000 [3, 20, 28]. A pesar de que los modelos CFD ofrecen perspectivas prometedoras para una mejor comprensión del proceso de gasificación y sus condiciones de diseño, las simulaciones CFD integrales aún son relativamente escasas, principalmente debido a las altas demandas computacionales cuando se incorporan numerosas reacciones químicas, así como a la naturaleza anisotrópica de la biomasa si se utiliza como materia prima [20, 28]. Sin embargo, ya existen algunos modelos CFD simplificados disponibles en la literatura científica [28].

En el modelado CFD de procesos de gasificación, generalmente se consideran dos fases [86], lo que requiere modificar las ecuaciones de conservación para incluir fases sólidas y gaseosas. Además, en determinados casos, puede introducirse una tercera fase, relativa al agua y al alquitrán. No obstante, debido a las altas temperaturas dentro de los reactores de gasificación, la fase líquida permanece transitoria, lo que provoca que estas sustancias permanezcan en la fase gaseosa [86]. Por lo tanto, solo se suelen considerar dos fases (sólido y gas) en el modelado CFD.

Existen tres tipos de enfoques para la simulación numérica de flujos multifásicos: Euler–Euler (modelo de dos fluidos), Euler–Lagrange y el método de elementos discretos dentro del enfoque de Euler–Lagrange [86, 122].

- El enfoque de Euler–Euler considera las diferentes fases como continuos interpenetrantes [86, 122], introduciendo así fracciones de volumen fásico como funciones continuas del tiempo y el espacio. La aplicación de las leyes de conservación a cada fase proporciona un conjunto de ecuaciones con una estructura similar para todas las fases [86, 122]. Las relaciones constitutivas adicionales requeridas para cerrar este conjunto de ecuaciones se derivan de datos experimentales o, en el caso de flujos granulares, mediante la aplicación de la teoría cinética [86, 122]. Se contemplan tres modelos de flujo multifásico dentro del enfoque de Euler–Euler: el modelo de volumen de fluido (VOF), el modelo de mezcla y el modelo Euleriano. El modelo de volumen de fluido es una técnica de seguimiento de la superficie diseñada para dos o más fluidos inmiscibles, en la que el enfoque se sitúa en la posición de la interfase entre los fluidos [86]. El modelo de mezcla, diseñado para dos o más fases, resuelve la ecuación de cantidad de movimiento de la mezcla y utiliza velocidades relativas para describir las fases dispersas [86]. El modelo Euleriano es el más complejo de los modelos multifásicos, ya que resuelve un conjunto de ecuaciones de cantidad de movimiento y continuidad para cada fase [86].
- El enfoque de Euler–Lagrange trata la fase fluida primaria como un continuo resolviendo las ecuaciones de Navier–Stokes, mientras que la fase dispersa se resuelve rastreando una gran cantidad de partículas, burbujas o gotitas a través del campo de flujo de la fase primaria [86, 122]. Los comportamientos de las fases dispersas se determinan mediante el seguimiento de una gran cantidad de partículas a través del campo de flujo de fase primaria calculado [122]. Las trayectorias de las partículas se determinan a intervalos específicos durante los cálculos de flujo de la fase primaria. Las fases primaria y dispersa pueden intercambiar masa, cantidad de movimiento y energía [86, 122]. Una suposición importante en este modelo es que la fracción de volumen de la fase secundaria dispersa está por debajo del 10–12 %, aunque su masa puede exceder la de la fase primaria [86, 122]. A pesar de ser computacionalmente más exigente que el enfoque de modelado de Euler–Euler, el enfoque de Euler–Lagrange se ha utilizado en varios trabajos sobre modelado de la gasificación [86, 123–125].

- El método de elementos discretos (DEM, por sus siglas en inglés de *discrete element method*) es un método numérico para analizar el movimiento de un gran número de partículas. DEM rastrea el movimiento de partículas mediante la segunda ley de Newton dentro de un enfoque Lagrangiano, mientras que la CFD resuelve el movimiento del flujo del fluido basándose en las ecuaciones de Navier–Stokes promediadas localmente [86]. El modelo DEM ha demostrado su utilidad para describir el comportamiento de partículas granulares, como en los lechos fluidizados cuando se acoplan con el flujo de fluidos, que ha recibido cierta atención en varios trabajos sobre modelado de la gasificación [86, 126, 127].

La incorporación de un modelo cinético es esencial para completar un modelo de gasificación CFD [86]. Es bien sabido que las reacciones de gasificación avanzan a una velocidad finita y generalmente se clasifican en cuatro etapas: secado, pirólisis, oxidación y reducción. Entre estas etapas, las etapas de secado y pirólisis son relativamente breves en comparación con las de oxidación y reducción del carbón restante. Algunos modelos consideran que las etapas de secado y pirólisis ocurren instantáneamente, en las que la velocidad de las reacciones del sólido carbonoso gobierna el proceso de gasificación [86]. El secado y la pirólisis a menudo se modelan juntos en un modelo integrado de secado y volatilización o simplemente en un modelo de volatilización. Sin embargo, en los modelos CFD más sofisticados se pueden separar estas etapas de gasificación. El gas, el alquitrán y el sólido carbonoso producidos durante la fase de pirólisis finalmente experimentan una mayor conversión en las zonas de oxidación y reducción a través de reacciones de gasificación homogéneas y heterogéneas [86].

La base de cualquier modelo CFD radica en las ecuaciones de conservación. Sin embargo, para representar de manera integral un proceso de gasificación, se deben complementar las ecuaciones que rigen los modelos CFD con modelos físicos específicos o suposiciones [86]. Entre los modelos adicionales más relevantes se encuentran los modelos multifásicos mencionados anteriormente y los modelos de turbulencia. Los modelos de turbulencia son esenciales para diversas aplicaciones de ingeniería, incluida la gasificación en lecho fluidizado, ya que la simulación numérica directa es computacionalmente prohibitiva [86]. Se pueden utilizar tres métodos alternativos para los cálculos de flujo de turbulencia: Navier–Stokes promediadas por Reynolds (RANS, por sus siglas en inglés de *Reynolds-averaged Navier–Stokes*), simulación de remolinos grandes (LES, por sus siglas en inglés de *large eddy simulation*) y simulación numérica directa (DNS, por sus siglas en inglés de *direct numerical simulation*) [20, 28, 86]. Las descripciones detalladas de estos métodos se pueden encontrar en la literatura CFD.

3.5 Aplicaciones de la gasificación

El producto gaseoso de la gasificación es mucho más versátil que la materia prima sólida a partir de la cual se produce. Las aplicaciones de esta mezcla de gases combustibles son muy diversas y abarcan desde la generación de electricidad y calor hasta la obtención de productos

químicos sintéticos, incluyendo combustibles para automoción.

3.5.1 Producción combinada de calor y electricidad (cogeneración)

La generación de electricidad a partir de combustibles generalmente se asocia con la producción simultánea de calor [26]. El uso de este calor puede aumentar significativamente el rendimiento global del proceso [26]. A diferencia de la electricidad, que puede transportarse y distribuirse fácilmente, el calor debe producirse cerca del usuario. Por lo tanto, la producción descentralizada de calor y electricidad a escalas más pequeñas es preferible a las grandes escalas de varios cientos de megavatios, que normalmente se utilizan casi exclusivamente para la generación de electricidad [26].

La gasificación de biomasa para la producción combinada de calor y electricidad (cogeneración) es una tecnología prometedora [3, 6, 128], particularmente para instalaciones a pequeña escala que generan menos de 10 MW de potencia eléctrica [128], lo que permite la implantación de plantas de cogeneración de biomasa descentralizadas a una escala que anteriormente no era lo suficientemente eficiente [128].

Las tecnologías de cogeneración se encuentran en continuo avance, con una gran variedad de opciones ya disponibles en el mercado [27]. Cada tecnología tiene sus fortalezas y debilidades únicas, además de diversas capacidades de potencia, rendimientos eléctricos y aplicaciones. Sin embargo, cuando se opera en modo cogeneración, el rendimiento de conversión de energía total entre las diferentes opciones se mantiene relativamente constante, en un rango del 80 % al 90 % [129]. Las tecnologías de pilas de combustible son la excepción, ya que normalmente logran rendimientos de cogeneración más bajos en el rango del 65 % al 75 %, dependiendo de la tecnología específica [129].

En el contexto de la generación distribuida de electricidad, los motores de combustión interna y las turbinas de gas destacan como las mejores opciones para la integración con los gasificadores, seguidos de los ciclos Rankine orgánicos y las turbinas de vapor [27]. De hecho, los motores de combustión interna y las turbinas de gas ya están disponibles comercialmente con un coste de capital relativamente bajo, una respuesta rápida a cambios de carga y una complejidad de control baja. Por el contrario, son esenciales avances tecnológicos para que los motores Stirling y las pilas de combustible resulten competitivos, especialmente en cuanto a su lenta respuesta a cambios rápidos de carga y a sus altos costes de capital [27].

3.5.1.1 Máquinas térmicas internas

Una máquina térmica interna se refiere a cualquier máquina térmica que reciba el calor del fluido que impulsa la propia máquina. Los tipos de máquinas térmicas internas más comunes son los motores de combustión interna y las turbinas de gas, que son máquinas térmicas basadas en la combustión interna de un combustible para generar el calor que se utiliza para el trabajo.

Los gasificadores *downdraft* constituyen la tecnología de gasificación más adecuada para cogeneración a pequeña escala utilizando máquinas de combustión interna [3, 11]. Esto se debe a que los gasificadores *downdraft* proporcionan un producto gaseoso con un bajo contenido de alquitrán y también presentan un tiempo de respuesta rápido, lo que los hace muy adecuados para impulsar motores o turbinas con cargas variables o fijas [11]. Por el contrario, los gasificadores de lecho fluidizado y *updraft* tienen los tiempos de respuesta más lentos de entre todos los tipos de gasificadores, lo que los hace menos capaces de adaptarse a cargas variables con resultados satisfactorios [11]. Además, el gas de los gasificadores tanto *updraft* como de lecho fluidizado también contiene grandes cantidades de alquitrán, lo que los hace inadecuados para aplicaciones de cogeneración basadas en máquinas de combustión interna y aún más si cabe para la mayoría de pilas de combustible [11].

3.5.1.1.1 Motores de combustión interna

Los motores se clasifican en dos tipos según sus aplicaciones: móviles y estacionarios [6]. Los motores estacionarios pueden ser de combustión interna o de combustión externa, mientras que los motores móviles son exclusivamente de combustión interna. Los motores de combustión interna (MCI) representan un avance tecnológico significativo, especialmente en la generación de electricidad distribuida, ya que ofrecen la flexibilidad de una salida de potencia variable cuando se requiere [6, 11].

El gas producto de la gasificación, una vez acondicionado, puede utilizarse finalmente como combustible en un motor de combustión interna acoplado a un generador eléctrico. Hoy en día, los motores de combustión interna son la opción más común para plantas de cogeneración de gasificación de biomasa a pequeña escala, debido a sus numerosas ventajas en comparación con otras unidades de generación eléctrica, tales como su bajo coste de capital, modularidad, fiabilidad, seguridad, buen funcionamiento a carga parcial y elevado rendimiento [6, 26, 130]. La capacidad nominal de los motores de combustión interna alternativos suele oscilar entre 3 kW y 5 MW, aunque admiten capacidades muy superiores [131], lo que los hace aplicables a todos los tamaños de plantas de gasificación para cogeneración a pequeña y mediana escala [130]. Además, los motores de combustión interna presentan una mayor tolerancia a contaminantes que otras máquinas de combustión interna, como las turbinas de gas, y son mucho más tolerantes a los contaminantes que las pilas de combustible [27, 132, 133]. De hecho, los motores de combustión interna pueden funcionar con gas producto con contenidos de alquitrán de hasta 50–100 mg/Nm³ [63, 133–136] y contenidos de material particulado en suspensión por debajo de 50 mg/Nm³ [63, 135, 136]. Los motores de combustión interna más recientes ofrecen altos retornos económicos con costes de inversión relativamente bajos (400–1100 €/kW_e) [129], así como bajos niveles de ruido (alrededor de 44 dB a una distancia de 1 m) y una notable reducción en los niveles de emisiones [27].

El rendimiento de los generadores eléctricos impulsados por motores de combustión interna

alternativos en unidades de pequeña escala suele estar en el rango de 25–35 % [11, 27, 130], que podría aumentar hasta un 40 % o más para el caso de unidades más grandes [129]. Sin embargo, en el contexto de gases combustibles de baja calidad, como el gas pobre de la gasificación con aire, su rendimiento se reduce significativamente [6, 11, 130]. El valor teórico de la reducción de potencia cuando un motor de gas natural se adapta para operar con gas pobre es de alrededor del 30 % [63, 136]. La reducción de potencia del motor cuando se utiliza gas pobre como combustible puede llegar al 70 % [137], aunque esta caída de potencia puede compensarse con la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero y otros contaminantes, especialmente si se utiliza biomasa o combustibles residuales para generar el gas pobre [137]. La reducción de potencia de un motor que funciona con gas pobre se atribuye principalmente al poder calorífico inferior del combustible en comparación con el de los combustibles fósiles estándar, además del alto volumen de la mezcla de aire y gas que se introduce en los cilindros del motor, es decir, el rendimiento volumétrico, que limita la potencia del motor [136].

Los motores de combustión interna se pueden clasificar en dos categorías principales: motores de encendido provocado por chispa (basados en el ciclo Otto), incluyendo los de aspiración natural con carburador y los de inyección multipunto; y motores de encendido por compresión de combustible dual (basados en el ciclo Diésel) [6].

- Los motores de encendido provocado carburados y con inyección multipunto mezclan el combustible y el aire en una proporción de aproximadamente 1:1 en volumen antes de ser introducido en la cámara de combustión [11], lo que provoca una caída en el rendimiento volumétrico del motor debido a que el gas pobre ocupa espacio que de otro modo estaría lleno de aire [6]. Además, estos motores experimentan mayores pérdidas de calor y por bombeo en comparación con los motores de encendido provocado de inyección directa, lo que da lugar a un mayor consumo de combustible [6]. En consecuencia, la potencia de salida teórica de los motores con carburador y con inyección multipunto alimentados con gas pobre es menor que la de los motores de gasolina y de gas natural comprimido (GNC). A diferencia de los sistemas carburados y de inyección multipunto, los sistemas de inyección directa permiten que el combustible se mezcle con el aire directamente en la cámara de combustión, sin ninguna restricción en cuanto a la cantidad de aire aspirado. Por lo tanto, se espera que los motores con un sistema de inyección directa desarrollen una mayor potencia [6]. Sin embargo, el uso de motores de encendido provocado de inyección directa alimentados con gas pobre aún no se ha estudiado a fondo [6].
- El uso del gas pobre en motores diésel se considera una alternativa viable para abordar tanto las emisiones como la escasez de combustibles fósiles. Sin embargo, el gas pobre tiene una temperatura de autoignición notablemente alta, generalmente por encima de los 500 °C, lo que lo hace inadecuado para el encendido por compresión en un motor diésel [6]. Un posible enfoque para usar gas pobre en un motor de encendido por compresión es mediante la alimentación de combustible dual, en la que se inyecta diésel como

combustible piloto para iniciar el encendido, mientras que el gas pobre se inyecta en el sistema de inducción [6]. La principal motivación para utilizar gas pobre en motores diésel es sustituir el combustible diésel, lo que permitiría una reducción de costes, minimización de emisiones (principalmente NO_x y partículas) y un mejor rendimiento del motor [6].

3.5.1.1.2 Turbinas de gas

Las turbinas de gas (TG), también conocidas como turbinas de combustión interna, son un tipo rotativo de máquinas térmicas internas de flujo continuo [27]. La parte de potencia, compartida por todas las turbinas de gas, consta de un compresor de gas giratorio, una cámara de combustión y una turbina que acciona el compresor, dispuestos en la dirección del flujo.

Las turbinas de gas generalmente se diseñan y comercializan para combustibles líquidos y gaseosos de alto contenido energético como el gas natural, el biogás, el biodiésel o el queroseno [129, 138]. Sin embargo, también existen turbinas de gas avanzadas para quemar gas de síntesis [27, 139], la mayoría de las cuales fueron desarrolladas y optimizadas para plantas GICC convencionales alimentadas con carbón, con operación demostrada en numerosos emplazamientos (por ejemplo, Wabashi River y Tampa en EE. UU., Puertollano en España, Buggenum en Holanda y Nakoso en Japón) [140]. Estas turbinas de gas avanzadas deben incorporar modificaciones al compresor para adaptarse al aumento del caudal másico de combustible y también a la cámara de combustión para controlar el aumento de la velocidad de la llama debido al mayor contenido de hidrógeno del gas de síntesis [141-144]. Sin embargo, el equipamiento principal, constituido por la turbina de gas y el compresor de aire, puede permanecer prácticamente sin cambios con respecto a las turbinas de gas que se alimentan con combustible estándar [144]. Se están llevando a cabo investigaciones para desarrollar turbinas de gas que funcionen con gas pobre, que pueden convertirse en una tecnología importante para la generación de energía eléctrica [11].

Aunque las turbinas de gas presentan la flexibilidad de operar tanto con combustibles líquidos como gaseosos, imponen estrictos requisitos en cuanto a la calidad del combustible para evitar daños a los álabes de la turbina (p. ej., erosión, incrustación o corrosión) y la obstrucción de filtros e inyectores de combustible. Por lo tanto, el gas producto de la gasificación debe tener concentraciones de partículas y alquitrán por debajo de 5 mg/Nm³ [3, 133], lo que requiere una etapa de acondicionamiento del gas más completa en comparación con los motores de combustión interna.

Las turbinas de gas pueden presentar una configuración simple o recuperativa [145]. En una configuración simple, no se recupera calor del escape para precalentar los gases de combustión, mientras que las configuraciones recuperativas incluyen un intercambiador de calor denominado recuperador, que puede duplicar el rendimiento eléctrico del sistema, al tiempo que se reduce la cantidad de calor recuperable para aplicaciones de cogeneración [145]. Esta configuración puede

o no ser deseable dependiendo de la aplicación [145].

Las turbinas de gas a gran escala en el rango de varios cientos de megavatios generalmente operan de acuerdo con el ciclo Brayton simple. La Fig. 3.23 ilustra el sistema básico de una turbina de gas de una sola etapa. La mezcla de aire comprimido y combustible se quema en la cámara de combustión y el gas caliente resultante se expande en la turbina, impulsando tanto el compresor como el generador eléctrico. Sin embargo, no se utiliza el contenido energético en los gases de escape calientes de la turbina. Las turbinas de gas con ciclo Brayton simple presentan rendimientos eléctricos relativamente bajos, debido a las altas temperaturas de escape, que suelen estar en el rango de 500–600 °C [129, 146]. Este calor residual de alta calidad se puede utilizar en una caldera de recuperación de calor (HRSG, por sus siglas en inglés de *heat recovery steam generator*) para producir vapor sobrecalentado a alta presión e impulsar una turbina de vapor aguas abajo [129]. El coste total llave en mano para una turbina de gas típica (5–40 MW) se sitúa entre 900 y 1500 €/kW_e [129].

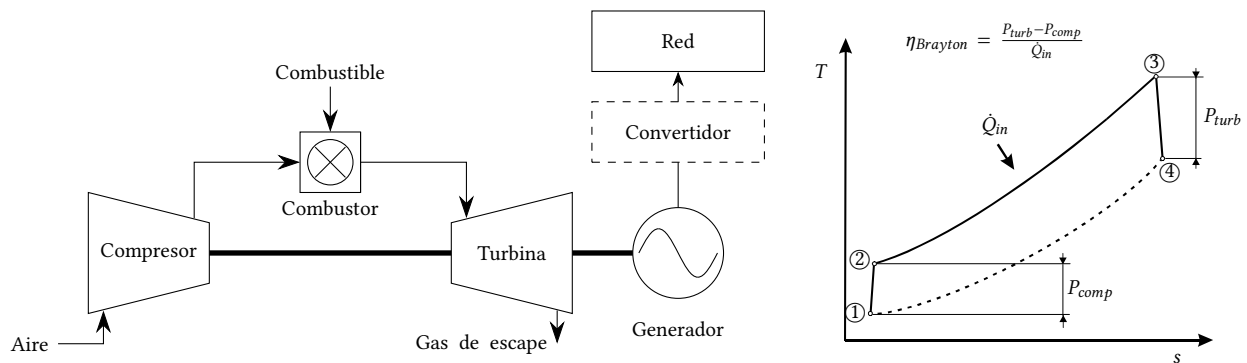


FIGURA 3.23: Diagrama esquemático y diagrama $T-s$ de una turbina de gas con ciclo Brayton simple.

FUENTE: Elaboración propia a partir de Kautz y Hansen [146].

Las turbinas a gran escala se han utilizado tradicionalmente para la generación de electricidad en centrales de ciclo combinado que integran turbinas de gas con turbinas de vapor [130]. Si la central eléctrica de ciclo combinado se alimenta con gas producto de la gasificación, se denomina central de gasificación integrada en ciclo combinado (GICC). El proceso GICC se ha utilizado para la generación de electricidad a partir de carbón desde mediados de la década de 1990, con rendimientos eléctricos combinados que llegan a alcanzar hasta el 46 % para centrales de 200 a 300 MW [26]. Sin embargo, dado que las turbinas de vapor a pequeña escala presentan un rendimiento eléctrico bajo (10–20 %) [147], el proceso GICC convencional solo es económicamente viable a gran escala [26].

Las turbinas de gas a pequeña escala con potencias desde unos pocos kilovatios hasta varios cientos de kilovatios se conocen comúnmente como microturbinas de gas [130, 131]. Por lo general, operan de acuerdo con el ciclo Brayton recuperativo, una mejora sobre el ciclo Brayton convencional que permite lograr mayores rendimientos eléctricos al recuperar parte del calor

residual de los gases de escape [145]. Las microturbinas actuales, diseñadas específicamente para la generación de electricidad distribuida con potencias nominales de 30–500 kW_e [129, 130], pueden lograr rendimientos eléctricos netos en el rango del 25–30 % [148], o incluso superiores. El rendimiento global de las microturbinas puede alcanzar hasta el 85–90 % en modo cogeneración [129]. En la Fig. 3.24 se presenta un diagrama esquemático de una turbina de gas recuperativa a pequeña escala. Las microturbinas suelen ser turbinas de gas de una sola etapa, un solo eje y baja relación de presiones [129, 145]. En estas turbinas de gas, un combustible líquido o gaseoso, como el gas producto de la gasificación, se quema con aire comprimido en una cámara de combustión a presión constante. Previamente, se debe llevar el combustible a la presión de operación de la cámara de combustión por medio de un compresor de combustible [149]. La temperatura de los gases de escape que se introducen en la turbina generalmente se limita al rango de 750–950 °C en configuraciones recuperativas [150–152], debido a las restricciones técnicas en los materiales de fabricación. Por lo tanto, la temperatura de entrada a la turbina debe mantenerse dentro de este rango mediante el uso de aire en exceso. Los gases de escape de la cámara de combustión a alta temperatura y presión se expanden en la turbina hasta presión atmosférica, produciendo potencia mecánica en el eje de la misma. La turbina de gas impulsa el compresor de aire y el generador eléctrico a través de un único eje común [145]. Dado que el generador eléctrico suele alcanzar velocidades de rotación muy altas (75 000–100 000 rpm), la salida de alta frecuencia debe convertirse a corriente continua (CC) y luego volver a convertirse a corriente alterna (CA) compatible con la red mediante dispositivos electrónicos de potencia fiables y eficientes [145]. Se utiliza un intercambiador de calor a contracorriente de gas a aire conocido como recuperador para transferir energía térmica de los gases de escape al aire ya comprimido antes de introducirse en la cámara de combustión, mejorando así el rendimiento del ciclo Brayton. El alcance de la recuperación de calor depende de la temperatura del aire descargado del compresor, que a su vez está condicionado por la relación de presiones [146]. Una elevada relación de presiones provoca un aumento considerable de la temperatura en el compresor. Como consecuencia, las turbinas con relaciones de presión más bajas tienden a presentar una recuperación más eficiente [146]. La temperatura de escape de las turbinas de gas recuperativas es relativamente baja (alrededor de 200–300 °C) y el calor residual solo se puede utilizar para generar vapor a baja presión y/o agua caliente [129].

Las turbinas de gas proporcionan una serie de ventajas en comparación con otras tecnologías para la generación de electricidad a pequeña escala [11, 145], como su tamaño compacto y bajo peso por unidad de potencia, bajos niveles de vibración y ruido reducido (< 70 dB a una distancia de 1 m), larga vida útil y coste de mantenimiento relativamente bajo debido a su pequeño número de piezas móviles, bajas emisiones de contaminantes del aire y disponibilidad de calor residual de alta calidad [129, 131, 145]. Las turbinas de gas a pequeña escala con potencias eléctricas comprendidas entre 100 y 600 kW actualmente no son competitivas en términos de coste en comparación con los motores de gas de combustión

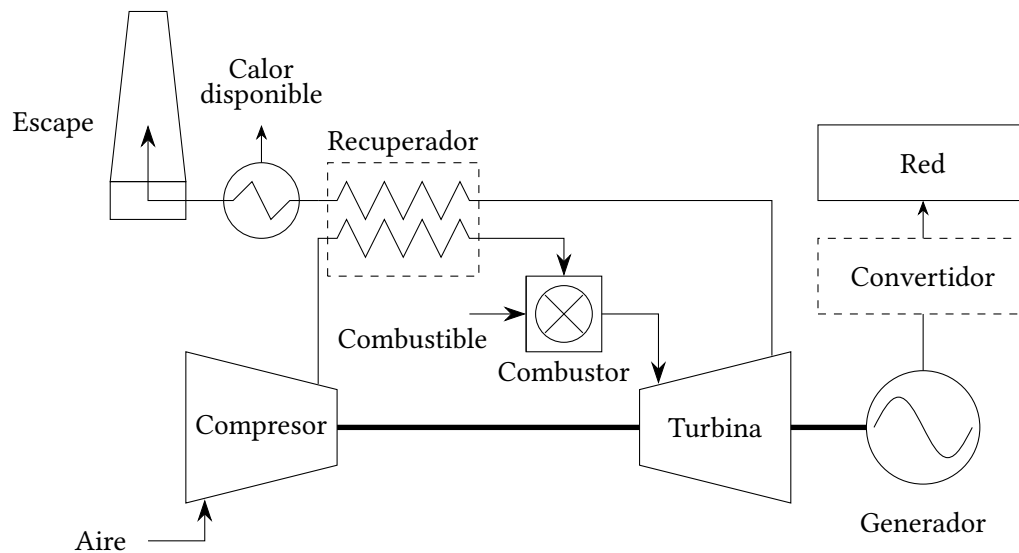


FIGURA 3.24: Diagrama esquemático de una turbina de gas recuperativa a pequeña escala.

FUENTE: Elaboración propia.

interna [129-131, 147], pero futuros desarrollos tecnológicos podrían cambiar esta situación. Por ejemplo, antes de la década de 2000, el coste de instalación de una microturbina de 30 kW_e era de alrededor de 1500 €/kW_e; sin embargo, los avances recientes han reducido los costes de capital a unos 600–1200 €/kW_e [27, 129, 153].

3.5.1.2 Máquinas térmicas externas

Una máquina térmica externa se refiere a cualquier máquina térmica que reciba el aporte calor desde una fuente distinta del fluido que impulsa la máquina. Las máquinas térmicas externas generalmente presentan rendimientos eléctricos más bajos que las máquinas térmicas internas, debido a que las máquinas térmicas externas requieren una etapa adicional de transferencia de energía. El tipo más común de máquina térmica externa son las máquinas de combustión externa, que se utilizan en numerosos diseños de centrales eléctricas. Las máquinas de combustión externa difieren de otras máquinas térmicas externas en que dependen de la combustión de un combustible para generar el calor que se utiliza para el trabajo. Sin embargo, el término más amplio de máquina térmica externa también incluye reactores nucleares, en los que no se produce combustión, así como otras fuentes de calor, como la energía solar térmica o la energía geotérmica.

A pesar de presentar rendimientos eléctricos más bajos en comparación con las máquinas térmicas internas, las máquinas térmicas externas pueden proporcionar ventajas atractivas para la integración con gasificadores. El producto gaseoso caliente de un gasificador puede quemarse directamente en una caldera o cámara de combustión sin enfriamiento y sin necesidad de limpieza, lo que permite un mejor aprovechamiento de la energía [3]. Sin embargo, el gas de escape producido tras la combustión debe estar lo suficientemente limpio para cumplir con los

requisitos de emisión locales [3]. Para la generación de electricidad a pequeña o mediana escala mediante máquinas térmicas externas, pueden preferirse los gasificadores *updraft* y los gasificadores de lecho fluidizado sobre los gasificadores *downdraft*. Esta preferencia surge del hecho de que, aunque los gasificadores *updraft* y de lecho fluidizado conducen a un producto gaseoso con mayor contenido de alquitrán [3], los alquitranes también poseen un contenido energético significativo, lo que conlleva un mayor rendimiento de gasificación. De hecho, cabe señalar que el rendimiento de gas caliente de los gasificadores *updraft* es muy alto ($\eta_{hg} = 90\text{--}95\%$), mientras que el de los gasificadores *downdraft* es algo menor ($\eta_{hg} = 85\text{--}90\%$) [3].

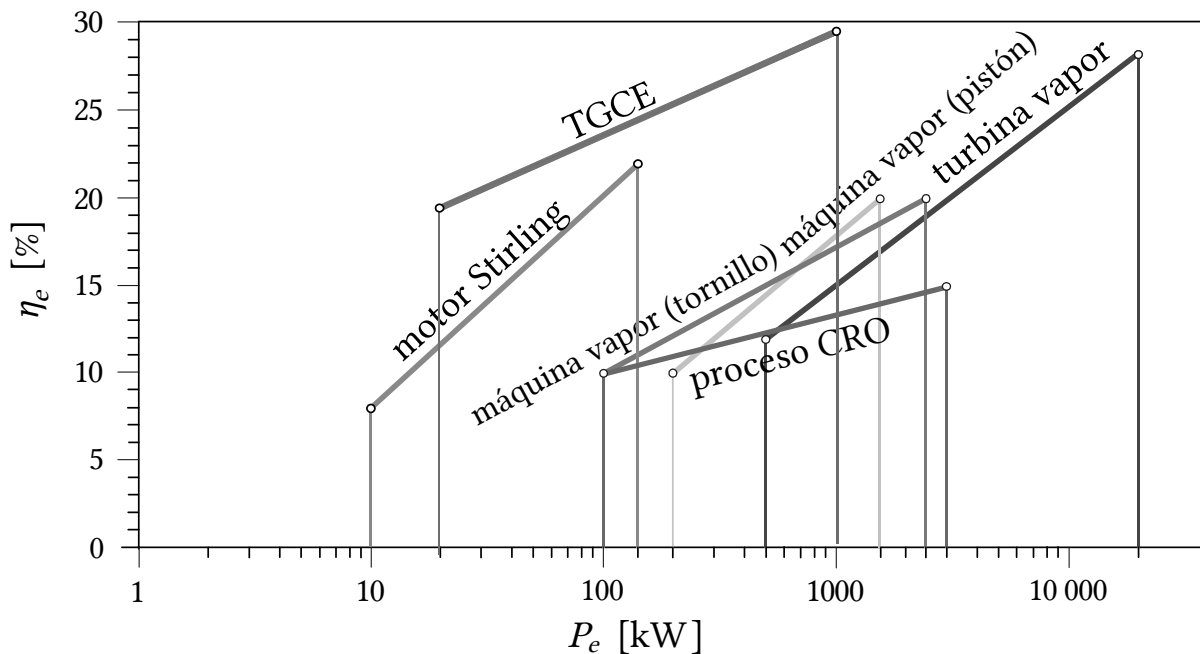


FIGURA 3.25: Tamaño unitario típico y rendimiento eléctrico de las plantas de cogeneración a pequeña escala que queman biomasa sólida. FUENTE: Adaptado de Kautz y Hansen [146].

Existen varias tecnologías de cogeneración disponibles comercialmente dentro de la categoría de máquinas térmicas externas, entre las que se incluyen las turbinas de gas de combustión externa (TGCE), las turbinas y máquinas de vapor convencionales, los ciclos Rankine orgánicos (CRO) y los motores Stirling. Las turbinas de gas alimentadas externamente proporcionan el mayor rendimiento eléctrico para el rango de potencia desde unas pocas decenas de kilovatios hasta un megavatio, pero son las menos maduras de entre las tecnologías previamente mencionadas, con un número limitado de fabricantes y solo unos pocos sistemas operativos [154, 155]. Por el contrario, las centrales convencionales basadas en el ciclo Rankine de vapor cuentan con una presencia consolidada, pero deben situarse en el rango de megavatios para lograr un rendimiento razonable [146]. La tecnología agua-vapor es compleja y costosa y solo se justifica en el caso de grandes instalaciones. Hoy en día, casi todas las centrales eléctricas con ciclo de vapor utilizan turbinas de vapor, que han reemplazado a las máquinas de

vapor tradicionales en la generación de electricidad, debido a su menor coste, menor número de partes móviles, mayor velocidad de operación y mayor rendimiento [156]. Los ciclos Rankine orgánicos destacan como una alternativa convincente al ciclo Rankine de vapor convencional en el rango de potencia de 0,1–5 MW, especialmente para instalaciones más pequeñas, con rendimientos eléctricos típicos comprendidos entre el 10–15 %. En el extremo inferior de la escala de potencias, el motor Stirling logra altos rendimientos, incluso en el rango de kilovatios [146]. Esta tecnología ha avanzado más allá de la etapa de demostración y ya están operativas numerosas instalaciones, ya sea con gas natural o en combinación con un disco solar. En la Fig. 3.25 se presenta una comparación aproximada del rendimiento eléctrico neto para varias tecnologías de máquinas de combustión externa que queman biomasa sólida.

3.5.1.2.1 Turbinas de gas de combustión externa

Las turbinas de gas de combustión externa (TGCE), también denominadas turbinas de gas indirectas, son máquinas térmicas externas, caracterizadas por la ignición del combustible en una cámara de combustión separada fuera de la turbina de gas, que se mantiene a una presión constante. El concepto operativo de una TGCE se ilustra en la Fig. 3.26. Tanto las turbinas de gas de combustión interna como las de combustión externa comparten una similitud en el sentido de que ambas operan de acuerdo con el ciclo Brayton abierto. Sin embargo, en las TGCE, la cámara de combustión convencional se reemplaza por un intercambiador de calor de alta temperatura, que proporciona la ventaja termodinámica de utilizar aire precalentado y, lo que es más importante, que los gases de combustión calientes no están en contacto directo con los álabes de la turbina [146, 157]. Dado que estas turbinas son impulsadas por aire caliente a presión, en lugar de gases de combustión, también se denominan turbinas de aire de combustión externa. Además, a diferencia de las turbinas de gas de combustión interna, que presentan estrictos requisitos con respecto a la composición y limpieza del gas de combustión, las TGCE ofrecen la posibilidad de quemar una variedad de combustibles de baja calidad [146, 154], incluyendo combustibles sólidos como la biomasa o el carbón [148, 157], o incluso depender de la energía solar concentrada o reacciones nucleares en lugar de la combustión para producir el calor necesario [157]. Sin embargo, con combustibles fósiles líquidos y gaseosos limpios, las turbinas de gas alimentadas externamente están muy por detrás de las alimentadas internamente, tanto desde el punto de vista técnico como económico [157].

La mayoría de los componentes de las TGCE son piezas estándar, con las únicas excepciones del intercambiador de calor de alta temperatura y la cámara de combustión para combustibles alternativos [146]. En particular, el intercambiador de calor de alta temperatura es un componente crítico y costoso en las TGCE [148]. Es bien sabido que el rendimiento generalmente aumenta cuando se alcanzan temperaturas más altas a la entrada de la turbina. La mayoría de las TGCE fabricadas hasta la fecha presentan temperaturas de entrada a la turbina en el rango de 650–800 °C, y solo unos pocos superan los 900 °C [157]. La temperatura máxima

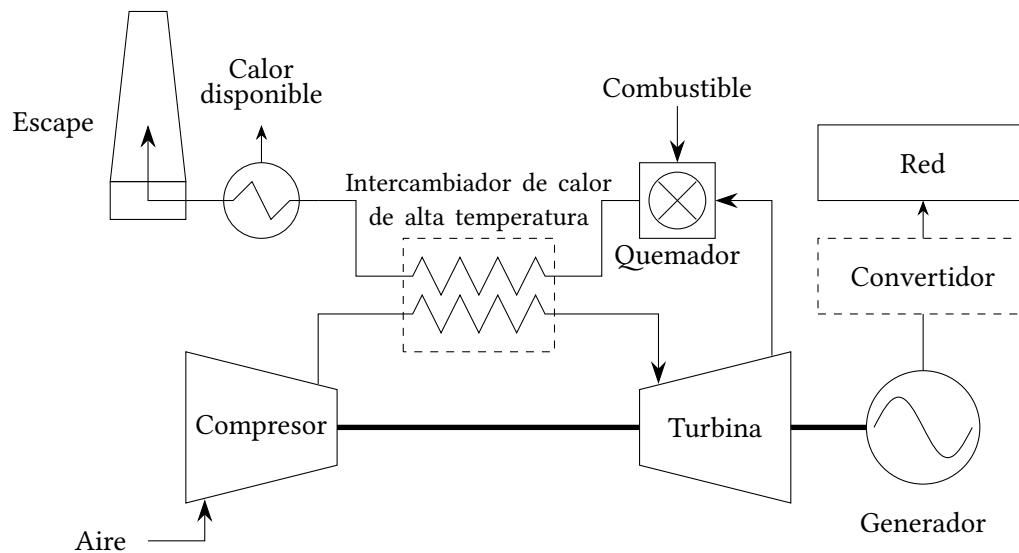


FIGURA 3.26: Diagrama esquemático de una turbina de gas de combustión externa a pequeña escala.
FUENTE: Elaboración propia.

de funcionamiento del intercambiador de calor de alta temperatura debe ser de unos 100–150 °C más alta que la temperatura de entrada a la turbina (TIT) [148], es decir, alrededor de 1000 °C o más. Además, debido a los bajos coeficientes de transferencia de calor del aire y de los gases de combustión, se requieren grandes superficies de intercambio de calor. En consecuencia, el desarrollo del intercambiador de calor de alta temperatura presenta dificultades importantes, como encontrar materiales adecuados para la operación a altas temperaturas, garantizar la fiabilidad a largo plazo de los dispositivos de soldadura y sellado y reducir los costes de fabricación. Para soportar temperaturas superiores a 1000 °C [154], el intercambiador de calor de alta temperatura debe fabricarse con materiales especiales, como aleaciones metálicas o cerámica [146]. En un futuro próximo, los intercambiadores de calor metálicos que utilizan aleaciones y superaleaciones parecen ser la mejor opción, especialmente para las TGCE de pequeña escala. Sin embargo, a largo plazo, se espera que los intercambiadores de calor cerámicos, capaces de soportar temperaturas de hasta 1200–1300 °C, proporcionen un mejor rendimiento [157].

Al igual que las turbinas de gas de combustión interna, las turbinas de gas de combustión externa se pueden clasificar en tres rangos de tamaño: pequeña escala (microescala), mediana escala y gran escala [157].

- Las micro TGCE son equipos de flujo radial, con potencias de salida inferiores a 1 MW_e.
- Las TGCE de mediana escala son comúnmente del tipo de flujo axial o una combinación de disposiciones de flujo axial y radial, con potencias de salida por debajo de 100 MW_e.
- Las TGCE a gran escala o industriales son equipos de flujo axial, con potencias de salida superiores a 100 MW_e.

Una mejora común para las TGCE es la incorporación de un ciclo de potencia de vapor como unidad inferior en lo que se conoce como ciclo combinado de combustión externa (EFCC, por sus siglas en inglés de *externally fired combined cycle*) [157]. Se han investigado diferentes configuraciones del ciclo, con la caldera de vapor colocada en serie en el escape de la turbina de gas o en paralelo en la cámara de combustión de biomasa y el escape de la turbina de gas. En estos sistemas, el gas pobre de la gasificación de biomasa se utiliza como combustible, mientras que el aire caliente que sale de la TGCE se utiliza en la cámara de combustión. Los gases de combustión calientes que salen del intercambiador de calor de alta temperatura se dirigen a una caldera de recuperación de calor (HRSG) para generar electricidad en un ciclo Rankine de vapor convencional como unidad inferior [158, 159].

3.5.1.2.2 Ciclo Rankine de vapor convencional

El ciclo Rankine convencional es un proceso ampliamente utilizado en la mayoría de las centrales eléctricas a gran escala, como las centrales eléctricas de carbón o las centrales nucleares. El ciclo Rankine consta de cuatro unidades claves: una caldera (intercambiador de calor), una turbina de vapor (acoplada a un generador eléctrico), un condensador (intercambiador de calor) y una bomba (generalmente impulsada por un motor eléctrico), como se ilustra en el diagrama esquemático de la Fig. 3.27. La instalación puede complementarse con un sistema de almacenamiento, transporte y suministro de combustible, así como con otros equipos auxiliares.

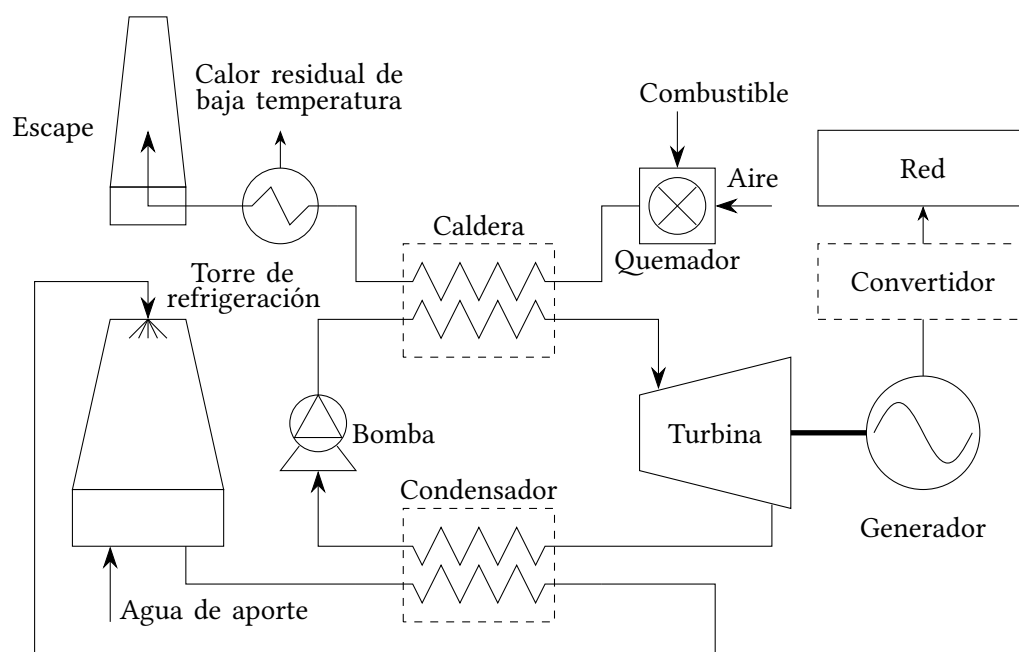


FIGURA 3.27: Diagrama esquemático simplificado de un ciclo Rankine de vapor convencional.
FUENTE: Elaboración propia.

En las centrales eléctricas con ciclo Rankine convencional, el calor se genera quemando combustible en una cámara de combustión, que posteriormente se utiliza para convertir agua

presurizada en vapor a alta presión dentro de una caldera. Este vapor luego se expande al nivel de baja presión a través de una turbina, produciendo trabajo útil. Tras la expansión en la turbina, el vapor de baja presión debe volver a condensarse para finalmente volver al nivel de alta presión mediante bombeo, completando así el ciclo. El exceso de calor liberado en el condensador se disipa al medio ambiente a través de una torre de refrigeración. Aparte del método convencional de quemar combustibles, existen fuentes de calor alternativas para impulsar los ciclos Rankine de vapor para la generación de electricidad, incluyendo el calor derivado de reactores nucleares u otras fuentes energéticas renovables, como la solar o la geotérmica. El ciclo Rankine de vapor tradicional representa la opción más común para recuperar el calor residual de alta calidad ($> 600\text{--}650\text{ }^{\circ}\text{C}$) [160]. Sin embargo, para la recuperación de calor de calidad baja y media, el ciclo Rankine de vapor es menos rentable, ya que el vapor de baja presión y temperatura requiere equipamiento más voluminoso y produce agua condensada en los álabes de la turbina, lo que genera problemas de erosión [160].

En los últimos años, el enfoque global en las tecnologías de generación distribuida y cogeneración ha provocado que el interés en los ciclos Rankine de vapor a gran escala haya pasado a un segundo plano. La tecnología de agua-vapor se caracteriza por su complejidad y altos costes, lo que la hace adecuada principalmente para la generación de electricidad a gran escala [131, 146]. Por el contrario, debido a su bajo rendimiento eléctrico en operación a carga parcial, las turbinas de vapor no son adecuadas para centrales eléctricas flexibles de pequeña escala [130, 131]. De hecho, las turbinas de vapor rara vez tienen menos de 50 kW [130, 131]. No obstante, ha habido algunas mejoras en las turbinas de vapor para la generación distribuida de electricidad [27]. Estas turbinas de vapor de pequeño tamaño están diseñadas para operar en condiciones subcríticas de vapor de caldera, con mayor énfasis en la eficiencia energética [27]. Sin embargo, la experiencia operativa a escala piloto de los ciclos Rankine de vapor alimentados con gas de síntesis es todavía muy limitada [27]. Además, para aplicaciones de pequeña a mediana escala en el rango de kilovatios o de unos pocos megavatios, las turbinas de vapor son menos rentables y eficientes en comparación con otras tecnologías alternativas [130], como las microturbinas de gas y los motores de gas de combustión interna, que también permiten la producción simultánea de electricidad y calor de calidad media a alta.

3.5.1.2.3 Ciclos Rankine orgánicos

Conceptualmente, los ciclos Rankine orgánicos (CRO) son similares en términos operativos a los ciclos Rankine de vapor convencionales en el sentido de que ambos se basan en la vaporización de un líquido a alta presión, que a su vez se expande a un nivel de presión más bajo, liberando así trabajo mecánico [161]. Sin embargo, la principal diferencia radica en el uso de fluidos de trabajo no convencionales (en su mayoría orgánicos, aunque algunos de ellos son inorgánicos, como el dióxido de carbono) [162]. Estos fluidos de trabajo generalmente se caracterizan por un punto de ebullición más bajo que el del agua a la misma presión, lo que

permite que el ciclo de potencia pueda ser impulsado por calor residual de baja calidad [27, 160, 163, 164]. Por lo tanto, los ciclos Rankine orgánicos contemplan los mismos componentes básicos que una central eléctrica de vapor convencional. El fluido de trabajo se bombea a un evaporador, donde se calienta y vaporiza en condiciones subcríticas, luego pasa a través de un dispositivo de expansión conocido como expansor, que está conectado a un generador de energía eléctrica y, finalmente, se vuelve a convertir en líquido saturado en el condensador, cerrando el ciclo. Existen dos opciones para el condensador en ciclos orgánicos de Rankine: condensadores enfriados por aire o enfriados por agua. Los sistemas CRO con un condensador enfriado por agua generalmente tienen un mayor rendimiento nominal, debido a su menor temperatura de condensación [165], pero también presentan una carga de refrigeración más elevada, lo que requiere un mayor caudal de agua de enfriamiento. Sin embargo, las limitaciones habituales en cuanto a disponibilidad de agua hacen que los condensadores enfriados por aire suelen ser la opción preferida para la mayoría de fabricantes de unidades CRO.

Los ciclos Rankine orgánicos pueden ser impulsados por cualquier fuente de calor, incluidas las fuentes de calor de baja temperatura, siempre que la diferencia de temperatura entre la fuente de calor y el sumidero de calor sea lo suficientemente alta. En este sentido, cabe destacar que el calor de calidad alta y media suele ser fácil de recuperar, pero desafortunadamente, el calor residual de calidad baja ($< 200\text{--}250\text{ }^{\circ}\text{C}$), que constituye más del 50 % del calor residual total, es el más difícil de recuperar [160]. Las unidades CRO presentan la versatilidad de operar quemando combustibles de baja calidad, incluido el gas producto directamente de los procesos de gasificación, sin necesidad de limpieza [27, 163, 166, 167]. Además, las unidades CRO pueden generar electricidad aprovechando el calor solar o geotérmico, o recuperando el calor residual de las centrales eléctricas, los procesos industriales o los gases de escape de los vehículos [160, 161, 164, 168]. La incorporación de una unidad CRO generalmente permite la conversión adicional de una parte del calor (aproximadamente 10–15 %) en electricidad [26]. Por ejemplo, al combinar motores de gas con tecnología CRO, es posible lograr rendimientos de conversión de biomasa en electricidad superiores al 40 % [26]. Independientemente de la fuente de calor utilizada para impulsar el ciclo, se recomienda incorporar un circuito de aceite diatérmico para prevenir el sobrecalentamiento local y evitar que los fluidos orgánicos se vuelvan químicamente inestables [169].

Existen varias configuraciones del CRO, entre las que se incluyen el CRO simple, con recalentamiento y regenerativo. En términos de rendimiento térmico, la configuración con recalentamiento se parece mucho a la configuración simple, mientras que la configuración regenerativa destaca por su mayor rendimiento. Los ciclos Rankine orgánicos regenerativos incorporan un intercambiador de calor a contracorriente denominado regenerador para recuperar el calor del vapor sobrecalentado a la salida del expansor precalentando el fluido orgánico presurizado antes del evaporador [170]. En la Fig. 3.28 se ilustra un diagrama esquemático de un ciclo de Rankine orgánico regenerativo impulsado por el calor de la

combustión de un combustible.

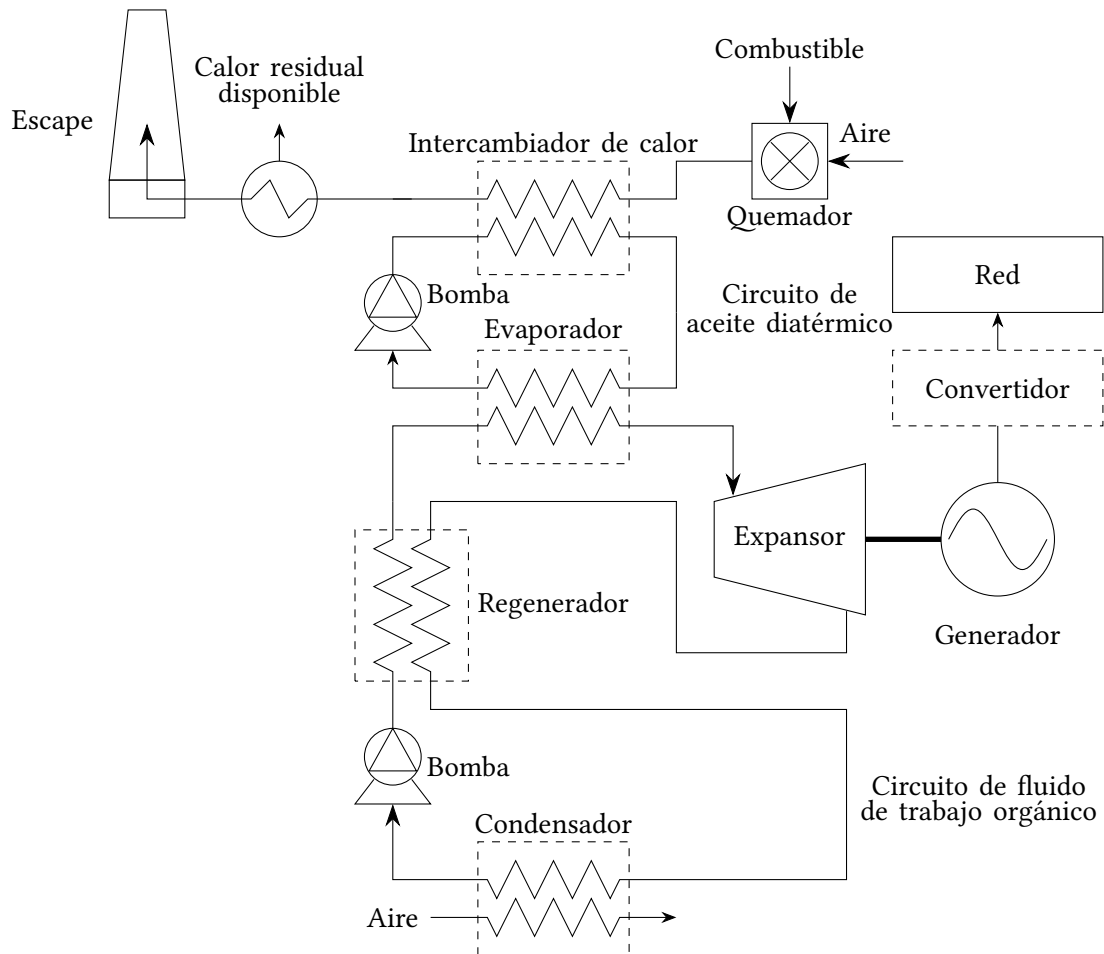


FIGURA 3.28: Diagrama esquemático de un ciclo Rankine orgánico regenerativo.

FUENTE: Elaboración propia.

Una decisión clave para el diseño de una unidad CRO es la selección del fluido de trabajo orgánico, que requiere una cuidadosa consideración de varias características, como las propiedades de transferencia de calor, el impacto ambiental, las consideraciones de seguridad, la estabilidad química, los requisitos de presión, los costes y la disponibilidad, el peso molecular, el punto de congelación, la curva de saturación, el rendimiento termodinámico y la corrosividad [130, 161, 163]. Los fluidos de trabajo orgánicos de uso común en unidades CRO incluyen hidrocarburos alifáticos (p. ej., *n*-pentano, *n*-hexano, *n*-octano, *n*-decano), hidrocarburos cíclicos (p. ej., ciclopentano, ciclohexano), hidrocarburos aromáticos (p. ej., benceno, tolueno) y refrigerantes (p. ej., R134a, R236fa, R245ca, R245fa, R1233zd, R600a). Los fluidos de trabajo para uso en ciclos Rankine orgánicos se pueden clasificar en tres categorías principales: húmedo, seco e isoentrópico, según su comportamiento durante la expansión adiabática, como se muestra en la Fig. 3.29 [161-163, 169, 171, 172]. La expansión de un fluido húmedo (representado por el segmento del cambio de estado $1 \rightarrow 2$), si no se sobrecalienta, cae en el área de líquido/vapor, lo que puede dañar el expansor y generar ineficiencias en el ciclo debido al

cambio de fase [163, 164]. Dado que el objetivo del CRO se centra en la recuperación de calor de baja calidad para la generación de electricidad, no es adecuado adoptar un enfoque de sobrecalentamiento similar al ciclo Rankine de vapor convencional. En consecuencia, siempre se prefiere un ligero sobrecalentamiento a la salida del evaporador, lo que perjudica a los fluidos húmedos, ya que permanecen en un estado de dos fases tras la expansión. Por el contrario, los fluidos de trabajo secos o isentrópicos no condensan durante la expansión desde un estado saturado y, por lo tanto, no requieren sobrecalentamiento, lo que elimina las preocupaciones de la incidencia de gotas de líquido en los álabes del expansor [170, 171]. Sin embargo, si la curva de vapor saturado del fluido seco se desvía bruscamente hacia adentro, el vapor saldrá del expansor con un grado significativo de sobrecalentamiento. Por lo tanto, si se utilizan fluidos de trabajo secos, normalmente se adopta una configuración de ciclo regenerativo para aumentar el rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico y evitar aumentar innecesariamente la carga de enfriamiento del condensador [170].

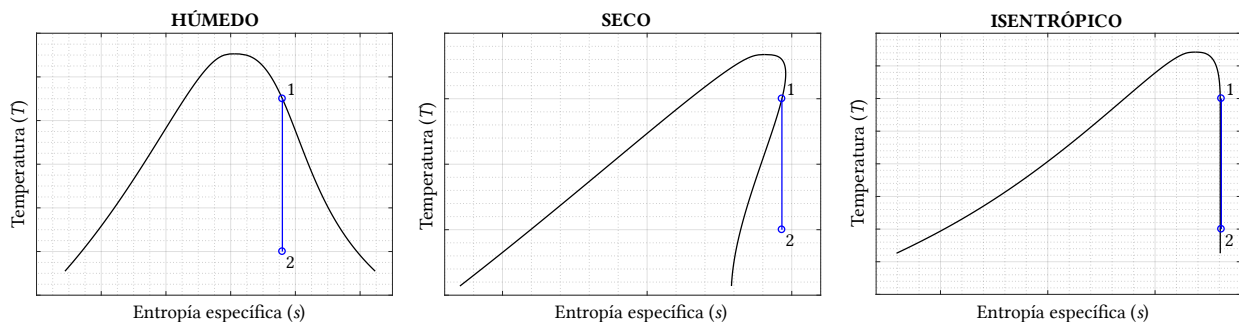


FIGURA 3.29: Clasificación tradicional de los fluidos de trabajo puros. Las expansiones isentrópicas desde estados de vapor saturado están representadas por el proceso $1 \rightarrow 2$.

FUENTE: Adaptado de Györke et al. [162].

Los fabricantes de CRO han estado activos en el mercado desde principios de la década de 1980 [161]. El mercado de los CRO está experimentando un rápido crecimiento. Desde la instalación de las primeras plantas CRO comerciales en la década de 1970, la industria ha sido testigo de una expansión casi exponencial [161]. Hoy en día, los ciclos Rankine orgánicos ofrecen una gran variedad de potencias para aplicaciones de pequeña a mediana escala, que van desde 0,01 a 10 MW [27, 130, 161, 163, 164]. No obstante, la mayoría de sistemas CRO normalmente se instalan en el rango de potencia de megavatios, mientras que solo existe un número limitado de plantas CRO en el rango de potencia de kilovatios [161]. Los CRO son una tecnología madura para la recuperación de calor residual de procesos industriales, cogeneración a partir de biomasa y aplicaciones de energía geotérmica, aunque su adopción para aplicaciones solares todavía es inusual [161]. En 2016, había una potencia instalada total de alrededor de 2701 MW de CRO en todo el mundo, distribuida en 705 proyectos y 1754 instalaciones [173]. La generación de electricidad a partir de salmueras geotérmicas es el principal campo de aplicación, representando el 74,8 % de la potencia instalada mundial de CRO en 2016 [173]. Sin embargo, las aplicaciones de aprovechamiento de residuos industriales cuentan con la mayor

cantidad de plantas CRO instaladas. En 2016, se alimentaron con biomasa un total de 332 plantas CRO de pequeña a mediana escala, con una potencia instalada total de 301 MW [173].

El rendimiento térmico de las plantas CRO está fuertemente condicionado por la temperatura de la fuente de calor y la elección del fluido de trabajo. Los rendimientos térmicos típicos se sitúan en el rango de 13–18 % para CRO con configuración simple y 16–23 % para CRO con configuraciones regenerativas [27]. No obstante, el rendimiento eléctrico neto generalmente está por debajo del 20 % [160]. Se ha indicado que el coste de capital total estimado para las instalaciones de generación eléctrica con CRO se sitúa en el rango de 4000–5000 €/kW [27, 174], y se espera que reducir el coste por debajo de 3000 €/kW sea una tarea difícil [175]. Aunque la tecnología CRO ofrece flexibilidad en cuanto al tamaño de la instalación, lo que la hace adecuada para aplicaciones distribuidas, persisten los retos relacionados con el diseño, la puesta en servicio, la operación y el desmantelamiento de la instalación [27]. Estos problemas deben abordarse para mantener un funcionamiento y una rentabilidad competitivos.

Una alternativa a los CRO subcríticos convencionales es el concepto de CRO transcíticos (también denominados ciclos Rankine supercríticos) y de CRO supercríticos (también denominados ciclos Brayton supercríticos) [176, 177]. En ambas configuraciones alternativas, la evaporación del fluido de trabajo se produce en condiciones supercríticas, es decir, a presiones por encima de su punto crítico [168, 177]. Para la mayoría de los fluidos orgánicos, el punto crítico se alcanza a temperaturas y presiones más bajas en comparación con las del agua, por lo que es más sencillo alcanzar condiciones supercríticas. En tales condiciones, el fluido experimenta un cambio de fase continuo, sin mezcla entre las fases líquida y vapor, y sin cambios bruscos de densidad. En estas variantes del CRO, la vaporización del fluido de trabajo no se logra manteniendo una temperatura constante a una presión específica, sino que a medida que aumenta el volumen específico a una presión supercrítica constante, la temperatura aumenta.

Debido a una mejor adaptación del perfil de temperatura entre la fuente de calor y el fluido de trabajo durante la adición de calor, lo que evita la limitación del punto de pellizco, se ha propuesto el dióxido de carbono (CO_2) como fluido de trabajo para los ciclos transcíticos y supercríticos [168, 177, 178]. La elección del CO_2 proporciona numerosas ventajas, como su naturaleza no tóxica y no inflamable, su asequibilidad y rentabilidad económicas en comparación con los refrigerantes convencionales, así como su estabilidad térmica y química, ya que no reacciona con los materiales del sistema. [177]. Sin embargo, presenta el notable inconveniente de que se requieren precauciones y elementos de seguridad adicionales como consecuencia de las altas presiones de operación, lo que aumenta el coste de estos sistemas [168]. Otra desventaja de los fluidos supercríticos es su bajo coeficiente de intercambio de calor, lo que requiere grandes áreas de intercambio de calor [176].

A diferencia de los CRO convencionales, para los cuales existe una amplia disponibilidad de

módulos comerciales, los prototipos comerciales o de investigación de ciclos transcíticos y supercríticos son limitados [168]. Sin embargo, actualmente se están realizando varias demostraciones para validar los ciclos transcíticos y supercríticos utilizando el CO₂ como fluido de trabajo [177, 178].

3.5.1.2.4 Ciclos Kalina

El ciclo Kalina es otra alternativa a los CRO convencionales para aprovechar fuentes de calor de baja y media temperatura [179-181]. Fue patentado por el ingeniero ruso Alexander Kalina en 1984, por lo que constituye un desarrollo relativamente reciente que no ha logrado una aceptación generalizada. El ciclo Kalina ha sido propuesto como ciclo de potencia inferior en algunos trabajos recientes sobre generación de electricidad integrando la tecnología de gasificación [182-184].

El ciclo Kalina utiliza como fluido de trabajo una mezcla ceotrópica de dos fluidos con diferentes puntos de ebullición. Dado que la mezcla ceotrópica hierve en un intervalo de temperaturas como sucede en la destilación, se puede extraer más calor de la fuente térmica que con un fluido de trabajo puro. Lo mismo se aplica en el lado del condensador para el rechazo de calor hacia un sumidero térmico. Los fluidos de trabajo ceotrópicos condensan en un intervalo de temperaturas, lo que permite la recuperación del calor de condensación mediante intercambiadores de calor externos.

Los ciclos Kalina estándar utilizan una disolución de amoníaco y agua como fluido de trabajo [179-181]. Sin embargo, la concentración de amoníaco en el fluido de trabajo varía a lo largo del ciclo. En la Fig. 3.30 se presenta un diagrama esquemático de un ciclo Kalina típico, que es similar al CRO convencional, pero incluye un separador y un absorbedor. Inicialmente, la mezcla ceotrópica subenfriada de amoníaco y agua se presuriza mediante la bomba hasta alcanzar la presión máxima del ciclo. A continuación, la mezcla presurizada se precalienta en un regenerador y se vaporiza y sobrecalienta en el evaporador. El fluido de trabajo del evaporador está a alta temperatura y presión y tiene una elevada concentración de amoníaco. A continuación, la mezcla de agua y amoníaco se divide en el separador, dando lugar a una fracción gaseosa rica en amoníaco y a una fracción líquida pobre en amoníaco. El vapor rico en amoníaco se expande en la turbina para generar electricidad, mientras que la disolución líquida pobre en amoníaco se hace pasar por un regenerador para precalentar la mezcla procedente de la bomba, antes de someterse a una despresurización a través de una válvula de estrangulamiento. La presión y la concentración de amoníaco del fluido que sale de la turbina son demasiado altas para que pueda condensarse únicamente con el agua de refrigeración, por lo que se mezcla con la disolución pobre en amoníaco producida en el separador. La mezcla resultante finalmente se condensa en un condensador enfriado por agua a baja presión, cerrando el ciclo.

La principal ventaja del ciclo Kalina surge de las propiedades únicas del fluido de trabajo: la

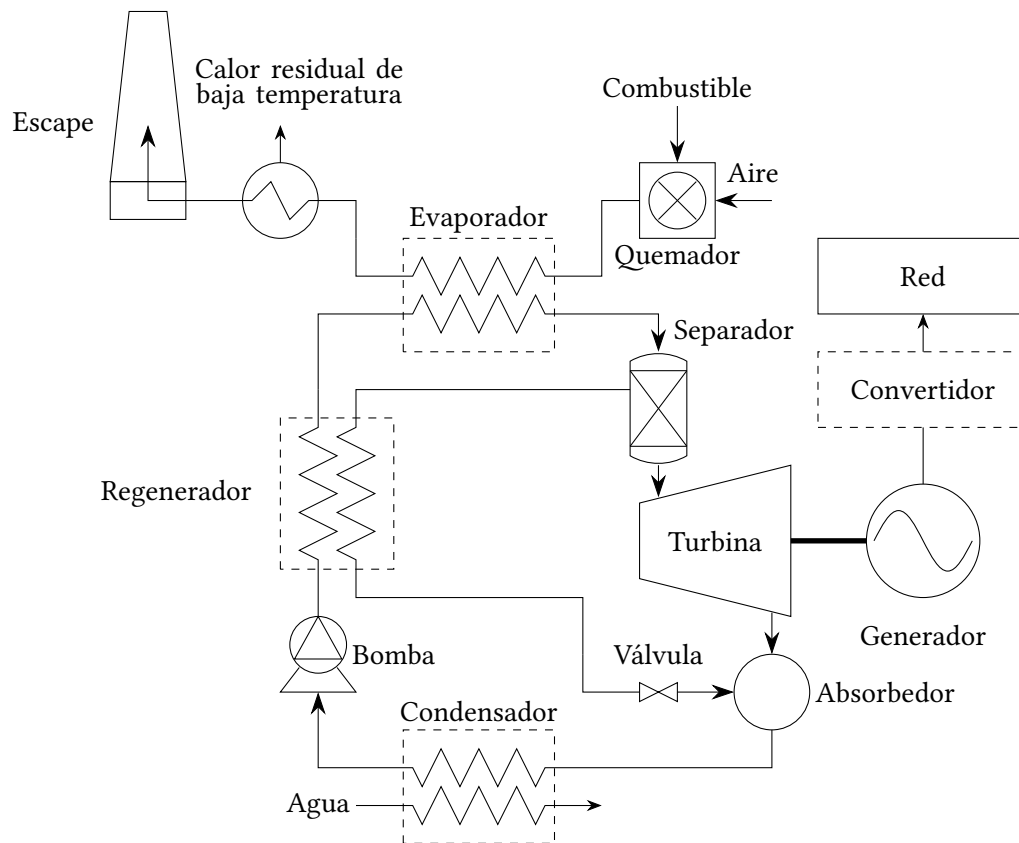


FIGURA 3.30: Diagrama esquemático de un ciclo Kalina.

FUENTE: Elaboración propia.

concentración de amoníaco se puede ajustar para alcanzar la temperatura de ebullición deseada. El ciclo Kalina que utiliza una mezcla ceotrópica de amoníaco y agua como fluido de trabajo permite lograr un mayor rendimiento y potencia que con los CRO convencionales [180]. Sin embargo, para aplicaciones de pequeña potencia y fuentes de calor de temperatura media a alta, la adopción de un ciclo Kalina puede no estar justificada, debido a la mejora marginal en el rendimiento en comparación con un CRO bien optimizado [179]. Este ligero aumento de rendimiento requiere una configuración compleja de la planta, intercambiadores de calor de gran superficie y el uso de materiales especializados que sean resistentes a las elevadas presiones y a la corrosión [179]. Además, es esencial el sobrecalentamiento del fluido de trabajo, debido a que el amoníaco es un fluido húmedo y existe un alto riesgo de condensación y potenciales daños a los álabes de la turbina si no se sobrecalienta [179]. Otro inconveniente está relacionado con la seguridad, ya que el amoníaco es tóxico para niveles de exposición superiores a 500 ppm.

3.5.1.2.5 Motores Stirling

La integración de motores Stirling con gasificadores de biomasa es un enfoque relativamente novedoso pero prometedor para la generación de electricidad limpia [27, 185]. A diferencia de los motores de combustión interna, el motor Stirling es un motor de combustión externa que opera en un ciclo cerrado, donde el fluido de trabajo se comprime alternativamente en un volumen de

cilindro frío y se expande en un volumen de cilindro caliente [131]. Los motores Stirling utilizan gas presurizado (a menudo aire, helio o hidrógeno) como fluido de trabajo, que se expande cuando se calienta a través de un intercambiador de calor externo [11], impulsando un pistón para realizar un trabajo mecánico [27]. Tras haber liberado la mayor parte de su energía durante la expansión, el volumen de gas se enfría y comprime para prepararse para el próximo ciclo de calentamiento. Los motores Stirling se pueden clasificar en tres configuraciones: tipo alfa, tipo beta y tipo gamma [131].

Dado que los motores Stirling son máquinas térmicas externas, el aporte de calor requerido puede proporcionarse por medio de cualquier fuente de calor, lo que los hace flexibles en cuanto al combustible por naturaleza [27, 131]. Además, como la combustión no ocurre dentro del motor, su vida útil no se ve afectada por los contaminantes del gas de combustión y los costes de mantenimiento son bajos [27]. Los motores Stirling generalmente presentan un buen funcionamiento en condiciones de operación a carga parcial y solo producen bajos niveles de ruido y vibraciones [27, 131]. Debido a que el fluido de trabajo permanece sellado dentro del motor, no es necesario instalar válvulas u otros mecanismos, lo que hace que los motores Stirling sean más simples que los motores de combustión interna [131]. Algunas ventajas adicionales de los motores Stirling incluyen un rendimiento relativamente alto, con rendimientos eléctricos típicos de aproximadamente un 25–30 % y rendimientos globales en el rango de 85–95 % en modo cogeneración [27, 129]. No obstante, siguen existiendo numerosos inconvenientes que abordar [27], como el alto coste de capital (alrededor de 5000–6000 €/kW) [27], la operación a alta presión (mín. 150 bar) [185], la respuesta lenta a cambios de carga y la baja potencia de salida (rara vez por encima de 200 kW). Además, a diferencia de los motores de combustión interna, el rendimiento de los motores Stirling disminuye a medida que aumenta la temperatura de trabajo [185].

3.5.1.3 Pilas de combustible

Otro uso potencial del gas producto de la gasificación consiste en generar energía eléctrica mediante pilas de combustible [11]. Una pila de combustible es un dispositivo electroquímico que convierte la energía química de un combustible directamente en electricidad con un rendimiento excepcionalmente alto, con una emisión mínima de contaminantes, con ausencia de partes móviles y con la capacidad de satisfacer una gran variedad de requisitos de potencia [26, 130, 131]. Las pilas de combustible poseen un rendimiento eléctrico superior al de los generadores eléctricos impulsados por máquinas térmicas. A diferencia de las pilas de combustible, las máquinas térmicas, como los motores de combustión interna y las turbinas, convierten la energía química en calor a través de la combustión y aprovechan ese calor para realizar un trabajo útil [186]. El rendimiento termodinámico máximo teórico de una máquina térmica, a menudo denominado «rendimiento de Carnot», se define como $\eta_{\text{Carnot}} = 1 - T_h/T_c$, donde T_h es la temperatura absoluta del gas de entrada caliente y T_c es la temperatura absoluta

del gas de salida frío. Esta ecuación indica que cuanto mayor sea la temperatura del gas caliente que se introduce en la máquina térmica y menor sea la temperatura del gas frío que sale tras la expansión, mayor será el rendimiento termodinámico [186]. Dado que las pilas de combustible no dependen de la combustión, su rendimiento eléctrico no está ligado a su temperatura máxima de operación y son posibles valores mucho más elevados. La Fig. 3.31 ilustra las características de rendimiento de las pilas de combustible en comparación con otras opciones para la generación de energía eléctrica.

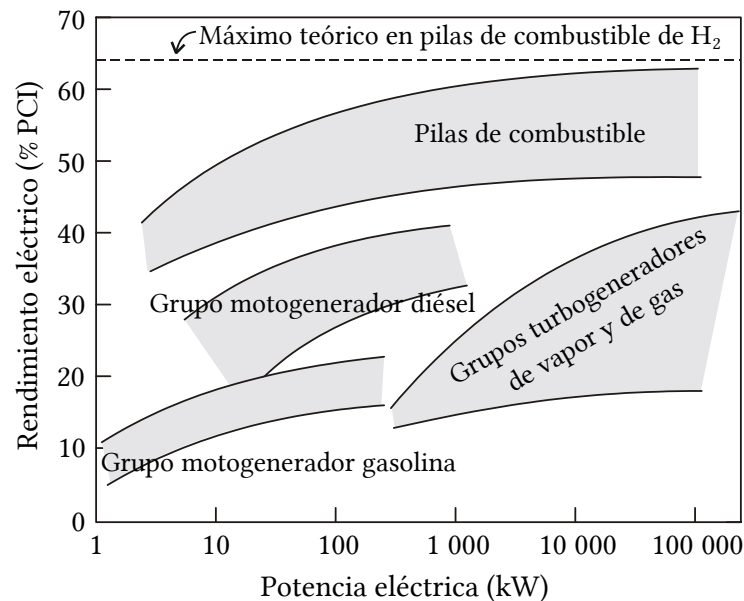


FIGURA 3.31: Comparación de rendimientos eléctricos de diferentes tecnologías de generación de electricidad. FUENTE: Adaptado del Departamento de Energía de EE. UU. [186].

Como se muestra en la Fig. 3.31, las pilas de combustible superan a las máquinas térmicas en términos de rendimiento cuando se destinan a la generación de energía eléctrica [27], principalmente porque contemplan menos transformaciones de energía [186]. Sin embargo, si se requiere potencia mecánica en un eje, las pilas de combustible requieren un número igual de conversiones de energía, aunque las transformaciones específicas son diferentes [186]. Por lo tanto, las pilas de combustible son más adecuadas para aplicaciones que requieren energía eléctrica como producto final, en lugar de energía mecánica [186]. Las pilas de combustible también cuentan con un mayor rendimiento cuando operan a cargas parciales. A diferencia de las máquinas térmicas, que logran un rendimiento óptimo a su velocidad de diseño y experimentan una disminución significativa del rendimiento en condiciones de operación a carga parcial, las pilas de combustible no sufren una caída brusca del rendimiento a medida que disminuye el tamaño de la instalación de generación eléctrica [186]. No obstante, las pilas de combustible presentan el problema de lograr una respuesta rápida a los cambios de carga [27]. De manera similar a las máquinas térmicas, las pilas de combustible también se pueden utilizar en aplicaciones de cogeneración. Además de entregar energía eléctrica, las pilas de combustible

también producen agua caliente pura y calor residual de calidad media [186], con potencial de aprovechamiento para aumentar el rendimiento global de los sistemas combinados en modo cogeneración.

Una celda de combustible se compone básicamente de una capa de electrolito en contacto con dos electrodos porosos (un ánodo o electrodo negativo y un cátodo o electrodo positivo). Los electrolitos pueden encontrarse en forma líquida o sólida, y es posible operar tanto a bajas como a altas temperaturas. A diferencia de las celdas de combustible de alta temperatura, las celdas de combustible de baja temperatura tienden a requerir un catalizador de metal noble, frecuentemente platino, para facilitar las reacciones en los electrodos [186]. La Fig. 3.32 muestra una ilustración esquemática de una celda de combustible de baja temperatura con un electrolito sólido que conduce iones de hidrógeno, indicando los reactivos y productos, así como las direcciones de conducción de iones a través de la celda.

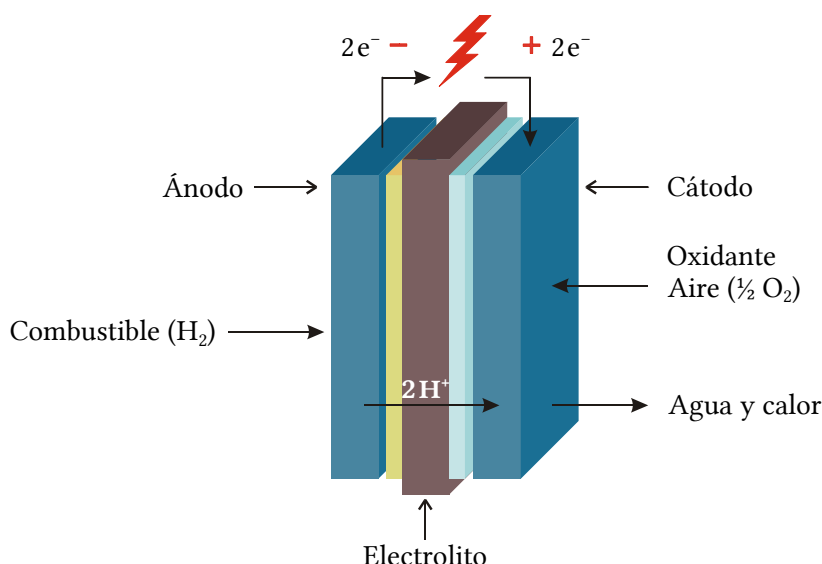


FIGURA 3.32: Ilustración esquemática de una celda de combustible de hidrógeno de baja temperatura genérica. FUENTE: Adaptado del Departamento de Energía de EE. UU. [186].

En una celda de combustible, se proporciona un suministro continuo de combustible al ánodo, mientras que el cátodo se alimenta continuamente con un oxidante, generalmente oxígeno debido a su alta reactividad y su abundancia en el aire [186]. Las reacciones electroquímicas transcurren en los electrodos para producir una corriente eléctrica continua, aunque las reacciones específicas varían según el tipo de celda de combustible que se considere. Las especies iónicas pueden tener carga positiva o carga negativa. A medida que el combustible y el oxidante fluyen a través de los canales de flujo a ambos lados del electrolito [186], se genera energía eléctrica mediante la oxidación electroquímica del combustible en el ánodo y la reducción electroquímica del oxidante en el cátodo. Las celdas de combustible se agrupan entre sí formando pilas.

Existe una gran variedad de pilas de combustible en diferentes etapas de desarrollo. Las pilas de combustible se pueden clasificar en función de varios criterios, como la combinación de

combustibles y oxidantes, el tipo de electrolito, la temperatura de operación, etc. No obstante, la clasificación más común de las pilas de combustible se basa en el tipo de electrolito utilizado, que a su vez determina la temperatura de operación. Esencialmente, existen los siguientes tipos principales de celdas de combustible en orden creciente de temperatura de operación [27, 131, 186].

Pilas de combustible de baja temperatura	• Pila de combustible de membrana de intercambio de protones (PEMFC), también llamada pila de combustible de membrana de electrolito polimérico • Pila de combustible alcalina (AFC) • Pila de combustible de ácido fosfórico (PAFC)
Pilas de combustible de alta temperatura	• Pila de combustible de carbonatos fundidos (MCFC) • Pila de combustible de óxido sólido (SOFC)

Las pilas de combustible de baja temperatura normalmente operan por debajo de los 250 °C [186]. Estas bajas temperaturas son insuficientes para permitir el reformado interno del combustible y, por lo tanto, requieren una fuente externa de hidrógeno para operar. Además, las pilas de combustible de baja temperatura exigen un combustible excepcionalmente puro, libre de contaminantes como compuestos de azufre y carbono, así como de combustibles líquidos residuales (según el tipo de pila de combustible), que pueden desactivar el catalizador de la pila de combustible, comprometiendo así su funcionalidad operativa [186]. En consecuencia, estas pilas de combustible no son adecuadas para el uso directo con combustibles de naturaleza heterogénea, como el gas producto de la gasificación, que requiere operaciones complejas de procesamiento y purificación aguas abajo. Ejemplos prominentes de pilas de combustible de baja temperatura incluyen pilas de combustible de membrana polimérica o de membrana de intercambio de protones (PEMFC), alcalinas (AFC) y de ácido fosfórico (PAFC). Estas pilas de combustible se caracterizan por tiempos de arranque rápidos y sufren menos problemas relacionados con los materiales debido a su funcionamiento a temperaturas relativamente más bajas, pero no toleran los combustibles que contienen contaminantes o impurezas.

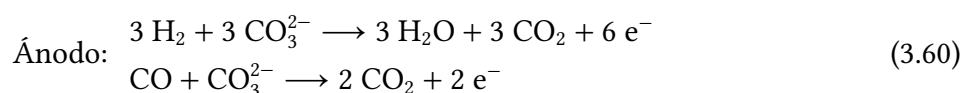
Las pilas de combustible de alta temperatura operan a temperaturas superiores a 600 °C y producen calor residual de alta calidad que se puede utilizar en aplicaciones de cogeneración [186]. Estas altas temperaturas permiten el reformado interno espontáneo de los hidrocarburos ligeros en hidrógeno y carbono. Las pilas de combustible de alta temperatura reaccionan de manera eficiente sin necesidad de costosos catalizadores de metales nobles como el platino. Por otro lado, la cantidad de energía liberada por la reacción electroquímica disminuye a medida que aumenta la temperatura de reacción. Las pilas de combustible de alta temperatura sufren graves problemas de degradación porque pocos materiales pueden funcionar durante periodos

prolongados en un entorno de alta temperatura [186]. Además, la operación a alta temperatura no se adapta fácilmente a aplicaciones a gran escala y tampoco es adecuada cuando se requiere una puesta en marcha rápida. Por esta razón, las pilas de combustible de alta temperatura se prefieren para la generación de electricidad estacionaria con capacidades que van desde unas pocas decenas de kilovatios hasta varios megavatios, donde la posibilidad de lograr mayores rendimientos a través de la integración de calor y la cogeneración compensa las desventajas de una mayor descomposición del material y un arranque lento [186]. Las pilas de combustible de alta temperatura más destacadas son las de carbonatos fundidos (MCFC) y las de óxido sólido (SOFC).

3.5.1.3.1 Pilas de combustible de carbonatos fundidos

Las pilas de combustible de carbonatos fundidos (MCFC) utilizan como electrolito una sal fundida a alta temperatura (alrededor de 650 °C) que conduce iones de carbonato (CO_3^{2-}) del cátodo al ánodo [186]. Esto contrasta marcadamente con varios otros tipos de pilas de combustible, donde prevalece la conducción de iones de hidrógeno del ánodo al cátodo [186]. El electrolito está compuesto por una mezcla fundida de carbonatos alcalinos (litio, sodio y potasio), que se retiene en una matriz cerámica de aluminato de litio (LiAlO_2). La pila opera a temperaturas en el rango de 600–700 °C y a presiones entre 1–10 barg [186-189]. Debido a las altas temperaturas requeridas para la operación, no se precisan catalizadores de metales nobles [186].

Las pilas de combustible de carbonato fundido pueden operar utilizando hidrógeno puro o combustibles de hidrocarburos ligeros, que se someten a una reacción de reformado con vapor para producir hidrógeno y monóxido de carbono [186]. En el ánodo, el hidrógeno y el monóxido de carbono reaccionan con los iones de carbonato para producir agua y dióxido de carbono. Los iones de carbonato se regeneran en el cátodo por reducción del oxígeno y posterior reacción con el dióxido de carbono. Los iones de carbonato migran a través del electrolito del cátodo al ánodo, mientras que los electrones se dirigen del ánodo al cátodo a través de un circuito externo. Por otro lado, el dióxido de carbono generado en el ánodo se recircula para ser utilizado en el cátodo. Las semirreacciones en ambos electrodos se indican a continuación:



Por lo tanto, la pila de combustible produce agua, independientemente del combustible, y dióxido de carbono si se usa un hidrocarburo como combustible [186]. A diferencia de otras pilas de combustible, las MCFC presentan el potencial de utilizar una gran variedad de tipos de combustible y actualmente están experimentando algunas modificaciones tecnológicas para

poder ser alimentadas con combustibles como el gas de síntesis, el gas natural y el biogás para la generación de electricidad [189]. Esto se debe a que las MCFC pueden utilizar gases combustibles como el hidrógeno, el monóxido de carbono y el metano tras un proceso de reformado [187]. No obstante, los contenidos de hidrógeno y monóxido de carbono en el gas producto de la gasificación idealmente deberían maximizarse, pero no caer por debajo del 70 % [187], para minimizar el caudal de gas a través de las pilas, así como la potencia requerida para la compresión hasta la presión de operación de la MCFC (3–4 barg) [187]. La gasificación alotérmica de biomasa puede lograr este objetivo, aunque es un sistema más complejo con numerosos retos aún por superar [187]. El gas producto de la gasificación de biomasa contiene impurezas que afectan negativamente a la operación de las MCFC, entre las que se incluyen partículas, alquitrán, hollín, compuestos alcalinos, compuestos que contienen nitrógeno y azufre, que deben eliminarse para evitar su deterioro [187]. En particular, las MCFC presentan una elevada intolerancia al azufre [186, 188], aunque la mayoría de las materias primas de biomasa contienen un bajo porcentaje de azufre [187].

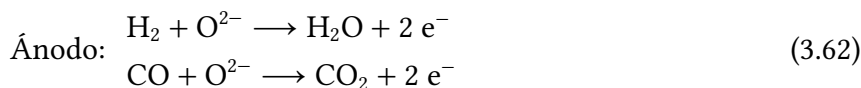
Las pilas de combustible de carbonatos fundidos pueden alcanzar rendimientos eléctricos superiores al 50 % [187]. De hecho, se han concebido numerosos sistemas híbridos que incorporan MCFC y turbinas de gas, que cuentan con rendimientos de conversión del combustible en electricidad superiores al 70 %, y actualmente se encuentran en varias etapas de desarrollo [189]. Además, a diferencia de muchos motores de gas de combustión interna, la temperatura del calor residual del proceso suele ser de unos 400 °C, lo que las hace adecuadas para una gran variedad de aplicaciones de cogeneración [187]. Evaluaciones preliminares de costes de la tecnología MCFC han estimado el coste de capital total de la inversión en el rango de 1300–2000 €/kW [187]. No obstante, para su posterior desarrollo, las MCFC deben diseñarse utilizando materiales estables resistentes a la corrosión y funcionar durante periodos más largos [188].

3.5.1.3.2 Pilas de combustible de óxido sólido

Las pilas de combustible de óxido sólido (SOFC) utilizan un material cerámico como electrolito, que mantiene su estado sólido a altas temperaturas de operación [186]. El electrolito sólido se compone de un óxido de metal no poroso, generalmente zirconio (ZrO_2) estabilizado con óxido de itrio (Y_2O_3) [186]. El ion O^{2-} es atraído a través del electrolito desde el cátodo al ánodo por la atracción reactiva del hidrógeno y el monóxido de carbono al oxígeno, mientras que los electrones circulan a través de un circuito externo desde el ánodo al cátodo [186]. Este sentido es opuesto a la mayoría de los tipos de pilas de combustible, que conducen iones de hidrógeno desde el ánodo hasta el cátodo [186].

Al igual que las MCFC, las SOFC pueden funcionar con hidrógeno puro o hidrocarburos como combustibles, que experimentan un reformado interno espontáneo a altas temperaturas [186],

generando una corriente de combustible de entrada compuesta por hidrógeno con o sin monóxido de carbono. Las semirreacciones en ambos electrodos se muestran a continuación:



Las SOFC operan a temperaturas de alrededor de 1000 °C y presiones cercanas a 1 barg [186, 188]. Las configuraciones comunes incluyen diseños tubulares y planos (planos), que difieren en términos de pérdidas por disipación dentro de las celdas, sellado entre el combustible y los canales de oxidación, y conexiones dentro de una pila de celdas [186]. Se pueden utilizar metales como el níquel y el cobalto para los electrodos, prescindiendo de la necesidad de catalizadores de metales nobles [186].

La tecnología SOFC mantiene la promesa de alcanzar rendimientos eléctricos notablemente altos, así como de aprovechar el calor residual de alta calidad disponible para aplicaciones de cogeneración [26, 186]. Sin embargo, la tecnología SOFC aún no está madura. Algunos retos que deben superarse son el desarrollo de procesos de fabricación prácticos, así como de materiales estables y químicamente compatibles que puedan operar a altas temperaturas y permanecer en estado sólido durante prolongados periodos de tiempo [186].

Para la integración con la gasificación de biomasa, las SOFC se consideran una opción atractiva, ya que pueden operar a temperaturas elevadas con hidrógeno, monóxido de carbono, metano y sus mezclas como combustible [26]. Las SOFC presentan una tolerancia relativamente alta a los contaminantes en comparación con las MCFC, como el azufre (< 50 ppm) [27, 186], aunque el riesgo de deposición del carbono aumenta con mayores concentraciones de metano y alquitrán [26, 27]. Por lo tanto, a pesar de que el gas producto de la gasificación es generalmente adecuado como combustible para las SOFC, debe limpiarse para cumplir con los estrictos requisitos en cuanto a las impurezas [26]. Por esta razón, las cenizas volantes y las partículas carbonizadas deben eliminarse de manera eficiente del combustible, junto con las impurezas líquidas y gaseosas, como el alquitrán, los compuestos de azufre, los álcalis, los cloruros y el amoníaco [26].

Existen numerosos modelos teóricos y simulaciones sobre la integración de SOFC y gasificadores de biomasa que destacan el considerable potencial de esta combinación, con rendimientos eléctricos comprendidos entre el 34–45 % y rendimientos de cogeneración de entorno al 74–80 % [26]. Sin embargo, la integración de las SOFC y la gasificación de biomasa aún no se ha demostrado a gran escala y en condiciones de operación a largo plazo [26, 27]. Solo se han realizado unas pocas investigaciones experimentales con celdas individuales o pilas muy pequeñas, y para ensayos de duraciones relativamente cortas [26].

Los gases de escape de las SOFC están a temperaturas elevadas (500–600 °C) y se pueden

utilizar para impulsar un ciclo de potencia inferior con una turbina externa. Combinando una SOFC con una turbina de gas como unidad inferior (SOFC/GT híbrida), es teóricamente posible un mayor aumento del rendimiento eléctrico [26, 27, 190]. De hecho, el sistema híbrido SOFC/GT presenta una alta capacidad de seguimiento de carga y puede alcanzar un rendimiento eléctrico máximo superior al 75 % a gran escala, el más alto de cualquier ciclo de potencia [190]. En esta configuración híbrida, la turbina de gas utiliza el exceso de combustible en los gases de escape de la SOFC para generar electricidad adicional [26]. La combinación de un sistema híbrido SOFC/GT con un gasificador de biomasa presenta el potencial de proporcionar una solución de generación de electricidad muy eficiente para plantas de cogeneración descentralizadas a pequeña escala [26].

Los desarrollos recientes en la generación de electricidad para aplicaciones estacionarias que utilizan gas de síntesis para alimentar SOFC tienen como objetivo lograr reducciones considerables en los gastos de capital, al mismo tiempo que mejoran la durabilidad hasta 80 000 horas con un rendimiento eléctrico neto del 60 % [27]. Actualmente, los costes de capital de las SOFC se sitúan entre 4000–8000 €/kW, con rendimientos en el rango del 46–55 % [27, 191].

3.5.2 Producción de vectores energéticos y productos químicos sintéticos

Una de las ventajas claves de la gasificación es la capacidad de transformar combustibles de bajo coste o de desecho, junto con la biomasa, el carbón y el coque de petróleo, en gas de síntesis (sintegás), que en última instancia puede utilizarse para producir valiosos vectores energéticos, combustibles o productos químicos sintéticos, como el hidrógeno, el metanol, el etanol o los hidrocarburos [3]. La biomasa es una materia prima atractiva para la producción de estos compuestos, ya que sus emisiones netas de dióxido de carbono a la atmósfera son bajas cuando la biomasa se cultiva de forma sostenible [192].

3.5.2.1 Producción de hidrógeno

A pesar de ser un elemento abundante y ampliamente distribuido en la Tierra, el hidrógeno rara vez se encuentra en su forma pura, sino que se encuentra enlazado dentro de moléculas heterogéneas [193]. El hidrógeno puro se puede producir a través del procesamiento termoquímico de recursos fósiles o bioderivados, a través de procesos biológicos o mediante la electrólisis del agua [193]. Hoy en día, la inmensa mayoría de la producción mundial de hidrógeno (~96 %) proviene de recursos fósiles [194–197], a costes imbatibles si no se capturan y sequestran las emisiones de CO₂, en cuyo caso, el hidrógeno producido se denomina convencionalmente «hidrógeno gris» [198]. Las principales fuentes de producción de hidrógeno son los procesos de reformado con vapor de hidrocarburos ligeros y oxidación parcial de hidrocarburos más pesados, que en su conjunto representan el 78 % de la producción mundial de hidrógeno, mientras que la gasificación del carbón es responsable del 18 % restante. [197, 199, 200]. La producción mundial de hidrógeno es utilizada principalmente por cuatro sectores:

producción de amoníaco (50 %), aplicaciones de refinería (22 %), producción de metanol (14 %) y varios procesos de reducción (7 %), mientras que el 7 % restante se distribuye a otros consumidores [196].

En general, los procesos de producción de hidrógeno pueden clasificarse en tres grupos: métodos electroquímicos, biológicos y termoquímicos [196], todos los cuales pueden realizarse partiendo de fuentes energéticas renovables. Actualmente, las vías de conversión termoquímica a partir de los combustibles fósiles son métodos consolidados para la producción de hidrógeno a gran escala en entornos industriales y presentan el nivel de desarrollo tecnológico más elevado en TRL 9 [196]. No obstante, la producción de hidrógeno renovable mediante conversión termoquímica también se puede lograr a partir de la biomasa como materia prima [196]. Los métodos de conversión termoquímica, como la gasificación y la pirólisis, producen un gas de síntesis o sintegás, compuesto principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono, que luego puede someterse a varios procesos posteriores para producir hidrógeno puro [49, 196]. Entre los métodos termoquímicos, los procesos de gasificación de biomasa se han identificado como la vía de conversión más prometedora para la producción de hidrógeno [196, 197], ya que proporcionan los mayores rendimientos energéticos y exergéticos y permiten alcanzar el menor coste de producción de hidrógeno [194, 199]. Por lo tanto, en aras de la brevedad, las rutas de conversión de pirólisis no se tratan en este documento.

La gasificación es el proceso de conversión termoquímica predominante a nivel mundial y se prevé que alcance la escala industrial (TRL 9) para la producción de hidrógeno renovable a partir de biomasa en unas pocas décadas [194]. La gasificación con vapor parece ser el proceso de gasificación más adecuado, ya que no requiere un agente oxidante costoso (oxígeno) y se adapta a una gran variedad de materias primas húmedas y secas [194]. El estado actual de madurez de la producción de hidrógeno a través de la gasificación de biomasa con vapor se ha indicado en TRL 7–8 [194, 196]. No obstante, aún existen múltiples problemas asociados con la gasificación de biomasa para la producción de hidrógeno, como los altos costes de capital, la baja producción de hidrógeno, el bajo rendimiento de la gasificación y la alta producción de alquitrán [199]. Por lo tanto, aún son necesarios el apoyo y las subvenciones gubernamentales para el desarrollo e implantación exitosos de la producción de hidrógeno basada en tecnologías de gasificación de biomasa [196]. También se pueden utilizar otras vías tecnológicamente disponibles que incorporen la tecnología de gasificación de biomasa para la producción de hidrógeno. En el Capítulo 7, se explora un enfoque alternativo para la producción continua descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza a partir de biomasa leñosa mediante la hibridación de la gasificación integrada en ciclo combinado (GICC) y la electrólisis alcalina de agua [56]. Este enfoque se basa en métodos electroquímicos en lugar de en métodos termoquímicos para la producción de hidrógeno, ya que la GICC se destina a generar la energía eléctrica consumida por el proceso de electrólisis alcalina del agua. El sistema híbrido propuesto se caracteriza por su autosuficiencia energética, así como por la modularidad, escalabilidad y

alto nivel de madurez tecnológica de los equipos (todas las unidades están en TRL 9 y comercialmente disponibles). Sin embargo, se espera que la inversión de capital del equipamiento requerido sea considerablemente alta.

La producción de hidrógeno a partir de la gasificación de biomasa es prometedora como vector energético renovable y respetuosa con el medio ambiente, en particular para su uso en pilas de combustible para aplicaciones móviles y estacionarias [26, 196]. La gasificación de biomasa utilizando vapor o una combinación de oxígeno y vapor como agente gasificante produce un sintegás rico en hidrógeno [26]. Sin embargo, si en su lugar se utiliza aire como agente gasificante, el gas producto se diluye mucho con nitrógeno, por lo que se obtiene una concentración de hidrógeno relativamente baja, que requiere un mayor esfuerzo para la purificación del hidrógeno [26]. Por el contrario, la gasificación con vapor se puede utilizar para obtener sintegás con una alta producción y concentración de hidrógeno, y una elevada relación molar H_2/CO , aunque el proceso de gasificación se vuelve alotérmico, lo que significa que requiere un aporte de calor externo. La concentración de hidrógeno se encuentra comprendida entre el 20–60 % en volumen para la gasificación con vapor y tan solo entre el 5–25 % en volumen para la gasificación con aire [49]. Por lo tanto, generalmente no se suelen tener en cuenta los procesos de gasificación con aire para las aplicaciones de producción de hidrógeno [196]. De hecho, el enfoque de la investigación se encuentra actualmente en plantas de mediana a pequeña escala, donde los procesos de gasificación alotérmica son más ventajosos [196].

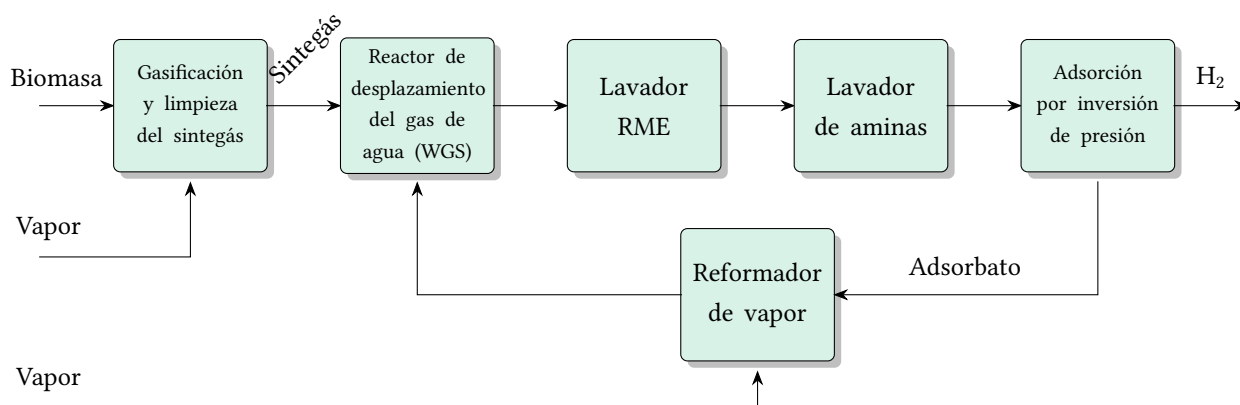


FIGURA 3.33: Diagrama de flujo de proceso para la producción de hidrógeno a través de la gasificación de biomasa con vapor. FUENTE: Elaboración propia a partir de Binder et al. [196].

La Fig. 3.33 muestra un diagrama de flujo de proceso esquemático para la producción de hidrógeno a través de la gasificación alotérmica de biomasa utilizando vapor como agente gasificante. Tras la gasificación y el proceso de acondicionamiento estándar del sintegás, normalmente se integra una etapa de reformado seguida de una etapa de desplazamiento del gas de agua para lograr un alto contenido de hidrógeno en el sintegás [26]. También deben incluirse lavadores de éster metílico de aceite de colza (RME, por sus siglas en inglés de *rapeseed oil methyl ester*) y lavadores de aminas aguas abajo del reactor de desplazamiento del gas de agua

para separar el alquitrán y el dióxido de carbono del gas producto, respectivamente [196]. Finalmente, pueden utilizarse los procesos de adsorción por inversión de presión o de membranas para separar y purificar el hidrógeno del sintegás rico en hidrógeno [26].

3.5.2.1.1 Aumento de la producción de hidrógeno

Para aumentar la producción de hidrógeno y reducir el contenido de monóxido de carbono en el gas producto de la gasificación, se utiliza una unidad de desplazamiento del gas de agua (WGS, por sus siglas en inglés de *water-gas shift*). La reacción directa de desplazamiento del gas de agua (R10 en la Tabla 3.1), es una tecnología consolidada en plantas industriales a gran escala para la producción de hidrógeno o para el ajuste de la relación molar CO/H_2 en el sintegás [196]. La reacción directa de desplazamiento del gas de agua convierte el monóxido de carbono y el vapor de agua en hidrógeno y en dióxido de carbono [201]. La constante de equilibrio de la reacción de desplazamiento del gas de agua disminuye con el aumento de la temperatura, favoreciendo conversiones más altas a temperaturas más bajas [196, 201]. La reacción transcurre sin cambios en el número de moles y, en consecuencia, la presión no ejerce ningún efecto significativo sobre el equilibrio [201]. Para lograr bajas concentraciones de monóxido de carbono y altas concentraciones de hidrógeno en el efluente sin requerir un exceso considerable de vapor, se prefiere realizar la reacción a temperaturas más bajas [201]. Sin embargo, a bajas temperaturas, las velocidades de reacción disminuyen y la reacción se dificulta cinéticamente [201].

A escala industrial, una unidad WGS generalmente consta de uno o más reactores de lecho fijo [196]. Para el ajuste de la relación molar CO/H_2 en aplicaciones de síntesis, suele ser suficiente una etapa WGS de alta temperatura con una conversión de CO relativamente pequeña [196]. No obstante, para la producción de hidrógeno, la corriente de gas producto requiere un procesamiento posterior en una o dos etapas adicionales con temperaturas de entrada y salida que disminuyen gradualmente para lograr una conversión de CO suficientemente elevada [196]. Tradicionalmente, y en la mayoría de las instalaciones industriales, la unidad WGS consta de dos reactores de lecho fijo y solo se utiliza una etapa WGS de baja temperatura [201]. Dependiendo de la alimentación al reactor WGS, las relaciones molares típicas de vapor/gas seco están comprendidas entre 0,6 y 2,2, con una relación mínima de 0,4 [196].

Para alcanzar velocidades de reacción razonables, se pueden utilizar diferentes catalizadores. Los catalizadores a base de ferrocromo (Fe-Cr) son adecuados para la etapa de desplazamiento del gas de agua de alta temperatura [196]. Esta etapa de alta temperatura opera en condiciones adiabáticas, con temperaturas de entrada del gas en el rango de 350 a 550 °C, velocidades espaciales entre 400 y 1200 h^{-1} , junto con presiones de operación superiores a 20 bar, que varían según a los requisitos de la planta [196, 201]. La etapa de baja temperatura (alrededor de 200 °C) aprovecha el equilibrio favorable por debajo de los 250 °C [201], y normalmente se utilizan catalizadores basados en Co-Mo o Cu-Zn [196].

3.5.2.1.2 Separación y purificación del hidrógeno

La separación y purificación del hidrógeno a partir del sintegás rico en hidrógeno se puede lograr mediante adsorción por inversión de presión (PSA, por sus siglas en inglés de *pressure swing adsorption*) o procesos basados en membranas [201]. Sin embargo, cuando se requiere un elevado nivel de pureza ($> 99\%$), los procesos PSA son esenciales [196]. De hecho, la producción de hidrógeno de alta pureza a partir de un gas de alimentación que contiene entre un 70–90 % de H_2 mediante un proceso PSA se ha convertido en una práctica industrial común [201].

El proceso PSA se basa en la unión física de las moléculas de gas a un material adsorbente sólido. La interacción entre el gas y el adsorbente está influenciada principalmente por el componente del gas, su presión parcial, el tipo de adsorbente y la temperatura [196]. La PSA es un proceso maduro y ampliamente utilizado para la separación de gases a escala comercial en diversas aplicaciones industriales, como la separación del aire, la producción de hidrógeno y el enriquecimiento del biogás [196, 201]. De hecho, más del 85 % de las instalaciones actuales de producción de hidrógeno a nivel mundial utilizan la tecnología PSA para la purificación del hidrógeno, y se han instalado varios cientos de plantas que utilizan el proceso PSA en todo el mundo [201].

En la Fig. 3.34 se muestra un diagrama de flujo de proceso simplificado de un proceso PSA. El gas de alimentación entrante se comprime y se introduce secuencialmente en distintos recipientes adsorbentes que contienen adsorbentes sólidos porosos, como zeolitas, carbones activados, geles de sílice o alúmina [196, 201]. Las impurezas de la mezcla de gas de alimentación que contiene hidrógeno se adsorben selectivamente en columnas empaquetadas de adsorbentes dentro de los recipientes para dar lugar a un producto gaseoso constituido por hidrógeno de alta pureza a la presión de alimentación [201]. Estas columnas empaquetadas se regeneran cíclicamente reduciendo la presión (despresurización) y purgándolas con gas producto a alta presión (refinado) [196]. El gas producto de baja presión desorbido (adsorbato), que está enriquecido en los componentes adsorbidos con mayor intensidad, contiene las impurezas de la alimentación y puede reciclarse para su posterior utilización dentro de los procesos aguas arriba o aguas abajo [196].

Aunque el concepto de un proceso PSA de hidrógeno pueda parecer bastante sencillo, el diseño de una unidad funcional de PSA de hidrógeno puede ser bastante complejo, ya que generalmente implica el uso de un sistema de adsorción de varias columnas que opera en un estado estacionario cíclico mediante una serie de etapas de proceso secuenciales, no isotérmicas, no isobáricas y no estacionarias [201]. Estas etapas incluyen la adsorción, desorción y numerosas etapas complementarias destinadas a aumentar la pureza y recuperación del hidrógeno en el gas producto [201].

Considerando los principales compuestos gaseosos que forman parte del gas procesado, la afinidad por la adsorción sobre el carbón activo se puede caracterizar de acuerdo con la

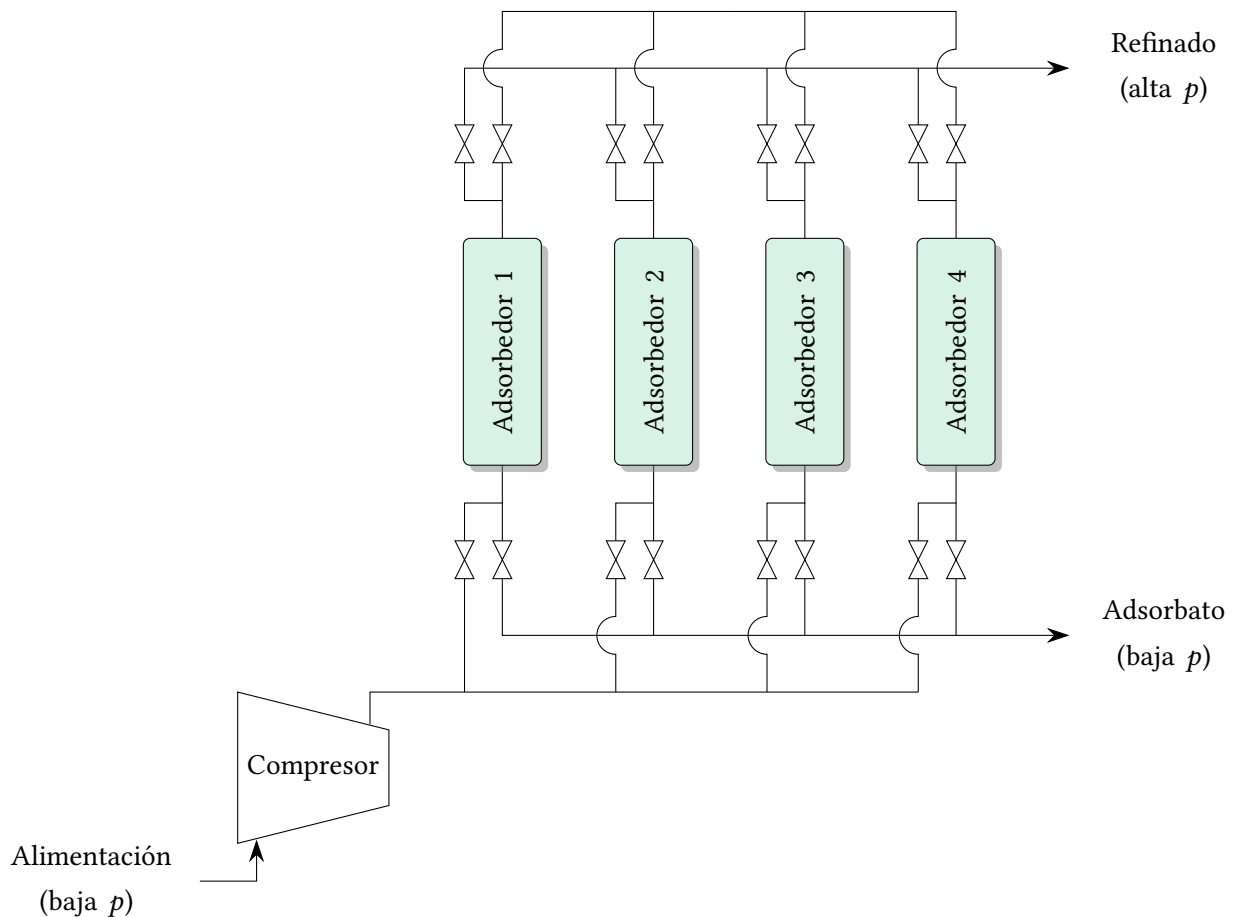


FIGURA 3.34: Diagrama esquemático simplificado de un proceso de adsorción por inversión de presión (PSA). FUENTE: Elaboración propia a partir de Binder et al. [196].

siguiente relación: $\text{CO}_2 > \text{CH}_4 > \text{CO} > \text{H}_2$ [201]. Esto indica que el carbón activo presenta una mayor tendencia a adsorber CO_2 , lo que lo hace más eficaz para eliminar el dióxido de carbono del gas de alimentación en comparación con el hidrógeno, por ejemplo [196]. Por lo tanto, el carbón activo es un adsorbente adecuado para la producción de hidrógeno puro [196].

Con una separación adicional del dióxido de carbono antes del proceso PSA y otras medidas de optimización, es posible lograr una recuperación del hidrógeno cercana al 90 % [196]. Sin embargo, existe una compensación inherente entre la recuperación de hidrógeno y su pureza [196]. Por lo tanto, si se pretende producir hidrógeno de alta calidad (pureza superior al 99,999 %), la recuperación debería ser significativamente menor [201].

Al igual que la PSA, los procesos basados en membranas también son procesos de separación de gases impulsados por presión [196, 201]. No obstante, a diferencia de la PSA, los procesos de membrana generalmente proporcionan una producción continua, en lugar de cíclica, lo que los hace más fáciles de controlar [196, 201]. Para la elección entre procesos de purificación de membrana y PSA, es importante tener en cuenta la escala. La experiencia ha demostrado que la PSA se escala económicamente y puede resultar una mejor opción para aplicaciones estacionarias a gran escala [201]. Por el contrario, la viabilidad económica de

reducir la PSA es generalmente limitada, lo que hace que los procesos basados en membranas constituyan una opción más favorable para aplicaciones a pequeña escala [201].

Una membrana es una interfase discreta y delgada que regula la permeación de los componentes químicos con los que entra en contacto. Esta interfase puede ser molecularmente homogénea o heterogénea. En la Fig. 3.35 se ilustra una representación esquemática de un sistema de separación de gases por membrana, en la que la membrana se sella dentro de una carcasa (recipiente a presión) para formar un módulo de membrana [196, 201]. La corriente de gas de alimentación se introduce en el sistema de membranas, donde se divide en dos fracciones: refinado y permeado [201]. La presión parcial del hidrógeno en cada corriente se indica con P_{H_2} , donde los subíndices f , r y p indican las corrientes de alimentación, refinado y permeado, respectivamente [201]. La fracción de permeado contiene una mayor concentración de las moléculas de gas que penetran más fácilmente a través de la membrana, como el hidrógeno [196].

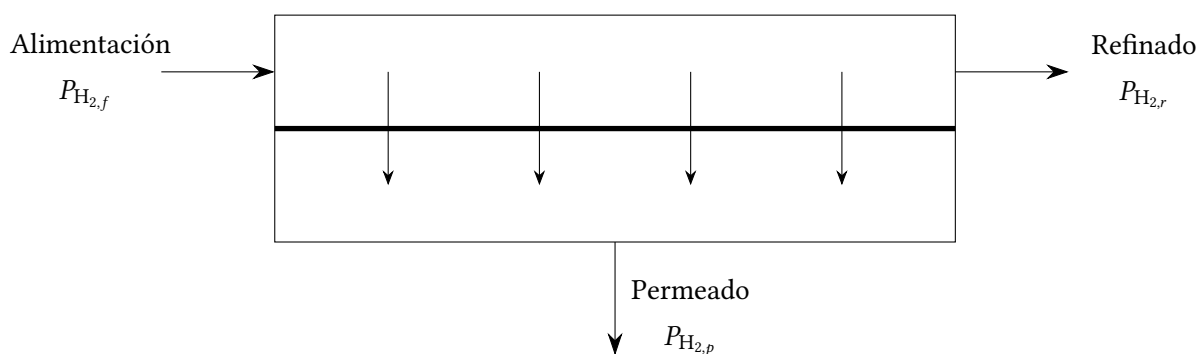


FIGURA 3.35: Diagrama esquemático simplificado de una membrana de separación de hidrógeno y un módulo de membrana. FUENTE: Elaboración propia a partir de Liu et al. [201].

Existen esencialmente cuatro tipos diferentes de membranas, o barreras semipermeables, que se han comercializado para separaciones de hidrógeno o se están proponiendo para un posterior desarrollo y comercialización. Se trata de membranas poliméricas, membranas porosas (cerámica, carbono, metal), membranas metálicas densas y membranas conductoras de iones [196, 201]. Entre ellas, cabe destacar que solo las membranas poliméricas han experimentado una comercialización significativa, aunque también se han comercializado membranas de metal denso para algunas aplicaciones específicas [196, 201].

3.5.2.2 Producción de metanol

El metanol (CH_3OH) es un alcohol que se utiliza esencialmente para la producción de una gran variedad de compuestos químicos y de combustibles [202], y ocasionalmente como combustible en máquinas de combustión interna [42]. Dentro de la industria química, encuentra aplicación en la producción de compuestos intermedios como el formaldehído y el ácido acético, que a su vez son componentes básicos para diversos productos como madera contrachapada, espumas, resinas

y plásticos [202]. En el sector de los combustibles, el metanol también se destina a la producción de metil terbutil éter (MTBE), que se utiliza como antidetonante en lugar de sustancias con plomo [202].

La síntesis de metanol a partir de sintegás es una tecnología consolidada [201]. La gran mayoría del metanol producido comercialmente se sintetiza mediante la conversión catalítica del sintegás, que contiene monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrógeno como componentes principales [201]. Las principales reacciones que ocurren durante la síntesis de metanol se describen a continuación:



Entre estas tres reacciones, solo dos son estequiométricamente independientes [201]. La primera reacción produce metanol con un bajo consumo de hidrógeno, pero lleva asociada una producción de calor considerable. La segunda reacción produce menos calor, pero consume más hidrógeno y genera vapor como subproducto. La formación de metanol se ve termodinámicamente favorecida a bajas temperaturas y altas presiones [201, 202]. La composición del sintegás utilizado para la síntesis de metanol debe contener una relación molar H_2/CO superior a 2 para promover la conversión del CO_2 en el sintegás y evitar las reacciones secundarias [202, 203].

La conversión del sintegás en metanol está severamente limitada por aspectos termodinámicos de la reacción, y tan solo una parte del sintegás se transforma en metanol por cada paso a través de los reactores [201]. El rendimiento típico de conversión por paso del sintegás a metanol es de aproximadamente un 25 % [204]. La conversión está afectada por la composición del sintegás, la presión de la alimentación del sintegás, la velocidad espacial (u_g) y la actividad del catalizador [201]. El sintegás sin reaccionar generalmente se recircula para aumentar la conversión [204]. Para abordar las limitaciones impuestas por la termodinámica sobre la conversión y la producción de metanol, uno de los enfoques más efectivos es la eliminación oportuna y rápida del calor de reacción [201, 204]. Debido a la gestión del calor, la conversión directa suele ser limitada y del orden del 10 %, mientras que las relaciones de recirculación son del orden de 7–9 [203]. Otro enfoque para superar las limitadas conversiones del sintegás es el desarrollo de catalizadores eficientes con un mejor rendimiento a temperaturas relativamente bajas [201]. Hasta el momento, la mayoría de los esfuerzos de investigación en curso se centran en el desarrollo de nuevos catalizadores.

En la actualidad, para alcanzar conversiones razonables del sintegás en metanol, existen dos opciones de proceso disponibles: síntesis de metanol a alta y a baja presión. La síntesis de

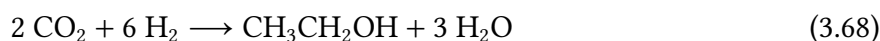
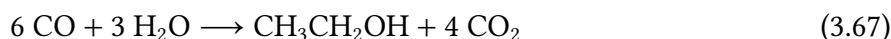
metanol a alta presión (alrededor de 250 a 350 bar) generalmente utiliza catalizadores basados en Zn o ZnO, que solo son activos a temperaturas relativamente altas en el rango de 350–400 °C [201]. Sin embargo, las presiones operativas elevadas requieren instalaciones complejas y demandan un elevado consumo de energía. Este proceso ya no es económico y se está abandonando gradualmente [201]. Por el contrario, la síntesis de metanol a baja presión (alrededor de 50–100 bar) utiliza Cu (forma reducida de CuO) y ZnO en un soporte de Al₂O₃ a temperaturas de reacción entre 220–270 °C [201], aunque se ha descubierto que estos catalizadores son susceptibles al envenenamiento por azufre y carbonilo, la sinterización y el envejecimiento térmico. Hoy en día, la gran mayoría de los procesos operativos de síntesis de metanol han adoptado una configuración de baja presión [201].

Convencionalmente, el metanol se produce en un sistema de dos fases, donde los reactivos (CO, CO₂ y H₂) y los productos (CH₃OH y H₂O) constituyen la fase gaseosa, mientras que el catalizador forma la fase sólida [201]. Se han utilizado ampliamente dos configuraciones de reactor principales: un reactor adiabático que contiene un lecho continuo de catalizador, con enfriamiento a través de inyecciones de gas frío (conocido como sistema ICI), y un reactor multitubular con un intercambiador de calor interno (denominado sistema Lurgi) [201]. Ambos sistemas suelen operar dentro del rango de temperatura de 210–280 °C y a presiones relativamente bajas, alrededor de 5–7 MPa, utilizando catalizadores de Cu/ZnO/Al₂O₃ [201].

3.5.2.3 Producción de etanol

El etanol (CH₃CH₂OH) es un alcohol que presenta aplicación predominante como disolvente, reactivo dentro de la industria química y farmacéutica, o como combustible [202]. El etanol se puede producir a partir de sintegás derivado de la gasificación de biomasa utilizando métodos de fermentación o procesos de conversión catalítica con catalizadores como Mo, Rh, K, Cu, Zn y Fe, presiones en el rango de 1–100 bar y temperaturas de alrededor de 230–300 °C [202]. Sin embargo, los estudios publicados que comparan los procesos catalíticos y la fermentación del gas para la producción de etanol indican que la fermentación del gas permite una mayor producción de combustible y eficiencia energética. La fermentación del sintegás es un método indirecto para producir etanol, así como ácidos acéticos y otras sustancias químicas, a partir de biomasa [204]. Este enfoque puede preferirse por su capacidad para procesar casi cualquier tipo de recurso de biomasa [204]. Por el contrario, la fermentación directa de biomasa, a pesar de ser el proceso más utilizado para la producción de bioetanol, presenta dificultades con materias primas recalcitrantes, que requieren múltiples enzimas y, por lo tanto, generan costes elevados [204]. En consecuencia, el enfoque de la fermentación del sintegás puede proporcionar una solución más adecuada para materias primas difíciles de tratar, como la biomasa lignocelulósica [204]. Además, la fermentación del sintegás cuenta con una ventaja fundamental sobre las tecnologías de producción de etanol de primera generación, ya que permite el uso de biomasa no alimentaria con suficiente disponibilidad de materia prima para

producir volúmenes considerables de un combustible ambientalmente sostenible [205]. Las reacciones generales para la producción de etanol a partir de sintegás son las siguientes:



La fermentación del sintegás por lo general no se ve afectada significativamente por la relación molar H_2/CO . Tanto el H_2 como el CO se pueden convertir simultáneamente, aunque los organismos suelen mostrar una preferencia por el CO sobre el H_2 [204]. Las conversiones típicas de CO indicadas en la literatura para procesos de fermentación del sintegás a escala de laboratorio son de alrededor del 90 %, mientras que las conversiones del H_2 tienden a rondar el 70 % [204]. Sin embargo, la producción de etanol sigue siendo relativamente baja y lograr una selectividad del producto muy alta también plantea dificultades [204].

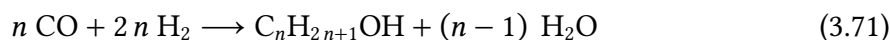
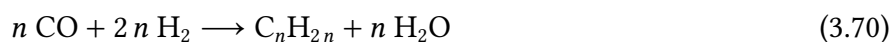
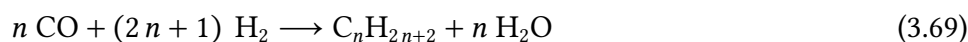
Un problema típico en el uso del sintegás para la fermentación surge de la alta temperatura del propio sintegás [204], que inhibe el crecimiento de la mayoría de los microorganismos. Si el sintegás se produce a partir de gasificación o reformado, generalmente tiene una temperatura alta. Sin embargo, la fermentación del sintegás requiere un ambiente de temperatura relativamente suave. En consecuencia, el sintegás debe enfriarse antes de someterse a la fermentación [204]. En comparación con los microorganismos mesófilos (30–40 °C), los microorganismos termófilos pueden crecer a altas temperaturas (60–70 °C), por lo que requieren menos enfriamiento del sintegás [204, 205]. Otro problema importante en la fermentación del sintegás es la lenta transferencia de masa durante el cultivo de células en medios líquidos con gas como sustrato [204]. A pesar de estas dificultades, tras más de 25 años de investigación en la fermentación del sintegás para la producción de etanol, esta aplicación actualmente se ha implantado a una escala casi comercial [205, 206]. Sin embargo, aunque la mayoría de los problemas asociados con la gasificación y la limpieza de gases, la fermentación y el diseño de biorreactores y el procesamiento posterior ya se han resuelto individualmente a pequeña escala, la integración de todos estos componentes es compleja y plantea una barrera significativa para su comercialización exitosa [205].

3.5.2.4 Síntesis de Fischer–Tropsch

El sintegás se puede utilizar para obtener productos químicos sintéticos, gasolina y combustible diésel a través de la síntesis de Fischer–Tropsch (SFT) [204]. En la SFT, el sintegás reacciona sobre catalizadores para producir hidrocarburos líquidos [201]. Los productos de la SFT pueden mejorarse aún más mediante reacciones de hidrotratamiento o hidrocrackeo [201]. Además, dado que en la SFT se utiliza sintegás purificado, todos los productos líquidos están libres de azufre y nitrógeno. Por lo tanto, los productos finales de la SFT suelen presentar una calidad excepcional y cuentan con un alto valor de mercado [201]. Los hidrocarburos con

longitudes de cadena en el rango de 5–10 átomos de carbono, después de un tratamiento de hidrogenación o isomerización posterior para aumentar su índice de octanaje, se utilizan principalmente como combustible de gasolina [201]. Los productos de cadena más corta, como el butano y el propano, también se pueden oligomerizar en gasolina [201]. Sin embargo, los complejos tratamientos posteriores generan costes adicionales y reducen la rentabilidad. El diésel de FT tiene una alta linealidad, un bajo contenido de compuestos aromáticos y un índice de cetano muy alto (hasta 75), lo que le confiere una calidad superior en comparación con los combustibles diésel derivados de otros procesos [201].

Una de las principales ventajas de la SFT es su versatilidad de productos [207]. Los productos de la SFT son hidrocarburos, compuestos oxigenados (p. ej., alcoholes, aldehídos, ácidos, cetonas) y agua. Las clases de compuestos más abundantes son los alcanos (parafinas), los alquenos (olefinas) y los alcoholes, como se indica en las reacciones de síntesis de las Ecs. (3.69)–(3.71) [201, 203, 207, 208].



donde n es la longitud promedio de la cadena de hidrocarburos y m es el número de átomos de hidrógeno por átomo de carbono, o relación molar H/C . La SFT se puede realizar en un rango de baja temperatura de 200–250 °C o en un rango de alta temperatura de 300–350 °C [204]. En cualquier rango de temperatura, es necesario eliminar el exceso de calor generado por las reacciones de síntesis altamente exotérmicas, lo que requiere un sistema de intercambio de calor [204, 208]. Si no se elimina este exceso de calor, la naturaleza exotérmica de las reacciones FT puede causar un aumento anómalo de temperatura, lo que a su vez podría provocar la desactivación del catalizador [208].

Los productos la SFT son esencialmente una mezcla de hidrocarburos lineales y ramificados [201]. Entre ellos, las parafinas lineales y las α -olefinas son los productos principales, con longitudes de cadena de carbono que varían desde un átomo de carbono hasta cincuenta, aunque también se puede producir una pequeña cantidad de alcoholes durante la SFT [201]. Las olefinas de la SFT son componentes importantes de la síntesis petroquímica para la obtención de productos químicos, polímeros o alcoholes de alto peso molecular [201]. Las parafinas lineales obtenidas como producto de las reacciones FT pueden reciclarse para generar más sintegás o utilizarse como combustible, como el gas natural sintético (GNS) [201]. Las ceras se encuentran en el extremo más pesado del espectro de productos de la SFT. Aunque la mayor parte de las ceras puede someterse a un proceso de craqueo para producir productos de cadena más corta, la cera FT en sí misma posee una elevada calidad [201].

De acuerdo las reacciones anteriores, la relación molar H_2/CO ideal en el sintegás para la SFT

es de alrededor de 2 [203], que es más alta que las relaciones molares H_2/CO típicas producidas durante la gasificación de biomasa [201]. Por lo tanto, puede ser necesario o incluso preferible ajustar externamente la composición del sintegás para lograr esta relación molar [203]. Los reactores WGS se utilizan normalmente como parte de la unidad de acondicionamiento del sintegás para ajustar la relación molar H_2/CO en el sintegás antes de la SFT con el fin de maximizar la producción [201]. Sin embargo, esto no implica que la relación molar H_2/CO en el sintegás de alimentación siempre tenga que estar cerca de 2 [203]. Un proceso alternativo consiste en integrar las funcionalidades de la WGS en el propio catalizador FT. La reacción WGS se puede llevar a cabo *in situ* en el reactor FT, con el agua producida en la reacción de crecimiento en cadena como reactivo en la WGS. Por lo tanto, un catalizador FT con WGS puede, en teoría, lograr la máxima conversión del sintegás con una relación molar H_2/CO de tan solo 0,5 [201].

Los catalizadores FT más comúnmente utilizados son los metales del Grupo VIII (Co, Ru, Fe y Ni) [201, 208]. Entre ellos, los catalizadores de cobalto son aproximadamente tres veces más activos que los catalizadores a base de hierro, aunque también son mucho más caros [201, 204]. A pesar de ser menos activos y estables que los catalizadores de cobalto y propensos a la inhibición por la presencia de agua, los catalizadores de hierro siguen siendo una opción popular para la SFT [201]. Los catalizadores de hierro son mucho más baratos y presentan una fuerte actividad de WGS [204, 208]. Por lo tanto, se prefieren para sintegás con una relación molar H_2/CO relativamente baja (0,5–1,3). Aunque su selectividad hacia productos pesados no es tan buena como la del cobalto y el rutenio, los catalizadores de hierro son menos sensibles al cambio de temperatura [201].

Los productos de la SFT son en su mayoría hidrocarburos alifáticos de cadena lineal, aunque también se forman en cantidades menores hidrocarburos ramificados, hidrocarburos insaturados y alcoholes primarios [42]. La distribución de productos de la SFT incluye hidrocarburos ligeros, como el metano (CH_4), el eteno (C_2H_4) y el etano (C_2H_6), gases licuados del petróleo (GLP) como el propano y el butano (C_3 – C_4), gasolina (C_5 – C_{12}), combustibles diésel (C_{13} – C_{22}) y ceras (C_{23} – C_{33}) [42, 202]. La distribución de los productos depende del catalizador y de parámetros del proceso como la temperatura, la presión y el tiempo de residencia. La distribución de productos de la SFT se describe mediante la ecuación de Anderson–Schulz–Flory [42].

$$y_n = \alpha n^{1-\alpha} \quad (3.72)$$

donde y_n es la fracción molar del producto n . El valor del parámetro α está influenciado por factores como la composición del sintegás, la temperatura, la presión y la composición del catalizador [42, 208]. Los hidrocarburos de cadena más larga se forman preferentemente a altas temperaturas y con una relación molar H_2/CO baja, lo que se corresponde con valores altos de α (normalmente 0,9–0,95) [208]. A medida que aumenta la temperatura, disminuye la probabilidad de crecimiento de la cadena. Por ejemplo, dentro del rango de 300–350 °C, los valores de α

suelen situarse entre 0,65 y 0,70 [208].

En la ecuación de Anderson–Schulz–Flory, la probabilidad α de crecimiento de la cadena se supone independiente de la longitud de la cadena [201]. Por lo tanto, la probabilidad de una cadena formada por n átomos (P_n) es:

$$P_n = \alpha^{n-1} (1 - \alpha) \quad (3.73)$$

donde el término $(1 - \alpha)$ representa la terminación de la cadena [208]. La probabilidad de crecimiento de la cadena se puede expresar de la siguiente manera:

$$\alpha = \frac{r_p}{r_p + r_t} \quad (3.74)$$

donde r_p y r_t representan las constantes de velocidad de propagación y terminación, respectivamente [208]. Un valor más alto de α proporciona productos más pesados, mientras que un valor más bajo implica compuestos más ligeros [201]. Dado que $\alpha < 1$, la probabilidad acumulada de todas las cadenas potenciales corresponde a la suma de las probabilidades individuales de cada cadena, lo que da como resultado una probabilidad total igual a la unidad.

$$\sum_1^{\infty} P_n = (1 - \alpha) + \alpha (1 - \alpha) + \alpha^2 (1 - \alpha) + \dots = \sum_1^{\infty} \alpha^{n-1} (1 - \alpha) = \frac{1 - \alpha}{1 - \alpha} = 1 \quad (3.75)$$

La probabilidad de una cadena formada por n átomos corresponde a su fracción molar (y_n). Esta expresión se puede linealizar de la siguiente manera:

$$y_n = \alpha^{n-1} (1 - \alpha) = \alpha^n \frac{1 - \alpha}{\alpha} \Rightarrow \log y_n = \log \frac{1 - \alpha}{\alpha} + n \log \alpha \quad (3.76)$$

Al representar el logaritmo de la fracción molar (y_n) con respecto al número de átomos de carbono (n), se obtiene una línea recta, siendo $\log \alpha$ la pendiente [201].

El número medio de átomos de carbono ($\bar{n}$) se determina según la siguiente expresión:

$$\begin{aligned} \bar{n} &= \sum_1^{\infty} n P_n = \sum_1^{\infty} \alpha^{n-1} (1 - \alpha) = (1 - \alpha) + 2\alpha (1 - \alpha) + 3\alpha^2 (1 - \alpha) + 4\alpha^3 (1 - \alpha) + \dots \\ &= 1 - \alpha + 2\alpha - 2\alpha^2 + 3\alpha^2 - 3\alpha^3 + 4\alpha^3 - 4\alpha^4 + \dots = 1 + \alpha + \alpha^2 + \alpha^3 + \dots = \frac{1}{1 - \alpha} \end{aligned} \quad (3.77)$$

La fracción másica (x_n) de hidrocarburos con n átomos de carbono puede determinarse finalmente como se muestra en la Ec. (3.78) [207, 208].

$$x_n = \frac{n y_n}{\bar{n}} = \frac{n [\alpha^{n-1} (1 - \alpha)]}{1/(1 - \alpha)} = n \alpha^n \frac{(1 - \alpha)^2}{\alpha} \Rightarrow \log \frac{x_n}{n} = n \log \alpha + \log \frac{(1 - \alpha)^2}{\alpha} \quad (3.78)$$

La Fig. 3.36 ilustra cómo varía la selectividad del producto con α . Se puede observar que la selectividad máxima para el diésel se alcanza en $\alpha = 0,9$, mientras que la selectividad para la gasolina alcanza su pico en $\alpha = 0,76$ [201]. La selectividad del producto más alta es para el metano y luego disminuye a medida que aumenta la longitud de la cadena, aunque hay un máximo local en C_3-C_4 [201]. La mayoría de los hidrocarburos de la SFT son lineales [201].

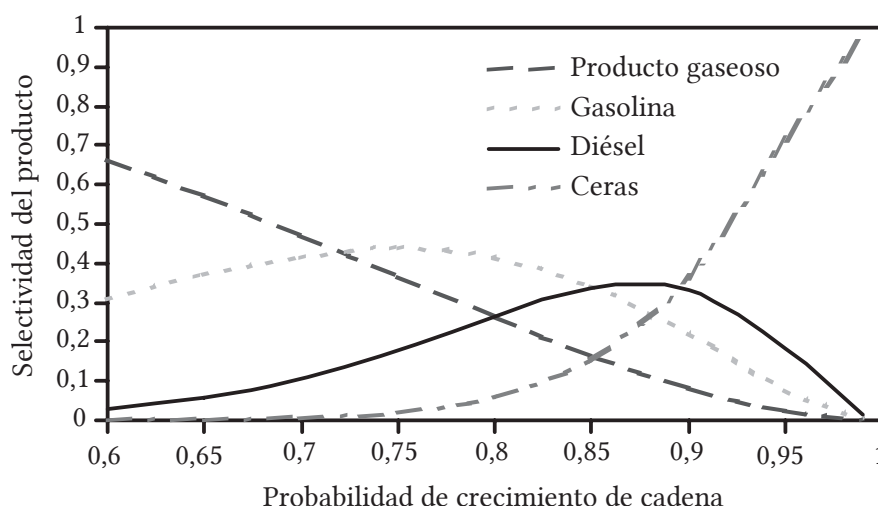


FIGURA 3.36: Relación entre selectividad de producto y probabilidad de crecimiento de la cadena en la síntesis de Fischer-Tropsch. FUENTE: Adaptado de Liu et al. [201].

Referencias

- [1] C. Higman y M. van der Burgt, *Gasification*, 2.^a ed. Elsevier, 2008, ISBN: 978-0-7506-8528-3. DOI: [10.1016/B978-0-7506-8528-3.X0001-6](https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-8528-3.X0001-6).
- [2] A. Kaupp y J. R. Goss, «History of small gas oroducer engine systems», en *Small Scale Gas Producer-Engine Systems*. Wiesbaden: Vieweg+Teubner Verlag, 1984, págs. 8-24, ISBN: 978-3-663-06868-6. DOI: [10.1007/978-3-663-06868-6_2](https://doi.org/10.1007/978-3-663-06868-6_2).
- [3] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3.^a ed. Academic Press, 2018, ISBN: 978-0-12-812992-0. DOI: [10.1016/C2016-0-04056-1](https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-1).
- [4] P. Raman y N. Ram, «Performance analysis of an internal combustion engine operated on producer gas, in comparison with the performance of the natural gas and diesel engines», *Energy*, vol. 63, págs. 317-333, 2013. DOI: [10.1016/j.energy.2013.10.033](https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.10.033).
- [5] F. X. Barca Salom, «Ovens of manufactured gas: The incorporation of new technologies in Spanish gasworks (1842–1960)», 2013. dirección: <https://upcommons.upc.edu/handle/2117/17390>.
- [6] F. Y. Hagos, A. R. A. Aziz y S. A. Sulaiman, «Trends of Syngas as a Fuel in Internal Combustion Engines», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 6, pág. 401587, 2014. DOI: [10.1155/2014/401587](https://doi.org/10.1155/2014/401587).

-
- [7] R. W. Breault, «Gasification processes old and new: A basic review of the major technologies», *Energies*, vol. 3, n.º 2, págs. 216-240, 2010. DOI: [10.3390/en3020216](https://doi.org/10.3390/en3020216).
- [8] Energy Research Division of the US Department of Energy, *Fixed bed coal gasification for production of industrial fuel gas*, Reading, Pennsylvania, 1977. DOI: [10.2172/5164572](https://doi.org/10.2172/5164572). dirección: <https://www.osti.gov/servlets/purl/5164572>.
- [9] K. Littlewood, «Gasification: Theory and application», *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 3, n.º 1, págs. 35-71, 1977. DOI: [10.1016/0360-1285\(77\)90008-9](https://doi.org/10.1016/0360-1285(77)90008-9).
- [10] A. Kaijser, «Driving on wood: the Swedish transition to wood gas during World War Two», *Hist. Technol.*, vol. 37, n.º 4, págs. 468-486, 2021. DOI: [10.1080/07341512.2022.2033387](https://doi.org/10.1080/07341512.2022.2033387).
- [11] T. B. Reed y A. Das, *Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems*. Golden, CO, US: Biomass Energy Foundation, 1988. dirección: <https://www.nrel.gov/docs/legosti/old/3022.pdf>.
- [12] T. E. Ban, «Conversion of solid fuels to low-BTU gas», *Energy Sources*, vol. 2, n.º 1, págs. 11-31, 1975. DOI: [10.1080/00908317508945939](https://doi.org/10.1080/00908317508945939).
- [13] H. Zhang, L. Wang, J. van Herle, F. Maréchal y U. Desideri, «Techno-economic comparison of green ammonia production processes», *Appl. Energy*, vol. 259, págs. 114-135, 2020. DOI: [10.1016/j.apenergy.2019.114135](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114135).
- [14] National Research Council (US). Advisory Committee on Technology Innovation (US). Agency for International Development. Bureau for Science and Technology., *Producer Gas: Another Fuel for Motor Transport* (BOSTID report), 2.ª ed. Washington, DC, US: National Academy Press, 1983. dirección: https://pdf.usaid.gov/pdf_docs/PNAAAN954.pdf.
- [15] J. W. Rayner, *Gasification by the moving-burden technique. II*, United States, ene. de 1952. dirección: <https://www.osti.gov/biblio/5312375>.
- [16] J. Karl y T. Pröll, «Steam gasification of biomass in dual fluidized bed gasifiers: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 98, págs. 64-78, 2018. DOI: [10.1016/j.rser.2018.09.010](https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.09.010).
- [17] A. F. Kirkels y G. P. Verbong, «Biomass gasification: Still promising? A 30-year global overview», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 15, n.º 1, págs. 471-481, 2011. DOI: [10.1016/j.rser.2010.09.046](https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.09.046).
- [18] *The history of integrated gasification combined-cycle power plants*, vol. Volume 3: Coal, Biomass and Alternative Fuels; Cycle Innovations; Electric Power; Industrial and Cogeneration Applications; Organic Rankine Cycle Power Systems, Turbo Expo: Power for Land, Sea, and Air, jun. de 2017. DOI: [10.1115/GT2017-64507](https://doi.org/10.1115/GT2017-64507).
-

-
- [19] Y. Neubauer, «Biomass gasification», en *Biomass Combustion Science, Technology and Engineering*, ép. Woodhead Publishing Series in Energy, L. Rosendahl, ed., Woodhead Publishing, 2013, págs. 106-129, ISBN: 978-0-85709-131-4. DOI: [10.1533/9780857097439.2.106](https://doi.org/10.1533/9780857097439.2.106).
- [20] A. Kushwah, T. Reina y M. Short, «Modelling approaches for biomass gasifiers: A comprehensive overview», *Sci. Total Environ.*, vol. 834, pág. 155 243, 2022. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2022.155243](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.155243).
- [21] M. F. Irfan, M. R. Usman y K. Kusakabe, «Coal gasification in CO₂ atmosphere and its kinetics since 1948: A brief review», *Energy*, vol. 36, n.º 1, págs. 12-40, 2011. DOI: [10.1016/j.energy.2010.10.034](https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.10.034).
- [22] L. Emami Taba, M. F. Irfan, W. A. M. Wan Daud y M. H. Chakrabarti, «The effect of temperature on various parameters in coal, biomass and CO-gasification: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, n.º 8, págs. 5584-5596, 2012. DOI: [10.1016/j.rser.2012.06.015](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.06.015).
- [23] N. Mahinpey y A. Gómez, «Review of gasification fundamentals and new findings: Reactors, feedstock, and kinetic studies», *Chem. Eng. Sci.*, vol. 148, págs. 14-31, 2016. DOI: [10.1016/j.ces.2016.03.037](https://doi.org/10.1016/j.ces.2016.03.037).
- [24] S. Sansaniwal, K. Pal, M. Rosen y S. Tyagi, «Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 72, págs. 363-384, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2017.01.038](https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038).
- [25] H. Wiinikka, J. Wennebro, M. Gullberg, E. Pettersson y F. Weiland, «Pure oxygen fixed-bed gasification of wood under high temperature (>1000°C) freeboard conditions», *Appl. Energy*, vol. 191, págs. 153-162, 2017. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.01.054](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.01.054).
- [26] S. Heidenreich, M. Müller y P. U. Foscolo, *Advanced Biomass Gasification*. Academic Press, 2016, ISBN: 978-0-12-804296-0. DOI: [10.1016/B978-0-12-804296-0.00008](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-804296-0.00008).
- [27] N. Indrawan, A. Kumar, M. Moliere, K. A. Sallam y R. L. Huhnke, «Distributed power generation via gasification of biomass and municipal solid waste: A review», *J. Energy Inst.*, vol. 93, n.º 6, págs. 2293-2313, 2020. DOI: [10.1016/j.joei.2020.07.001](https://doi.org/10.1016/j.joei.2020.07.001).
- [28] T. K. Patra y P. N. Sheth, «Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 50, págs. 583-593, 2015. DOI: [10.1016/j.rser.2015.05.012](https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.05.012).
- [29] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno y A. Coronas, «Review and analysis of biomass gasification models», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 14, n.º 9, págs. 2841-2851, 2010. DOI: [10.1016/j.rser.2010.07.030](https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030).
-

-
- [30] A. Molino, S. Chianese y D. Musmarra, «Biomass gasification technology: The state of the art overview», *J. Energy Chem.*, vol. 25, n.º 1, págs. 10-25, 2016. DOI: [10.1016/j.jechem.2015.11.005](https://doi.org/10.1016/j.jechem.2015.11.005).
- [31] J. Ruiz, M. Juárez, M. Morales, P. Muñoz y M. Mendivil, «Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 18, págs. 174-183, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2012.10.021](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.021).
- [32] M. La Villetta, M. Costa y N. Massarotti, «Modelling approaches to biomass gasification: A review with emphasis on the stoichiometric method», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 74, págs. 71-88, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2017.02.027](https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.02.027).
- [33] D. Baruah y D. Baruah, «Modeling of biomass gasification: A review», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, págs. 806-815, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.07.129](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.129).
- [34] K. Miller, «Coal analysis», en *The Coal Handbook: Towards Cleaner Production*, ép. Woodhead Publishing Series in Energy, D. Osborne, ed., vol. 1, Woodhead Publishing, 2013, págs. 151-189, ISBN: 978-0-85709-422-3. DOI: [10.1533/9780857097309.1.151](https://doi.org/10.1533/9780857097309.1.151).
- [35] L. Wang, C. L. Weller, D. D. Jones y M. A. Hanna, «Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production», *Biomass Bioenerg.*, vol. 32, n.º 7, págs. 573-581, 2008. DOI: [10.1016/j.biombioe.2007.12.007](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2007.12.007).
- [36] J. Arauzo, F. Bimbela, J. Ábrego, J. L. Sánchez y A. Gonzalo, *Introducción a las tecnologías de aprovechamiento de biomasa*, 2014. dirección: <https://digital.csic.es/handle/10261/108763>.
- [37] C. Wilen, A. Moilanen y E. Kurkela, *Biomass feedstock analyses* (VTT Publications 282). Finland: VTT Technical Research Centre of Finland, 1996, Project code: N6SU00115, ISBN: 951-38-4940-6. dirección: <https://www.osti.gov/etdeweb/servlets/purl/434876>.
- [38] S. Channiwala y P. Parikh, «A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels», *Fuel*, vol. 81, n.º 8, págs. 1051-1063, 2002. DOI: [10.1016/S0016-2361\(01\)00131-4](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(01)00131-4).
- [39] A. Demirbaş, «Calculation of higher heating values of biomass fuels», *Fuel*, vol. 76, n.º 5, págs. 431-434, 1997. DOI: [10.1016/S0016-2361\(97\)85520-2](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(97)85520-2).
- [40] G. Marlair, C. Cwiklinski y A. Tewarson, «An analysis of some practical methods for estimating heats of combustion in fire safety studies», en *Interflam 99*, Edinburgh, United Kingdom, 1999. dirección: <https://hal-ineris.archives-ouvertes.fr/ineris-00972167>.
- [41] Aspen Technology, Inc. (AspenTech), *Physical Property Methods and Models 11.1*, 2001.
- [42] A. Demirbaş, *Biofuels: Securing the Planet's Future Energy Needs*. London: Springer-Verlag, 2009, ISBN: 978-1-84882-010-4. DOI: [10.1007/978-1-84882-011-1](https://doi.org/10.1007/978-1-84882-011-1).
-

-
- [43] L. Felix, S. K. Hoekman y C. Coronella, «Wet torrefaction – The hydrothermal carbonization of biomass», International Workshop of Biomass Torrefaction for Energy, mayo de 2012.
- [44] International Energy Agency (IEA), *Technology Roadmap - Bioenergy for Heat and Power*, 2022. dirección: <https://www.iea.org/reports/technology-roadmap-bioenergy-for-heat-and-power>.
- [45] J. Feroso et al., «High-pressure co-gasification of coal with biomass and petroleum coke», *Fuel Process. Technol.*, vol. 90, n.º 7, págs. 926-932, 2009. DOI: [10.1016/j.fuproc.2009.02.006](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2009.02.006).
- [46] Y. J. Kim, J. M. Lee y S. D. Kim, «Coal gasification characteristics in an internally circulating fluidized bed with draught tube», *Fuel*, vol. 76, n.º 11, págs. 1067-1073, 1997. DOI: [10.1016/S0016-2361\(97\)00112-9](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(97)00112-9).
- [47] R. Rauch, J. Hrbek y H. Hofbauer, «Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas», *WIREs Energy Environ.*, vol. 3, n.º 4, págs. 343-362, 2014. DOI: [10.1002/wene.97](https://doi.org/10.1002/wene.97).
- [48] E. Shayan, V. Zare e I. Mirzaee, «Hydrogen production from biomass gasification: a theoretical comparison of using different gasification agents», *Energy Convers. Manag.*, vol. 159, págs. 30-41, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2017.12.096](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.12.096).
- [49] H. Song et al., «Recent development of biomass gasification for H₂ rich gas production», *Appl. Energy Combust. Sci.*, vol. 10, pág. 100 059, 2022. DOI: [10.1016/j.jaecs.2022.100059](https://doi.org/10.1016/j.jaecs.2022.100059).
- [50] B. Pandey, P. N. Sheth e Y. K. Prajapati, «Air-CO₂ and oxygen-enriched air-CO₂ biomass gasification in an autothermal downdraft gasifier: Experimental studies», *Energy Convers. Manag.*, vol. 270, pág. 116 216, 2022. DOI: [10.1016/j.enconman.2022.116216](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.116216).
- [51] D. Pio, H. Gomes, L. Tarelho, A. Vilas-Boas, M. Matos y F. Lemos, «Superheated steam injection as primary measure to improve producer gas quality from biomass air gasification in an autothermal pilot-scale gasifier», *Renew. Energy*, vol. 181, págs. 1223-1236, 2022. DOI: [10.1016/j.renene.2021.09.083](https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.09.083).
- [52] A. Bridgwater, «The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation», *Fuel*, vol. 74, n.º 5, págs. 631-653, 1995. DOI: [10.1016/0016-2361\(95\)00001-L](https://doi.org/10.1016/0016-2361(95)00001-L).
- [53] M. Formica, S. Frigo y R. Gabbrielli, «Development of a new steady state zero-dimensional simulation model for woody biomass gasification in a full scale plant», *Energy Convers. Manag.*, vol. 120, págs. 358-369, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.05.009](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.05.009).
- [54] L. V. Martínez, J. E. Rubiano, M. Figueredo y M. F. Gómez, «Experimental study on the performance of gasification of corncobs in a downdraft fixed bed gasifier at various conditions», *Renew. Energy*, vol. 148, págs. 1216-1226, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.10.034](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.10.034).
-

-
- [55] K. M. Broer y R. C. Brown, «The role of char and tar in determining the gas-phase partitioning of nitrogen during biomass gasification», *Appl. Energy*, vol. 158, págs. 474-483, 2015. DOI: [10.1016/j.apenergy.2015.08.100](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.08.100).
- [56] R. Aguado, A. Baccioli, A. Liponi y D. Vera, «Continuous decentralized hydrogen production through alkaline water electrolysis powered by an oxygen-enriched air integrated biomass gasification combined cycle», *Energy Convers. Manag.*, vol. 289, pág. 117 149, 2023. DOI: [10.1016/j.enconman.2023.117149](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117149).
- [57] L. Liu et al., «Experimental study of biomass gasification with oxygen-enriched air in fluidized bed gasifier», *Sci. Total Environ.*, vol. 626, págs. 423-433, 2018. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2018.01.016](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.01.016).
- [58] G. Cheng et al., «Gasification of biomass micron fuel with oxygen-enriched air: Thermogravimetric analysis and gasification in a cyclone furnace», *Energy*, vol. 43, n.º 1, págs. 329-333, 2012. DOI: [10.1016/j.energy.2012.04.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.04.022).
- [59] P. Lv, Z. Xiong, J. Chang, C. Wu, Y. Chen y J. Zhu, «An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed», *Bioresour. Technol.*, vol. 95, n.º 1, págs. 95-101, 2004. DOI: [10.1016/j.biortech.2004.02.003](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.02.003).
- [60] S. Sharma y P. N. Sheth, «Air-steam biomass gasification: Experiments, modeling and simulation», *Energy Convers. Manag.*, vol. 110, págs. 307-318, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2015.12.030](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2015.12.030).
- [61] Y. Cheng, Z. Thow y C.-H. Wang, «Biomass gasification with CO₂ in a fluidized bed», *Powder Technol.*, vol. 296, págs. 87-101, 2016. DOI: [10.1016/j.powtec.2014.12.041](https://doi.org/10.1016/j.powtec.2014.12.041).
- [62] J. Feng, S. Yan, R. Zhang, S. Gu, X. Qu y J. Bi, «Characteristics of Co-Ca catalyzed coal hydrogasification in a mixture of H₂ and CO₂ atmosphere», *Fuel*, vol. 324, pág. 124 486, 2022. DOI: [10.1016/j.fuel.2022.124486](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.124486).
- [63] J. D. Martínez, K. Mahkamov, R. V. Andrade y E. E. Silva Lora, «Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines», *Renew. Energy*, vol. 38, n.º 1, págs. 1-9, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2011.07.035](https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.07.035).
- [64] M. Ajourloo, M. Ghodrat, J. Scott y V. Strezov, «Recent advances in thermodynamic analysis of biomass gasification: A review on numerical modelling and simulation», *J. Energy Inst.*, vol. 102, págs. 395-419, 2022. DOI: [10.1016/j.joei.2022.05.003](https://doi.org/10.1016/j.joei.2022.05.003).
- [65] U. Arena, «Fluidized bed gasification», en *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*, ép. Woodhead Publishing Series in Energy, F. Scala, ed., Woodhead Publishing, 2013, págs. 765-812, ISBN: 978-0-85709-541-1. DOI: [10.1533/9780857098801.3.765](https://doi.org/10.1533/9780857098801.3.765).
-

-
- [66] T. B. Reed, R. Walt, S. Ellis, A. Das y S. Deutsch, *Superficial velocity - the key to downdraft gasification*, United Kingdom, 1999. dirección: <https://www.osti.gov/etdeweb/biblio/20041469>.
- [67] M. Asadullah, «Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 29, págs. 201-215, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2013.08.074](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.08.074).
- [68] B. Li et al., «Surface modification of Ni catalysts with trace Pt for oxidative steam reforming of methane», *J. Catal.*, vol. 245, n.º 1, págs. 144-155, 2007. DOI: [10.1016/j.jcat.2006.10.004](https://doi.org/10.1016/j.jcat.2006.10.004).
- [69] S. Wang, G. Q. (Lu y G. J. Millar, «Carbon dioxide reforming of methane to produce synthesis gas over metal-supported catalysts: State of the art», *Energy Fuels*, vol. 10, n.º 4, págs. 896-904, 1996. DOI: [10.1021/ef950227t](https://doi.org/10.1021/ef950227t).
- [70] S. Mazhkoo, H. Dadfar, M. HajiHashemi y O. Pourali, «A comprehensive experimental and modeling investigation of walnut shell gasification process in a pilot-scale downdraft gasifier integrated with an internal combustion engine», *Energy Convers. Manag.*, vol. 231, pág. 113 836, 2021. DOI: [10.1016/j.enconman.2021.113836](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113836).
- [71] A. Saravanakumar, W.-H. Chen, K. D. Arunachalam, Y.-K. Park y H. Chyuan Ong, «Pilot-scale study on downdraft gasification of municipal solid waste with mass and energy balance analysis», *Fuel*, vol. 315, pág. 123 287, 2022. DOI: [10.1016/j.fuel.2022.123287](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.123287).
- [72] U. Lee, E. Balu y J. Chung, «An experimental evaluation of an integrated biomass gasification and power generation system for distributed power applications», *Appl. Energy*, vol. 101, págs. 699-708, 2013. DOI: [10.1016/j.apenergy.2012.07.036](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.07.036).
- [73] M. La Villetta, M. Costa, D. Cirillo, N. Massarotti y L. Vanoli, «Performance analysis of a biomass powered micro-cogeneration system based on gasification and syngas conversion in a reciprocating engine», *Energy Convers. Manag.*, vol. 175, págs. 33-48, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2018.08.017](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.08.017).
- [74] S. McAllister, J.-Y. Chen y A. C. Fernandez-Pello, *Fundamentals of Combustion Processes*. Springer, 2011, ISBN: 978-1-4419-7942-1. DOI: [10.1007/978-1-4419-7943-8](https://doi.org/10.1007/978-1-4419-7943-8).
- [75] E. Biagini, F. Barontini y L. Tognotti, «Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: Corn cobs», *Bioresour. Technol.*, vol. 173, págs. 110-116, 2014. DOI: [10.1016/j.biortech.2014.09.086](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.086).
- [76] A. Bridgwater, «Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass», *Chem. Eng. J.*, vol. 91, n.º 2, págs. 87-102, 2003. DOI: [10.1016/S1385-8947\(02\)00142-0](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(02)00142-0).
- [77] G. Allesina y S. Pedrazzi, «Barriers to success: A technical review on the limits and possible future roles of small scale gasifiers», *Energies*, vol. 14, n.º 20, 2021. DOI: [10.3390/en14206711](https://doi.org/10.3390/en14206711).
-

-
- [78] H. A. M. Knoef, «Inventory of Biomass Gasifier Manufacturers and Installations, Final Report to European Commission», *Contract DIS/1734/98-NL, Biomass Technology Group BV, University of Twente, Enschede*, 2000.
- [79] J. Hrbek, «Annex 1: Gasification facilities for CHP production – operational, under construction, under commissioning», en *Status report on thermal gasification of biomass and waste 2021*, IEA Bioenergy, 2022. dirección: <http://www.ieatask33.org/app/webroot/files/file/publications/special%20projects/2022/CHP-operational-final.pdf>.
- [80] J. Hrbek, «Annex 5: Other gasification technology – operational, commissioning, erection, planned», en *Status report on thermal gasification of biomass and waste 2021*, IEA Bioenergy, 2022. dirección: <https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2022/03/Other-technology-oper-final.pdf>.
- [81] J. Hrbek, «Annex 3: Gasification facilities for fuel synthesis – planned, under construction, under commissioning, operational», en *Status report on thermal gasification of biomass and waste 2021*, IEA Bioenergy, 2022. dirección: <http://task33.ieabioenergy.com/app/webroot/files/file/publications/special%20projects/2022/FS-op-final.pdf>.
- [82] J. Soares y A. C. Oliveira, «Experimental assessment of pine wood chips gasification at steady and part-load performance», *Biomass Bioenerg.*, vol. 139, pág. 105 625, 2020. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105625](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105625).
- [83] R. Yin, R. Liu, J. Wu, X. Wu, C. Sun y C. Wu, «Influence of particle size on performance of a pilot-scale fixed-bed gasification system», *Bioresour. Technol.*, vol. 119, págs. 15-21, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2012.05.085](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.085).
- [84] V. R. Patel, D. S. Upadhyay y R. N. Patel, «Gasification of lignite in a fixed bed reactor: Influence of particle size on performance of downdraft gasifier», *Energy*, vol. 78, págs. 323-332, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2014.10.017](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.10.017).
- [85] U. Arena, «Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review», *Waste Manag.*, vol. 32, n.º 4, págs. 625-639, 2012, Solid Waste Gasification. DOI: [10.1016/j.wasman.2011.09.025](https://doi.org/10.1016/j.wasman.2011.09.025).
- [86] A. Ramos, E. Monteiro y A. Rouboa, «Numerical approaches and comprehensive models for gasification process: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 110, págs. 188-206, 2019. DOI: [10.1016/j.rser.2019.04.048](https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.04.048).
- [87] S. Safarian, R. Unnþórsson y C. Richter, «A review of biomass gasification modelling», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 110, págs. 378-391, 2019. DOI: [10.1016/j.rser.2019.05.003](https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.05.003).
- [88] S. Jarunghammachote y A. Dutta, «Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimization approach and its application to spouted bed and spout-fluid bed gasifiers», *Energy Convers. Manag.*, vol. 49, n.º 6, págs. 1345-1356, 2008. DOI: [10.1016/j.enconman.2008.01.006](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.01.006).
-

-
- [89] M. P. González-Vázquez, F. Rubiera, C. Pevida, D. T. Pio y L. A. Tarelho, «Thermodynamic analysis of biomass gasification using Aspen Plus: Comparison of stoichiometric and non-stoichiometric models», *Energies*, vol. 14, n.º 1, 2021. DOI: [10.3390/en14010189](https://doi.org/10.3390/en14010189).
- [90] R. Tavares, E. Monteiro, F. Tabet y A. Rouboa, «Numerical investigation of optimum operating conditions for syngas and hydrogen production from biomass gasification using Aspen Plus», *Renew. Energy*, vol. 146, págs. 1309-1314, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.07.051](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.07.051).
- [91] Z. Zainal, R. Ali, C. Lean y K. Seetharamu, «Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials», *Energy Convers. Manag.*, vol. 42, n.º 12, págs. 1499-1515, 2001. DOI: [10.1016/S0196-8904\(00\)00078-9](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(00)00078-9).
- [92] S. Jarungthammachote y A. Dutta, «Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier», *Energy*, vol. 32, n.º 9, págs. 1660-1669, 2007. DOI: [10.1016/j.energy.2007.01.010](https://doi.org/10.1016/j.energy.2007.01.010).
- [93] S. Ferreira, E. Monteiro, P. Brito y C. Vilarinho, «A Holistic Review on Biomass Gasification Modified Equilibrium Models», *Energies*, vol. 12, n.º 1, 2019. DOI: [10.3390/en12010160](https://doi.org/10.3390/en12010160).
- [94] I. P. Silva, R. M. Lima, G. F. Silva, D. S. Ruzene y D. P. Silva, «Thermodynamic equilibrium model based on stoichiometric method for biomass gasification: A review of model modifications», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 114, pág. 109305, 2019. DOI: [10.1016/j.rser.2019.109305](https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109305).
- [95] A. Z. Mendiburu, J. A. Carvalho, R. Zanzi, C. R. Coronado y J. L. Silveira, «Thermochemical equilibrium modeling of a biomass downdraft gasifier: Constrained and unconstrained non-stoichiometric models», *Energy*, vol. 71, págs. 624-637, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2014.05.010](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.05.010).
- [96] A. Gambarotta, M. Morini y A. Zubani, «A non-stoichiometric equilibrium model for the simulation of the biomass gasification process», *Appl. Energy*, vol. 227, págs. 119-127, 2018, Transformative Innovations for a Sustainable Future – Part III. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.07.135](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.07.135).
- [97] K. Rabea, S. Michailos, M. Akram, K. J. Hughes, D. Ingham y M. Pourkashanian, «An improved kinetic modelling of woody biomass gasification in a downdraft reactor based on the pyrolysis gas evolution», *Energy Convers. Manag.*, vol. 258, pág. 115495, 2022. DOI: [10.1016/j.enconman.2022.115495](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115495).
- [98] A. Gagliano, F. Nocera, M. Bruno y G. Cardillo, «Development of an equilibrium-based model of gasification of biomass by Aspen Plus», *Energy Procedia*, vol. 111, págs. 1010-1019, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.03.264](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264).
-

-
- [99] R. Karamarković y V. Karamarković, «Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures», *Energy*, vol. 35, n.º 2, págs. 537-549, 2010. DOI: [10.1016/j.energy.2009.10.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2009.10.022).
- [100] N. S. Barman, S. Ghosh y S. De, «Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier – A realistic model including tar», *Bioresour. Technol.*, vol. 107, págs. 505-511, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2011.12.124](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.12.124).
- [101] E. S. Aydın, Ö. Yücel y H. Sadıkoğlu, «Development of a semi-empirical equilibrium model for downdraft gasification systems», *Energy*, vol. 130, págs. 86-98, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2017.04.132](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.04.132).
- [102] E. Azzzone, M. Morini y M. Pinelli, «Development of an equilibrium model for the simulation of thermochemical gasification and application to agricultural residues», *Renew. Energy*, vol. 46, págs. 248-254, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2012.03.017](https://doi.org/10.1016/j.renene.2012.03.017).
- [103] Y.-i. Lim y U.-D. Lee, «Quasi-equilibrium thermodynamic model with empirical equations for air–steam biomass gasification in fluidized-beds», *Fuel Process. Technol.*, vol. 128, págs. 199-210, 2014. DOI: [10.1016/j.fuproc.2014.07.017](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.07.017).
- [104] A. Z. Mendiburu, J. A. Carvalho y C. J. Coronado, «Thermochemical equilibrium modeling of biomass downdraft gasifier: Stoichiometric models», *Energy*, vol. 66, págs. 189-201, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2013.11.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.11.022).
- [105] A. Abuadala, I. Dincer y G. Naterer, «Exergy analysis of hydrogen production from biomass gasification», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 35, n.º 10, págs. 4981-4990, 2010, Novel Hydrogen Production Technologies and Applications. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2009.08.025](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2009.08.025).
- [106] Ö. Ç. Mutlu y T. Zeng, «Challenges and opportunities of modeling biomass gasification in Aspen Plus: A review», *Chem. Eng. Technol.*, vol. 43, n.º 9, págs. 1674-1689, 2020. DOI: [10.1002/ceat.202000068](https://doi.org/10.1002/ceat.202000068).
- [107] Aspen Technology, Inc. (AspenTech), *Getting started modeling processes with solids V8.4*. 2013.
- [108] A. M. Salem y M. C. Paul, «An integrated kinetic model for downdraft gasifier based on a novel approach that optimises the reduction zone of gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 109, págs. 172-181, 2018. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.12.030](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.030).
- [109] C. R. Altafini, P. R. Wander y R. M. Barreto, «Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model», *Energy Convers. Manag.*, vol. 44, n.º 17, págs. 2763-2777, 2003. DOI: [10.1016/S0196-8904\(03\)00025-6](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00025-6).
- [110] Ö. Yücel y M. A. Hastaoğlu, «Kinetic modeling and simulation of throated downdraft gasifier», *Fuel Process. Technol.*, vol. 144, págs. 145-154, 2016. DOI: [10.1016/j.fuproc.2015.12.023](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.12.023).
-

-
- [111] B. Babu y P. N. Sheth, «Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor», *Energy Convers. Manag.*, vol. 47, n.º 15, págs. 2602-2611, 2006. DOI: [10.1016/j.enconman.2005.10.032](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2005.10.032).
- [112] A. Y. Mutlu y Ö. Yücel, «An artificial intelligence based approach to predicting syngas composition for downdraft biomass gasification», *Energy*, vol. 165, págs. 895-901, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2018.09.131](https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.09.131).
- [113] S. Ascher, I. Watson y S. You, «Machine learning methods for modelling the gasification and pyrolysis of biomass and waste», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 155, pág. 111 902, 2022. DOI: [10.1016/j.rser.2021.111902](https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111902).
- [114] R. Mikulandrić, D. Lončar, D. Böhning, R. Böhme y M. Beckmann, «Artificial neural network modelling approach for a biomass gasification process in fixed bed gasifiers», *Energy Convers. Manag.*, vol. 87, págs. 1210-1223, 2014. DOI: [10.1016/j.enconman.2014.03.036](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.03.036).
- [115] R. Mikulandrić, D. Böhning, R. Böhme, L. Helsen, M. Beckmann y D. Lončar, «Dynamic modelling of biomass gasification in a co-current fixed bed gasifier», *Energy Convers. Manag.*, vol. 125, págs. 264-276, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.04.067](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.04.067).
- [116] S. Ascher, W. Sloan, I. Watson y S. You, «A comprehensive artificial neural network model for gasification process prediction», *Appl. Energy*, vol. 320, pág. 119 289, 2022. DOI: [10.1016/j.apenergy.2022.119289](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2022.119289).
- [117] F. Elmaz, Ö. Yücel y A. Y. Mutlu, «Predictive modeling of biomass gasification with machine learning-based regression methods», *Energy*, vol. 191, pág. 116 541, 2020. DOI: [10.1016/j.energy.2019.116541](https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116541).
- [118] D. Baruah, D. Baruah y M. Hazarika, «Artificial neural network based modeling of biomass gasification in fixed bed downdraft gasifiers», *Biomass Bioenerg.*, vol. 98, págs. 264-271, 2017. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.01.029](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.01.029).
- [119] M. Puig-Arnavat, J. A. Hernández, J. C. Bruno y A. Coronas, «Artificial neural network models for biomass gasification in fluidized bed gasifiers», *Biomass Bioenerg.*, vol. 49, págs. 279-289, 2013. DOI: [10.1016/j.biombioe.2012.12.012](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.12.012).
- [120] E. E. Özbaş, D. Aksu, A. Öngen, M. A. Aydın y H. K. Özcan, «Hydrogen production via biomass gasification, and modeling by supervised machine learning algorithms», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 44, n.º 32, págs. 17 260-17 268, 2019. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.02.108](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.108).
- [121] C. Chiñas-Palacios, C. Vargas-Salgado, J. Águila-León y E. Hurtado-Pérez, «A cascade hybrid PSO feed-forward neural network model of a biomass gasification plant for covering the energy demand in an AC microgrid», *Energy Convers. Manag.*, vol. 232, pág. 113 896, 2021. DOI: [10.1016/j.enconman.2021.113896](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113896).
-

-
- [122] R. I. Singh, A. Brink y M. Hupa, «CFD modeling to study fluidized bed combustion and gasification», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 52, n.º 2, págs. 585-614, 2013. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2012.12.017](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.12.017).
- [123] J. Xie, W. Zhong, B. Jin, Y. Shao y H. Liu, «Simulation on gasification of forestry residues in fluidized beds by Eulerian–Lagrangian approach», *Bioresour. Technol.*, vol. 121, págs. 36-46, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2012.06.080](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.06.080).
- [124] X. Ku, T. Li y T. Løvås, «Eulerian–Lagrangian simulation of biomass gasification behavior in a high-temperature entrained-flow reactor», *Energy Fuels*, vol. 28, n.º 8, págs. 5184-5196, 2014. DOI: [10.1021/ef5010557](https://doi.org/10.1021/ef5010557).
- [125] A. Klimanek, W. Adamczyk, A. Katelbach-Woźniak, G. Węcel y A. Szlęk, «Towards a hybrid Eulerian–Lagrangian CFD modeling of coal gasification in a circulating fluidized bed reactor», *Fuel*, vol. 152, págs. 131-137, 2015. DOI: [10.1016/j.fuel.2014.10.058](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.10.058).
- [126] X. Ku, T. Li y T. Løvås, «CFD–DEM simulation of biomass gasification with steam in a fluidized bed reactor», *Chem. Eng. Sci.*, vol. 122, págs. 270-283, 2015. DOI: [10.1016/j.ces.2014.08.045](https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.08.045).
- [127] L. Zhao e Y. Lu, «Hydrogen production by biomass gasification in a supercritical water fluidized bed reactor: A CFD-DEM study», *J. Supercrit. Fluids*, vol. 131, págs. 26-36, 2018. DOI: [10.1016/j.supflu.2017.07.022](https://doi.org/10.1016/j.supflu.2017.07.022).
- [128] J. Ahrenfeldt, T. P. Thomsen, U. Henriksen y L. R. Clausen, «Biomass gasification cogeneration – A review of state of the art technology and near future perspectives», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 50, n.º 2, págs. 1407-1417, 2013. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2011.12.040](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.12.040).
- [129] P. Kaparaju y J. Rintala, «Generation of heat and power from biogas for stationary applications: boilers, gas engines and turbines, combined heat and power (CHP) plants and fuel cells», en *The Biogas Handbook*, A. Wellinger, J. Murphy y D. Baxter, eds., Woodhead Publishing, 2013, págs. 404-427, ISBN: 978-0-85709-498-8. DOI: [10.1533/9780857097415.3.404](https://doi.org/10.1533/9780857097415.3.404).
- [130] M. Wegener, A. Malmquist, A. Isalgué y A. Martin, «Biomass-fired combined cooling, heating and power for small scale applications – A review», *Renew. Sust. Energy Rev.*, vol. 96, págs. 392-410, 2018. DOI: [10.1016/j.rser.2018.07.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.07.044).
- [131] M. Liu, Y. Shi y F. Fang, «Combined cooling, heating and power systems: A survey», *Renew. Sust. Energy Rev.*, vol. 35, págs. 1-22, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.03.054](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.03.054). dirección: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032114002263>.
- [132] M. Baratieri, P. Baggio, B. Bosio, M. Grigianti y G. Longo, «The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 29, n.º 16, págs. 3309-3318, 2009. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2009.05.003](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.05.003).
-

-
- [133] M. L. Valderrama Ríos, A. Martínez González, E. E. Silva Lora y O. A. Almazán del Olmo, «Reduction of tar generated during biomass gasification: A review», *Biomass Bioenerg.*, vol. 108, págs. 345-370, 2018. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.12.002](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.002).
- [134] G. Boiger, V. Buff, D. Sharman, M. Boldrini, V. Lienhard y D. Drew, «Simulation-based investigation of tar formation in after-treatment systems for biomass gasification», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00915-7](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00915-7).
- [135] N. Proenza Pérez, E. Blanco Machín, D. Travieso Pedroso, J. J. Roberts, J. Santana Antunes y J. Luz Silveira, «Biomass gasification for combined heat and power generation in the Cuban context: Energetic and economic analysis», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 90, págs. 1-12, 2015. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2015.06.095](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2015.06.095).
- [136] M. Costa, M. La Villetta, N. Massarotti, D. Piazzullo y V. Rocco, «Numerical analysis of a compression ignition engine powered in the dual-fuel mode with syngas and biodiesel», *Energy*, vol. 137, págs. 969-979, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2017.02.160](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.02.160).
- [137] S. Tsiakmakis, D. Mertzis, A. Dimaratos, Z. Toumasatos y Z. Samaras, «Experimental study of combustion in a spark ignition engine operating with producer gas from various biomass feedstocks», *Fuel*, vol. 122, págs. 126-139, 2014. DOI: [10.1016/j.fuel.2014.01.013](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.01.013).
- [138] N. Henao, E. Lora, D. Maya, O. Venturini y E. Franco, «Technical feasibility study of 200 kW gas microturbine coupled to a dual fluidized bed gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 130, pág. 105 369, 2019. DOI: [10.1016/j.biombioe.2019.105369](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105369).
- [139] M. Cadorin et al., «Analysis of a micro gas turbine fed by natural gas and synthesis gas: MGT test bench and combustor CFD analysis», *J. Eng. Gas Turbines Power*, vol. 134, n.º 7, pág. 071 401, mayo de 2012. DOI: [10.1115/1.4005977](https://doi.org/10.1115/1.4005977).
- [140] M. C. Lee, J. Yoon, S. Joo e Y. Yoon, «Gas turbine combustion characteristics of H₂/CO synthetic gas for coal integrated gasification combined cycle applications», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 40, n.º 34, págs. 11 032-11 045, 2015. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2015.06.086](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.06.086).
- [141] *Fundamental impact of firing syngas in gas turbines*, vol. Volume 3: Turbo Expo 2007, 2007, págs. 175-182. DOI: [10.1115/GT2007-27385](https://doi.org/10.1115/GT2007-27385).
- [142] C. Ghenai, «Combustion of syngas fuel in gas turbine can combustor», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 2, pág. 342 357, 2010. DOI: [10.1155/2010/342357](https://doi.org/10.1155/2010/342357).
- [143] P. Laranci, E. Bursi y F. Fantozzi, «Numerical analysis of a microturbine combustion chamber modified for biomass derived syngas», en *Proc. ASME Turbo Expo*, vol. 2, American Society of Mechanical Engineers Digital Collection, 2011, págs. 541-548, ISBN: 9780791854624. DOI: [10.1115/GT2011-45551](https://doi.org/10.1115/GT2011-45551).
-

-
- [144] C. Mărculescu, V. E. Cenușă y F. N. Alexe, «Analysis on using biomass lean syngas in micro gas turbines», *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, vol. 40, n.º 1, pág. 012 036, 2016. DOI: [10.1088/1755-1315/40/1/012036](https://doi.org/10.1088/1755-1315/40/1/012036).
- [145] P. Pilavachi, «Mini- and micro-gas turbines for combined heat and power», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 22, n.º 18, págs. 2003-2014, 2002. DOI: [10.1016/S1359-4311\(02\)00132-1](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(02)00132-1).
- [146] M. Kautz y U. Hansen, «The externally-fired gas-turbine (EFGT-Cycle) for decentralized use of biomass», *Appl. Energy*, vol. 84, n.º 7, págs. 795-805, 2007. DOI: [10.1016/j.apenergy.2007.01.010](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2007.01.010).
- [147] U. Arena, F. Di Gregorio y M. Santonastasi, «A techno-economic comparison between two design configurations for a small scale, biomass-to-energy gasification based system», *Chem. Eng. J.*, vol. 162, n.º 2, págs. 580-590, 2010. DOI: [10.1016/j.cej.2010.05.067](https://doi.org/10.1016/j.cej.2010.05.067).
- [148] D. Cocco, P. Deiana y G. Cau, «Performance evaluation of small size externally fired gas turbine (EFGT) power plants integrated with direct biomass dryers», *Energy*, vol. 31, n.º 10, págs. 1459-1471, 2006. DOI: [10.1016/j.energy.2005.05.014](https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.05.014).
- [149] M. Niu, J. Xie, S. Liang, L. Liu, L. Wang e Y. Peng, «Simulation of a new biomass integrated gasification combined cycle (BIGCC) power generation system using Aspen Plus: Performance analysis and energetic assessment», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 46, n.º 43, págs. 22 356-22 367, 2021. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2021.04.076](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.04.076).
- [150] D. Vera, F. Jurado, K. D. Panopoulos y P. Grammelis, «Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry», *Int. J. Energy Res.*, vol. 36, n.º 3, págs. 355-367, 2012. DOI: [10.1002/er.1802](https://doi.org/10.1002/er.1802).
- [151] W. de Paepe, S. Abraham, P. Tsirikoglou, F. Contino, A. Parente y G. Ghorbaniasl, «Operational optimization of a typical micro gas turbine», *Energy Procedia*, vol. 142, págs. 1653-1660, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.12.545](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.545).
- [152] W. de Paepe, D. Coppitters, S. Abraham, P. Tsirikoglou, G. Ghorbaniasl y F. Contino, «Robust operational optimization of a typical micro gas turbine», *Energy Procedia*, vol. 158, págs. 5795-5803, 2019. DOI: [10.1016/j.egypro.2019.01.549](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.549).
- [153] L. Galanti y A. F. Massardo, «Thermoeconomic analysis of micro gas turbine design in the range 25-500 kW_e», *Proc. ASME Turbo Expo.*, vol. 5, págs. 317-327, 2010. DOI: [10.1115/GT2010-22351](https://doi.org/10.1115/GT2010-22351).
- [154] N. Badshah, K. Al-attab y Z. Zainal, «Design optimization and experimental analysis of externally fired gas turbine system fuelled by biomass», *Energy*, vol. 198, pág. 117 340, 2020. DOI: [10.1016/j.energy.2020.117340](https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117340).
- [155] S. Cordiner y V. Mulone, «Experimental–numerical analysis of a biomass fueled microgeneration power-plant based on microturbine», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 71, n.º 2, págs. 905-912, 2014. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2014.02.015](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.02.015).
-

-
- [156] W. Wiser, *Energy Resources: Occurrence, Production, Conversion, Use*. Springer New York, 1999, ISBN: 9780387987446.
- [157] K. Al-attab y Z. Zainal, «Externally fired gas turbine technology: A review», *Appl. Energy*, vol. 138, págs. 474-487, 2015. DOI: [10.1016/j.apenergy.2014.10.049](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.10.049).
- [158] S. Soltani, M. Yari, S. Mahmoudi, T. Morosuk y M. Rosen, «Advanced exergy analysis applied to an externally-fired combined-cycle power plant integrated with a biomass gasification unit», *Energy*, vol. 59, págs. 775-780, 2013. DOI: [10.1016/j.energy.2013.07.038](https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.07.038).
- [159] S. Soltani, S. Mahmoudi, M. Yari y M. Rosen, «Thermodynamic analyses of an externally fired gas turbine combined cycle integrated with a biomass gasification plant», *Energy Convers. Manag.*, vol. 70, págs. 107-115, 2013. DOI: [10.1016/j.enconman.2013.03.002](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.03.002).
- [160] R. A. Kishore y S. Priya, «A review on low-grade thermal energy harvesting: Materials, methods and devices», *Materials*, vol. 11, n.º 8, 2018. DOI: [10.3390/ma11081433](https://doi.org/10.3390/ma11081433).
- [161] S. Quoilin, M. van den Broek, S. Declaye, P. Dewallef y V. Lemort, «Techno-economic survey of organic Rankine cycle (ORC) systems», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 22, págs. 168-186, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2013.01.028](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.028).
- [162] G. Györke, U. K. Deiters, A. Groniewsky, I. Lassu y A. R. Imre, «Novel classification of pure working fluids for Organic Rankine Cycle», *Energy*, vol. 145, págs. 288-300, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2017.12.135](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.12.135).
- [163] F. Vélez, J. J. Segovia, M. C. Martín, G. Antolín, F. Chejne y A. Quijano, «A technical, economical and market review of organic Rankine cycles for the conversion of low-grade heat for power generation», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, n.º 6, págs. 4175-4189, 2012. DOI: [10.1016/j.rser.2012.03.022](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.03.022).
- [164] A. Auld, A. Berson y S. Hogg, «Organic Rankine cycles in waste heat recovery: A comparative study», *Int. J. Low-Carbon Technol.*, vol. 8, págs. i9-i18, 2013. DOI: [10.1093/ijlct/ctt033](https://doi.org/10.1093/ijlct/ctt033).
- [165] D. Dragomir-Stanciu, S. M. Sagheblian y A. Kurchania, «The influence of condensing temperature on the efficiency of solar power systems with ORC», *Procedia Manufacturing*, vol. 46, págs. 359-363, 2020. DOI: [10.1016/j.promfg.2020.03.052](https://doi.org/10.1016/j.promfg.2020.03.052).
- [166] U. Arena, F. Di Gregorio, G. De Troia y A. Saponaro, «A techno-economic evaluation of a small-scale fluidized bed gasifier for solid recovered fuel», *Fuel Process. Technol.*, vol. 131, págs. 69-77, 2015. DOI: [10.1016/j.fuproc.2014.11.003](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.11.003).
- [167] B. de Mena, D. Vera, F. Jurado y M. Ortega, «Updraft gasifier and ORC system for high ash content biomass: A modelling and simulation study», *Fuel Process. Technol.*, vol. 156, págs. 394-406, 2017. DOI: [10.1016/j.fuproc.2016.09.031](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.09.031).
-

-
- [168] B. F. Tchanche, M. Pétrissans y G. Papadakis, «Heat resources and organic Rankine cycle machines», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 39, págs. 1185-1199, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.07.139](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.139).
- [169] U. Drescher y D. Brüggemann, «Fluid selection for the Organic Rankine Cycle (ORC) in biomass power and heat plants», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 27, n.º 1, págs. 223-228, 2007. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2006.04.024](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.04.024).
- [170] P. J. Mago, L. M. Chamra, K. Srinivasan y C. Somayaji, «An examination of regenerative organic Rankine cycles using dry fluids», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 28, n.º 8, págs. 998-1007, 2008. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2007.06.025](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2007.06.025).
- [171] J. Bao y L. Zhao, «A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 24, págs. 325-342, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2013.03.040](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.03.040).
- [172] H. Herath, M. Wijewardane, R. Ranasinghe y J. Jayasekera, «Working fluid selection of Organic Rankine Cycles», *Energy Reports*, vol. 6, págs. 680-686, 2020. DOI: [10.1016/j.egypr.2020.11.150](https://doi.org/10.1016/j.egypr.2020.11.150).
- [173] T. Tartière y M. Astolfi, «A world overview of the organic Rankine cycle market», *Energy Procedia*, vol. 129, págs. 2-9, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.09.159](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.09.159).
- [174] J. Kalina, «Integrated biomass gasification combined cycle distributed generation plant with reciprocating gas engine and ORC», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 31, n.º 14, págs. 2829-2840, 2011. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2011.05.008](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.05.008).
- [175] ENTRAS, *Can waste heat be converted into electricity economically?* Dirección: https://www.entras.be/archive/project%7B%5C_%7Dfeasibility%7B%5C_%7Dlines/.
- [176] S. Karellas, A. Schuster y A.-D. Leontaritis, «Influence of supercritical ORC parameters on plate heat exchanger design», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 33-34, págs. 70-76, 2012. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2011.09.013](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.09.013).
- [177] J. Sarkar, «Review and future trends of supercritical CO₂ Rankine cycle for low-grade heat conversion», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 48, págs. 434-451, 2015. DOI: [10.1016/j.rser.2015.04.039](https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.04.039).
- [178] Y. M. Kim, J. L. Sohn y E. S. Yoon, «Supercritical CO₂ Rankine cycles for waste heat recovery from gas turbine», *Energy*, vol. 118, págs. 893-905, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2016.10.106](https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.10.106).
- [179] P. Bombarda, C. M. Invernizzi y C. Pietra, «Heat recovery from Diesel engines: A thermodynamic comparison between Kalina and ORC cycles», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 30, n.º 2, págs. 212-219, 2010. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2009.08.006](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.08.006).
- [180] D. Walraven, B. Laenen y W. D'haeseleer, «Comparison of thermodynamic cycles for power production from low-temperature geothermal heat sources», *Energy Convers. Manag.*, vol. 66, págs. 220-233, 2013. DOI: [10.1016/j.enconman.2012.10.003](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2012.10.003).
-

-
- [181] C. Yue, D. Han, W. Pu y W. He, «Comparative analysis of a bottoming transcritical ORC and a Kalina cycle for engine exhaust heat recovery», *Energy Convers. Manag.*, vol. 89, págs. 764-774, 2015. DOI: [10.1016/j.enconman.2014.10.029](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.10.029).
- [182] L. Tan, X. Dong, Z. Gong y M. Wang, «Investigation on performance of an integrated SOFC-GE-KC power generation system using gaseous fuel from biomass gasification», *Renew. Energy*, vol. 107, págs. 448-461, 2017. DOI: [10.1016/j.renene.2017.02.012](https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.02.012).
- [183] Y. Ji-Chao y B. Sobhani, «Integration of biomass gasification with a supercritical CO₂ and Kalina cycles in a combined heating and power system: A thermodynamic and exergoeconomic analysis», *Energy*, vol. 222, pág. 119 980, 2021. DOI: [10.1016/j.energy.2021.119980](https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.119980).
- [184] F. Kartal y U. Özveren, «Energy and exergy analysis of entrained bed gasifier/GT/Kalina cycle model for CO₂ co-gasification of waste tyre and biochar», *Fuel*, vol. 331, pág. 125 943, 2023. DOI: [10.1016/j.fuel.2022.125943](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125943).
- [185] J.-H. Leu, «Biomass power generation through direct integration of updraft gasifier and Stirling engine combustion system», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 2, pág. 256 746, 2010. DOI: [10.1155/2010/256746](https://doi.org/10.1155/2010/256746).
- [186] US Department of Energy, *Hydrogen Fuel Cell Engines and Related Technologies*, 2001. dirección: <https://www.energy.gov/eere/fuelcells/hydrogen-and-fuel-cell-technologies-office>.
- [187] G. Iaquaniello y A. Mangiapane, «Integration of biomass gasification with MCFC», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 31, n.º 3, págs. 399-404, 2006. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2005.09.010](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2005.09.010).
- [188] J. Andújar y F. Segura, «Fuel cells: History and updating. A walk along two centuries», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 13, n.º 9, págs. 2309-2322, 2009. DOI: [10.1016/j.rser.2009.03.015](https://doi.org/10.1016/j.rser.2009.03.015).
- [189] M. Yekini Suberu, M. Wazir Mustafa y N. Bashir, «Energy storage systems for renewable energy power sector integration and mitigation of intermittency», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 35, págs. 499-514, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.04.009](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.009).
- [190] D. Oryshchyn, N. F. Harun, D. Tucker, K. M. Bryden y L. Shadle, «Fuel utilization effects on system efficiency in solid oxide fuel cell gas turbine hybrid systems», *Appl. Energy*, vol. 228, págs. 1953-1965, 2018. DOI: [10.1016/j.apenergy.2018.07.004](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.07.004).
- [191] G. Hackett, *Systems Analysis of Solid Oxide Fuel Cell Plant Configurations*, 2018. dirección: <https://netl.doe.gov/sites/default/files/netl-file/FE22-Hackett-Systems-Analysis-of-SOFC-Plant-Configurations.pdf>.
- [192] R. H. Williams, E. D. Larson, R. E. Katofsky y J. Chen, «Methanol and hydrogen from biomass for transportation», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 1, n.º 5, págs. 18-34, 1995. DOI: [10.1016/S0973-0826\(08\)60083-6](https://doi.org/10.1016/S0973-0826(08)60083-6).
-

-
- [193] M. Buffi, M. Prussi y N. Scarlat, «Energy and environmental assessment of hydrogen from biomass sources: Challenges and perspectives», *Biomass Bioenerg.*, vol. 165, pág. 106 556, 2022. DOI: [10.1016/j.biombioe.2022.106556](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106556).
- [194] T. Lepage, M. Kammoun, Q. Schmetz y A. Richel, «Biomass-to-hydrogen: A review of main routes production, processes evaluation and techno-economical assessment», *Biomass Bioenerg.*, vol. 144, pág. 105 920, 2021. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105920](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105920).
- [195] T. K. Patra, S. Mukherjee y P. N. Sheth, «Process simulation of hydrogen rich gas production from producer gas using HTS catalysis», *Energy*, vol. 173, págs. 1130-1140, 2019. DOI: [10.1016/j.energy.2019.02.136](https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.02.136).
- [196] M. Binder, M. Kraussler, M. Kuba y M. Luisser, *Hydrogen from biomass gasification*, IEA Bioenergy, 2018. dirección: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2019/01/Wasserstoffstudie_IEA-final.pdf.
- [197] A. Arregi, M. Amutio, G. Lopez, J. Bilbao y M. Olazar, «Evaluation of thermochemical routes for hydrogen production from biomass: A review», *Energy Convers. Manag.*, vol. 165, págs. 696-719, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2018.03.089](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.03.089).
- [198] International Renewable Energy Agency (IRENA), *Hydrogen: A renewable energy perspective*, Tokyo, Japan, 2019. dirección: https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2019/Sep/IRENA%5C_Hydrogen%5C_2019.pdf.
- [199] I. Dincer y C. Acar, «Review and evaluation of hydrogen production methods for better sustainability», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 40, n.º 34, págs. 11 094-11 111, 2015. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2014.12.035](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.12.035).
- [200] P. Nikolaidis y A. Poullikkas, «A comparative overview of hydrogen production processes», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 67, págs. 597-611, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2016.09.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.09.044).
- [201] K. Liu, C. Song y V. Subramani, *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*. Hoboken, New Jersey, USA: John Wiley & Sons, Ltd, 2010, ISBN: 9780471719755. DOI: [10.1002/9780470561256](https://doi.org/10.1002/9780470561256).
- [202] A. Molino, V. Larocca, S. Chianese y D. Musmarra, «Biofuels production by biomass gasification: A review», *Energies*, vol. 11, n.º 4, 2018. DOI: [10.3390/en11040811](https://doi.org/10.3390/en11040811).
- [203] A. de Klerk, «Transport fuel: Biomass-, coal-, gas- and waste-to-liquids processes», en *Future Energy*, T. M. Letcher, ed., 3.ª ed., Elsevier, 2020, págs. 199-226, ISBN: 978-0-08-102886-5. DOI: [10.1016/B978-0-08-102886-5.00010-4](https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102886-5.00010-4).
- [204] L. Yang y X. Ge, «Biogas and syngas upgrading», en ép. *Advances in Bioenergy*, Y. Li y X. Ge, eds., vol. 1, Elsevier, 2016, págs. 125-188. DOI: [10.1016/bs.aibe.2016.09.003](https://doi.org/10.1016/bs.aibe.2016.09.003).
- [205] J. Daniell, M. Köpke y S. D. Simpson, «Commercial biomass syngas fermentation», *Energies*, vol. 5, n.º 12, págs. 5372-5417, 2012. DOI: [10.3390/en5125372](https://doi.org/10.3390/en5125372).
-

- [206] J. R. Phillips, R. L. Huhnke y H. K. Atiyeh, «Syngas fermentation: A microbial conversion process of gaseous substrates to various products», *Fermentation*, vol. 3, n.º 2, 2017. DOI: [10.3390/fermentation3020028](https://doi.org/10.3390/fermentation3020028).
- [207] H. Gruber et al., «Fischer-Tropsch products from biomass-derived syngas and renewable hydrogen», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, págs. 2281-2292, 2021. DOI: [10.1007/s13399-019-00459-5](https://doi.org/10.1007/s13399-019-00459-5).
- [208] R. G. dos Santos y A. C. Alencar, «Biomass-derived syngas production via gasification process and its catalytic conversion into fuels by Fischer Tropsch synthesis: A review», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 45, n.º 36, págs. 18 114-18 132, 2020. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.07.133](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.07.133).

THE BIOMASS GASIFICATION TECHNOLOGY

Gasification is regarded as a key technology for thermochemical conversion of biomass resources, with numerous end applications such as combined heat and power generation or production of fuels and synthetic chemicals. This chapter presents a comprehensive review on the historical background, process fundamentals and most influential operating parameters of the gasification technology, as well as some aspects on gasifier sizing and design, available approaches for modeling gasification processes, and considerations on the applications of the product gas from gasification.

3.1 Historical background

Gasification is a relatively old technology with quite a long history. In fact, biomass or coal gasification has already been in use for over 200 years. Since the conception of idea, gasification has passed through several phases of development. It was initially used to produce manufactured gas or «town gas» in the late 19th century for illumination. This application was followed by heating, then as a raw material for the chemical industry and, more recently, for electric power generation [1]. Fig. 3.1 shows some of the most important milestones in the progression of the biomass gasification technology.

The history of gasification dates back to the 17th century. The earliest investigation into gasification is attributed to Thomas Shirley in 1669, an Englishman who conducted crude experiments with «carbureted hydrogen» (now called methane) [2, 3]. Thirty years later, Dean Clayton obtained coal gas from pyrolytic experiments [2]. Coal gasification was first demonstrated to the British Royal Society in 1733, although the scientists of the time found no application for it [3]. The earliest patents in gasification were acquired by Robert Gardner and

John Barber in 1788 and 1791, respectively [2, 4]. John Barber's patent was about the usage of producer gas to run an internal combustion engine (ICE) [2]. However, the first confirmed application of producer gas from coal was reported in 1792 when William Murdoch (sometimes Murdock), a Scottish engineer based in England, manufactured gas from coal to light his residence in Redruth (Cornwall, UK) [2, 5, 6]. In 1798, Murdoch used coal-gas to light the main building of the Soho Foundry, and in 1802 he presented a public display of gas lighting astonishing the local population [3]. Around the same time as Murdoch, the French engineer Philippe Lebon D'Humbersin began his studies into wood gasification, and in 1801 he put on a striking light demonstration fueled by wood gasification in Paris. Wilhelm Lampadius was reported to be working on the gasification of wood at the same time as Lebon [2]. The process of generating water gas through the reaction of water with a bed of hot carbon was mentioned by the French chemist Antoine-François de Fourcroy in 1804 [2]. In that same year, the German inventor Frederick Albert Winsor (originally, Friedrich Albrecht Winzer), who had witnessed Lebon's demonstrations in Paris, was granted various patents for gas furnaces and coal-gas lighting in Britain [3, 6], and in 1807, he lit one side of Pall Mall, London, with gas lamps [7]. With the foundation in 1812 of the London Gas, Light and Coke Company by Winsor, gasification became a commercial process [1]. Not long after that, Baltimore, Maryland, US began the first commercial gas lighting of residences, streets, and businesses in 1816 [6, 7]. In 1820, Luxembourg Palace and the Odeon Theatre were illuminated with manufactured gas [5]. By 1823, numerous towns and cities throughout Britain were lit with manufactured gas from gasification [3]. In Germany, Hanover was the first city where gasworks were built for lighting purposes in 1825 [5]. In Belgium, the first city to be lit by manufactured gas was Brussels in 1818 [5]. In Austria, it was Vienna in 1833, whereas in Italy, it was Turin in 1837 [5]. Street lighting triggered the development of the gas industry in Spain [5]. It is well known that Barcelona was the first city in Spain to be lit by 53 gas lamps in the Ramblas in 1942 [5]. After Barcelona, other cities that had been pioneers in testing gas and in building the early gasworks in Spain are Cádiz, Bilbao, Madrid, Seville and Valencia [5]. However, it is worth noting that by the time the first gasworks was built in Spain, many innovations had already been established in Europe. Therefore, the task primarily involved transferring and implementing the required technology rather than developing it from scratch [5].

Around that time, a large wood gasifier (updraft) was built by Karl Gustav Bischof of Magdeburg, Germany to serve a heating market, while charcoal gasifiers were operated by Joseph-Jacques Ebelmen in Audincourt, France in 1840, and by Gustav Ekman in Lesjöfors, Sweden in 1845 [8–10]. Bischof is credited with having built the first wood gasifier [9]. During the next decade, many researchers and engineers tried to improve the technology [2]. They already used low grade fuel and combusted the gases in gas fired furnaces. By 1850, the gasification technology had been developed to the point that it was possible to light much of London with manufactured gas from coal, also denominated «town gas» at the time [11]. The

real breakthrough, however, came in 1861 with Siemens' gasifier, which is considered to be the first successful commercial unit [2, 8, 9]. All gasifiers in operation during this time were air-blown fixed bed reactors. By 1859, gas lighting had spread throughout Britain. Nevertheless, the invention of the electric bulb in 1879 led to a significant decline of the town gas industry and around the beginning of the 20th century, electric bulbs replaced the manufactured gas from gasification as a source of light [1]. As a result, the manufactured gas became mostly used as fuel for furnaces in the steel industry. In fact, until the end of the 1920s, the only gases that could be produced in a continuous process were blast furnace gas and producer gas [1]. It was only after Carl von Linde commercialized the cryogenic separation of air during the 1920s that fully continuous gasification processes using an oxygen blast became available for the production of synthesis gas and hydrogen [1].

Before the turn of the 19th century, there are three more important events to mention [2]. First, the introduction of gas cleaning units developed by J.E. Dowson in the years 1879–1881 in England, which further extended the scope of application of the producer gas from gasification by making it suitable as fuel for small furnaces and internal combustion engines [4, 8, 9]. Second, the development of the ammonia production process from gasification of bituminous coal by Ludwig Mond in 1889 [8, 9]. And third, the introduction of Bernier's gasifier in 1895, which was the beginning of the use of gasifiers in small, compact units.

The 20th century witnessed groundbreaking development of the biomass gasification technology, which found application in ships, automobiles, trucks, and tractors [3]. A wide variety of gasifier designs were constructed during the early 1900s based largely on the original concepts of Bischof, Ebelman, Ekman and Siemens [12]. Since the initial inventions, about 150 different organizations had manufactured gasifiers. Some specific designs available as early as 1907 are Amsler, Swindell, Smythe, Taylor, Wood, American Furnace, Siemens, Galusha, Wellman, Fraser–Talbot, Morgan, Chapman, Loomis and Wile [8, 12]. In 1913, the start-up of the first commercial scale Haber–Bosch ammonia production process introduced coal-to-chemicals via the syngas route [13]. In 1919, the French chemical engineer Georg Imbert built a crossdraft gasifier fueled with charcoal and anthracite, which in 1921 he used to drive a car from Strasbourg to Paris, a distance of about 300 km [6, 14]. During these years, mass production of automobiles using this technology continued, with companies such as General Motors, Ford, and Mercedes–Benz also adopting it [6]. Up to 9,000 vehicles were produced with Imbert technology until the end of 1930s [6]. The use of producer gas reached the height of its popularity in the 1920s. From this peak period on, however, producer gas began to diminish due to competition from natural gas and oil, which became increasingly available in the 1930s. Nevertheless, it should be recognized that during its long period of evolution, the producer-gas industry has been refining its technology and developing new technology to improve its day-to-day operations. Along these years, other major commercial gasification technologies were developed, such as Winkler's air-blown fluidized bed gasifier in 1926, Lurgi's pressurized

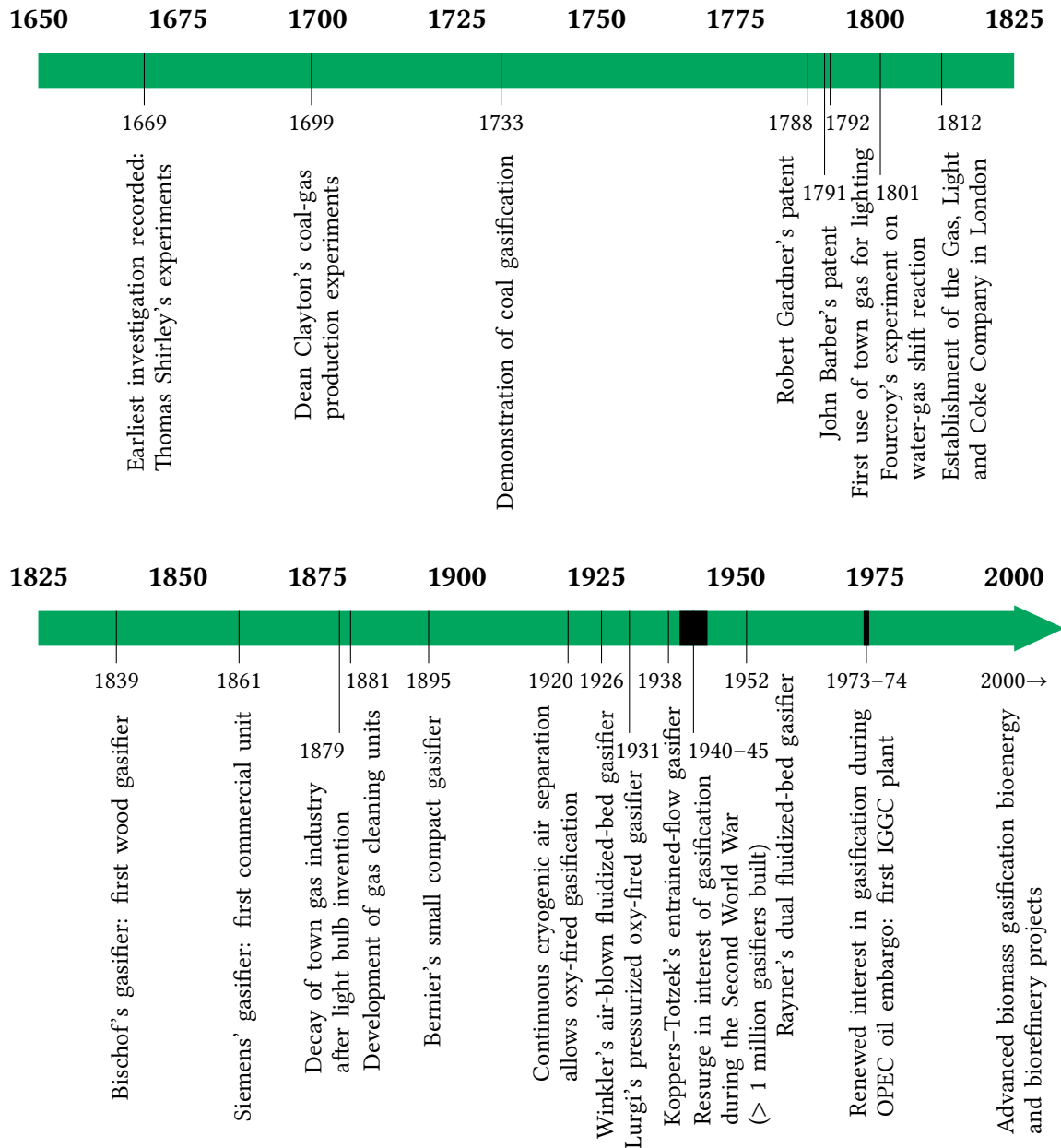


FIGURE 3.1: Historical milestones of gasification development.

SOURCE: Own elaboration.

oxygen-blown fixed-bed gasifier in 1931 and Koppers–Totzek's entrained-flow gasifier in 1938 [3, 9].

During both world wars, especially the Second World War, the interest in fuel produced by gasification resurged due to the scarcity of petroleum. To address this challenge, onboard gasifiers known as wood gas generators (or gasogene) became increasingly used to power motor vehicles (see Fig. 3.2) [3]. In Great Britain, France, the United States and Germany, large numbers of such gas generators were manufactured or improvised to convert wood and coal into fuel for vehicles. During this period, over a million small gasifiers were built, primarily for transportation

[3, 6]. Nevertheless, soon after the war, the declining costs of petroleum derivatives compared to gasification caused the interest in this technology to take a backseat [6].

Following the Second World War, the use of producer gas as fuel for motor transportation was largely forgotten [14], and the main focus shifted into stationary power generation [6]. The only remarkable advance was the design and development of the first dual fluidized bed gasifier by J.W.R. Rayner in 1952 [15], which consisted of an indirectly heated gasifier with a separate circulating fluidized bed for combustion and a bubbling fluidized bed for gasification [16]. However, after the Organization of Petroleum Exporting Countries (OPEC) oil embargo of 1973 triggered by the Yom Kippur War, the shortage of petroleum led to a renewed interest in all forms of alternative energy, including gas produced from coal and biomass [3, 11, 17]. Again, following the oil crisis, the subsequent drop in the price of oil slowed down the development of gasification technology. The chemical industry and the refinery industry applied gasification in the 1960s and 1980s, respectively, for feedstock preparation [7]. In the last few decades, gasification started to be used by the power industry in integrated gasification combined cycle (IGCC) plants [3, 6, 7], particularly in Europe [17]. The first IGCC plant was built in Lünen, Germany by the local electric utility, Steag, and began operating in 1972 [18]. The IGCC technology offered the potential for high electrical efficiency from solid fuels at modest scales and with reasonable capital costs [17]. As a result, substantial research and development efforts were undertaken, and a few demonstration plants were built. However, over time, many of these plants were either canceled or shut down [17].



(a) German automobile fitted with Imbert-type wood gas generator in 1941 due to shortage of petrol. The wood gas drives a 6-cylinder four-stroke engine in series (power output: ~26 kW (36 hp); max. speed: ~70 km/h). On display at the Deutsches Museum in Munich, Germany. SOURCE: Mattes¹.



(b) Swedish truck from 1941 equipped with a wood gas generator. On display at the Scania Museum in Södertälje, Sweden. SOURCE: Herranderssvensson².

FIGURE 3.2: Examples of vehicles equipped with wood gas generators during the Second World War.

¹Mattes, *Adler Diplomat 3 GS mit Holzgasgenerator*, 2007 (CC BY-SA 3.0).

²Herranderssvensson, *1941 Scania-Vabis 335/1 with wood gas generator*, 2015 (CC BY-SA 3.0).

In the past few decades, global efforts to reduce dependence on fossil fuels and mitigate the adverse effects of climate change have become the main drivers for the growing interest in biomass gasification technology [17, 19]. Indeed, gasification is regarded as the key enabling technology for modern biomass use [17], because it allows for combined heat and power generation or synthetic fuel production from diverse biogenic feedstocks, such as wood wastes, agricultural residues, and refuse-derived fuels. Very recently, there has been much interest and discussion about the need for hydrogen production, in which the biomass gasification technology could also play its part.

3.2 Fundamentals of gasification

Gasification is a thermochemical conversion process, whereby an organic or fossil-based carbonaceous solid feedstock is partially oxidized by a gasifying agent and converted into a gaseous fuel. This process allows most of the energy content of the solid fuel to be transferred to the gas phase, while a minor fraction of the energy content remains as a carbonaceous solid residue known as charcoal, which is discharged as a by-product, and another even smaller liquid fraction constitutes the tar, a highly undesirable black, thick, viscous liquid that may condense downstream in the low-temperature sections of a gasification plant. The conversion of a solid fuel into a gaseous fuel provides a wider choice of technologies for heat and power generation from small- to large-scale applications [19]. In fact, one of the main advantages of gasification over combustion is the great versatility of the gas produced, which can be used as a direct substitute for natural gas, burned to produce heat, or fueled to internal combustion engines, gas turbines or even fuel cells to generate electricity [20]. Furthermore, power generation from gaseous fuels is more efficient compared to the direct combustion of solid fuels, because gaseous fuels can be combusted at higher temperatures, so that the thermodynamic upper limit to the efficiency defined by Carnot's theorem is higher. Another important advantage worth mentioning is that the fuel gas from gasification has fewer impurities and is therefore less polluting when burned. However, this is a consequence of one of its major disadvantages, which is the need in most applications for a gas cleaning and conditioning stage, due to the presence of significant amounts of tar, soot and fly ash particles, which may cause corrosion and clogging problems in mechanical equipment leading to system disruptions.

3.2.1 Chemical reactions

The final composition of the product gas from gasification is the result of a series of chemical reactions, some of which occur in the heterogeneous gas–solid phase, others in the homogeneous gas phase. These chemical reactions typically do not reach thermodynamic equilibrium in most gasification processes. Table 3.1 presents a compilation of the most important reactions that can occur during the gasification process, sourced from various books and research articles [3, 20–27].

TABLE 3.1: Chemical reactions during the oxidation and reduction stages of the gasification process. The standard enthalpy of reaction (25 °C, 1 bar) is denoted as $\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus}$.

Reaction type	Chemical reaction	$\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus}$ (kJ/mol)
Char (carbon) gasification reactions		
R1 (Boudouard)	$\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2 \text{CO}$	+172.5
R2 (water-gas or primary steam gasification)	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$	+131.4
R3 (secondary steam gasification)	$\text{C} + 2 \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2$	+90.2
R4 (hydrogasification)	$\text{C} + 2 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$	−74.8
R5 (partial oxidation of carbon)	$\text{C} + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}$	−111
Complete oxidation reactions		
R6 (complete oxidation of carbon)	$\text{C} + \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$	−394
R7 (oxidation of carbon monoxide)	$\text{CO} + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2$	−284
R8 (complete oxidation of methane)	$\text{CH}_4 + 2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$	−803
R9 (oxidation of hydrogen)	$\text{H}_2 + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O}$	−242
Shift reactions		
R10 (forward water-gas shift reaction)	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	−41.2
R11 (backward water-gas shift reaction)	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	+41.2
Methanation reactions		
R12 (methanation of carbon monoxide)	$2 \text{CO} + 2 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$	−247.4
R13 (methanation of carbon monoxide)	$\text{CO} + 3 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	−206.2
R14 (Sabatier)	$\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	−165.0
Methane reforming reactions		
R15 (steam reforming of methane)	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3 \text{H}_2$	+206.2
R16 (steam reforming of methane)	$\text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 4 \text{H}_2$	+165.0
R17 (partial oxidation of methane)	$\text{CH}_4 + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO} + 2 \text{H}_2$	−36

Gasification reactions are predominantly endothermic, requiring a heat input to proceed; however, certain reactions release heat and are thus exothermic. For instance, reactions of carbon with carbon dioxide and steam (R1, R2 and R3 in Table 3.1) are endothermic, whereas those reactions of carbon with oxygen and hydrogen (R4, R5, and R6 in Table 3.1) are exothermic. The values of standard enthalpy of reaction ($\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus}$) reported in Table 3.1 correspond to the heat of reaction under the reference conditions of 25 °C and 1 bar.

Chemical reactions in gasification occur at finite rates, influenced by the reactivity of the char (mostly composed of carbon) and the characteristics of the gasifying agent. Among the different gasifying agents, oxygen is the most reactive, followed by steam and carbon dioxide [3]. The partial oxidation of char (R5: $\text{C} + 1/2 \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}$) is the fastest among all the char gasification

reactions (R1–R5 in Table 3.1), since it consumes oxygen rapidly, leaving hardly any for other reactions [3]. The reaction rate of the char with steam (R2: $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$) is three to five orders of magnitude slower than the char reaction with oxygen [3]. The reaction of char with carbon dioxide (R1: $C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$), known as the Boudouard reaction, is six to seven orders of magnitude slower [3]. The steam gasification reaction (R2), also known as the water-gas reaction, is about two to five times faster than the Boudouard reaction (R1) [3]. The reaction of char with hydrogen that produces methane (R4: $C + 2 H_2 \leftrightarrow CH_4$), known as hydrogasification, is the slowest among all the char gasification reactions. The relative rates (r) of the char gasification reactions can be expressed as:

$$r_{C+O_2} \gg r_{C+H_2O} > r_{C+CO_2} \gg r_{C+H_2} \quad (3.1)$$

In order to provide the required heat for the endothermic gasification reactions, as well as for heating, drying, and pyrolysis, a certain extent of exothermic combustion reactions is allowed within the gasifier [3]. Among these combustion reactions, the complete oxidation of char (R6: $C + O_2 \leftrightarrow CO_2$) stands out, as it produces the highest amount of heat (394 kJ/mol). Following at some distance is the partial oxidation of char (R5: $C + \frac{1}{2} O_2 \leftrightarrow CO$), which produces carbon monoxide, a fuel gas, but also provides a heat output of only 111 kJ/mol at a relatively slow rate [3]. Nevertheless, combustion reactions are typically faster than gasification reactions under similar conditions. In fact, the combustion reaction rates are at least one order of magnitude faster than gasification reaction rates [3].

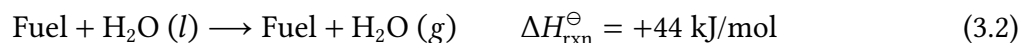
3.2.2 Stages of the gasification process

It is well established that the entire gasification process can be divided into four stages: drying (dehydration), pyrolysis (devolatilization), combustion (oxidation) and gasification (reduction) [3, 8]. Depending on the gasifier design, these processes can take place in distinct spatial zones within the reactor, such as in fixed beds, or simultaneously throughout the reactor, as is the case of fluidized beds. Moreover, during regular operation of a gasifier, the four reaction zones often overlap and no discrete separation exists [8]. The chemical reactions and temperature ranges which can occur in each zone are presented below, individually.

3.2.2.1 Drying (or dehydration) zone

The initial stage where the feed comes into contact with the gasifier is referred to as the drying or dehydration zone. In the drying stage, the moisture content of the solid feedstock is substantially reduced [28]. Drying occurs at the temperature range of 100–200 °C and typically decreases the moisture content of the solid fuel down to below 5% [28, 29]. At temperatures slightly above 100 °C, the loosely bound water is irreversibly removed from the feedstock [26]. As the temperature rises further, the low-molecular-weight extractives start volatilizing [3]. Drying

becomes almost complete when a temperature around 150 °C is reached [30]. The drying process continues until a temperature of approximately 200 °C is reached [3]. This stage can be succinctly represented by the following chemical equation [24, 25].



The amount of heat required in the drying process is proportional to the feedstock moisture content [8]. Indeed, each kilogram of moisture present in the feedstock consumes a minimum of about 2.26 MJ of additional energy to vaporize water [3, 31]. Therefore, this energy must be subtracted from the heat budget of the gasifier [11]. Moreover, since the removal of moisture absorbs heat, a fuel with a high moisture content would require longer residence time in this zone [8]. Although it is possible to gasify moderately high-moisture fuels in some gasifiers, fuel moisture adversely affects gas quality, as illustrated in Fig. 3.3 [11]. Indeed, the additional moisture reduces the heating value of the gaseous product and decreases the overall thermal efficiency [8]. The resulting evaporated moisture is mixed into the gas flow and may participate in the subsequent chemical reactions, predominantly in the water-gas shift reaction, as long as the temperature is high enough.

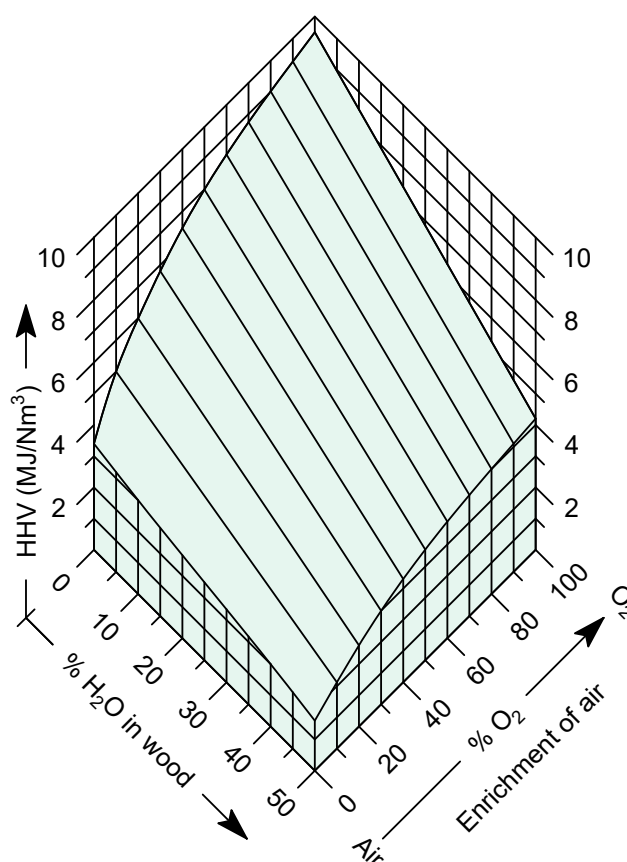


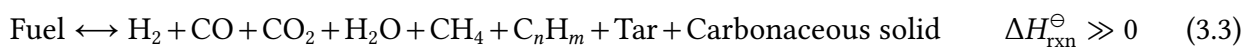
FIGURE 3.3: Combined effect of fuel moisture and oxygen content on the higher heating value (HHV) of the product gas. SOURCE: Own elaboration from Reed and Das [11].

3.2.2.2 Pyrolysis (or devolatilization) zone

As temperature rises above 150–200 °C, the carbonaceous solid feedstock from the drying zone starts to undergo thermochemical decomposition, also called thermolysis. The breaking of chemical bonds results in the formation of compounds with a lower molecular weight [30]. Drying and devolatilization typically occur simultaneously, depending on the temperature [8, 32]. The pyrolysis stage occurs within a temperature range of 150–700 °C [3, 23, 30, 31, 33], with no major chemical reaction with air, gas, or any other gasifying agent [3]. The pyrolysis reactions are endothermic ($\Delta H_{\text{rxn}}^{\ominus} > 0$), and just like in the drying stage, the required heat comes from the combustion zone. Three product substreams are formed during this stage: a non-condensable gaseous fraction, a liquid fraction that includes condensable gaseous compounds, and a carbonaceous solid residue [30].

- The gaseous fraction corresponds to approximately 70–90% by mass of the feed stream and is made up of volatile components, mainly H_2 , CO , CO_2 and light hydrocarbons (C_nH_m) that are in gaseous state at ambient temperature [30].
- The liquid fraction, commonly referred to as «tar», accounts for varying fractions of the overall pyrolysis product depending on the type of gasifier, ranging from less than 1% to 20% (mass basis) [30]. Tars are composed of complex organic substances with relatively high molecular weights that condense at temperatures above ambient temperature.
- The solid fraction typically represents 5–25% by mass of the feed stream, depending on the type of reactor and the operating conditions [30]. This fraction has a remarkably high carbon content and also includes most of the inert inorganic substances present in the feedstock. The high heating value of the solid fraction can be attributed to its high carbon content.

The pyrolysis process can be represented by the following overall reaction.

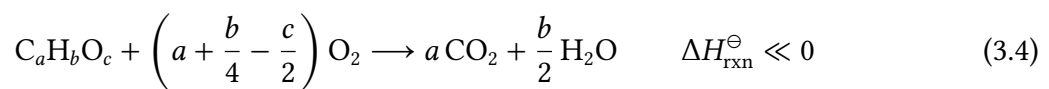


3.2.2.3 Combustion (or oxidation) zone

The combustion stage occurs at temperatures in the range of 500–1500 °C [24, 33], and consists of the exothermic oxidation reactions of the pyrolysis products with the oxygen present in the gasifying agent. A considerable amount of heat is released during this stage, some of which is consumed in the drying and pyrolysis stages, as well as in the subsequent gasification stage. The oxidation process takes place under oxygen-deficient conditions compared to the stoichiometric requirement in order to oxidize only part of the fuel [30]. The characteristics and composition of the end products are significantly influenced by this stage, which is highly dependent on the reactor type, choice of gasifying agent and operating conditions [23]. The main reactions that

occur during the combustion stage are the partial and complete oxidation of carbon (R5 and R6), partial and complete oxidation of methane (R17 and R8), as well as oxidation of hydrogen to yield water vapor (R9) [3, 30]. The relative amounts of fuel, oxidizer (air or oxygen), and steam (if used) govern the fraction of carbon or oxygen participating in reactions R5 and R6 [3]. An excessive presence of oxidizer beyond what is required for the endothermic reactions should be avoided, as this unnecessarily raises the temperature inside the gasifier through the major combustion reactions (R5 and R6) and dilutes the product gas with carbon dioxide [3].

The combustion process of a generic fuel containing carbon, hydrogen and oxygen is given by the following chemical equation, from which all the above-mentioned oxidation reactions are derived.



If air is used as gasifying agent, inert gases such as nitrogen and argon are also present in the product gas; otherwise, they are virtually absent [30].

3.2.2.4 Gasification (or reduction) zone

In this stage, the carbonaceous solid that has not been oxidized in the combustion stage, reacts with the gaseous fraction, which normally includes gases descending from the combustion zone. However, in some gasifier designs (particularly, updraft gasifiers), the devolatilized fuel from the above pyrolysis zone contacts steam and combustion gases rising up from the combustion zone, which react in the reduction zone to form the bulk of the fuel gas [8]. In general, gasification reactions typically occur at temperatures in the range of 600–1100 °C and are predominantly endothermic in nature, thus benefiting from the heat released during the combustion stage [3, 30, 33]. The reduction stage leads to the formation of combustible gases, mostly hydrogen, carbon monoxide, and methane, through a series of reactions. The four major reactions involved in this process are the Boudouard reaction (R1), steam gasification reaction (R2), hydrogasification reaction (R4), and forward water-gas shift reaction (R10) [20, 30, 33]. The first two reactions (R1 and R2) are endothermic, whereas the last two reactions (R4 and R10) are exothermic. However, the reduction stage is predominantly endothermic due to the combined contribution of the Boudouard reaction (R1) and steam gasification reaction (R2) [30]. All of these reactions are chemical equilibrium reactions, which means that the products and reactants can coexist and maintain their concentration ratios as defined by the laws of thermodynamic equilibrium [30]. Consequently, it can be stated that the endothermic reactions (R1 and R2) are favored (the equilibrium condition is shifted towards the formation of products) at higher temperatures, while exothermic reactions (R4 and R10) are favored at lower temperatures [30]. The temperature of the reduction zone affects the composition and yield of product gas, as well as the concentration of tar. However, higher temperatures are conducive to

a higher carbon conversion efficiency and a lower yield of tar, but also increase the risk of ash sintering and reduce the calorific value of the product gas [30].

3.2.3 Key operating parameters

The yield and composition of the gaseous product from gasification depends on the operational variables of the gasifier, such as feedstock characteristics, gasifying agent, heat supply, temperature, pressure, residence time and catalyst type, if used [26, 31]. Any change of these parameters has considerable effect on the performance of the gasifier and end-gas composition [3, 33]. The most influential operating parameters are described below.

3.2.3.1 Composition of the carbonaceous solid feedstock

The performance of the gasification process is heavily influenced by the physicochemical properties of the feedstock. Among the fuel properties that have the greatest impact on gasification processes, it is worth highlighting the proximate and ultimate analyses, heating value, bulk density, and ash melting point.

In addition, fuels can be classified and ranked based on their chemical constituents using three methods: the atomic H/c and O/c ratios, the mass fractions of structural constituents (cellulose, hemicellulose, and lignin), and the ternary C–H–O diagram [3]. Atomic H/c and O/c ratios may be used to categorize or rank all hydrocarbon fuels, while the second classification is specific to lignocellulosic biomass [3].

3.2.3.1.1 Proximate analysis

Proximate analysis provides the gross composition of the feedstock in terms of moisture content (M), volatile matter (VM), fixed carbon (FC), and ash content (A). Determination of the proximate analysis is a relatively simple and inexpensive process [3, 11], and can be performed with a drying oven, a laboratory furnace, and a balance [11]. Below is a brief description of each of the properties that are part of the proximate analysis:

- Moisture content refers to the percentage of moisture present in a fuel sample when it is heated slightly above the boiling point of water (105 °C) [34]. The moisture content is determined by calculating the weight loss, expressed as a percentage of the initial material, once the weight stabilizes and no further changes occur. The moisture content measured is usually reported on a wet basis (W) [3, 11], as follows:

$$W = \frac{m_{\text{wet}} - m_{\text{dry}}}{m_{\text{wet}}} \quad (3.5)$$

Sometimes, moisture content is reported on a dry weight basis (X), where:

$$X = \frac{m_{\text{wet}} - m_{\text{dry}}}{m_{\text{dry}}} \quad (3.6)$$

This can give a moisture percentage greater than 100% for very wet samples, which might be confusing [3]. For that reason, the basis of moisture should always be specified. Values of moisture content given in one form can be converted to the other through the following relationships:

$$W = \frac{X}{1 + X} \quad (3.7)$$

$$X = \frac{W}{1 - W} \quad (3.8)$$

High moisture is a major characteristic of biomass [3]. In fact, the typical moisture content of freshly cut woods ranges from 30% to 60% (dry basis) [3, 11], and for some biomass feedstocks, it can even exceed 90% (dry basis) [3, 31]. In general, the moisture content of raw biomass ranges from 5% to 35% (wet basis) [28]. Evaporation of moisture consumes a large part of the deliverable energy from a gasification plant [3]. Thus, it is generally desirable to dry biomass containing more than 25% moisture (wet basis) before gasification [11]. Although the inherent moisture within the cell structure of biomass materials cannot be significantly reduced, it is possible to drive away the external or surface moisture. A certain amount of predrying is thus necessary to remove as much moisture from the biomass as possible before it is fed into the gasifier. As a result, dry biomass with a moisture content below 20% (wet basis) is the preferred choice in most gasification systems for the production of a fuel gas with a reasonably high heating value [3, 20]. The last stage of drying occurs inside the gasifier, where the feed receives heat from the hot zone downstream.

- Volatile matter refers to the combustible components of the feedstock that are readily burned in the presence of oxygen, resulting in a loss of mass. It is determined as the mass loss of the solid fuel, excluding the moisture content, when heated at a temperature of 900 °C for 7 minutes under an air-free condition [34]. in the absence of air. A high concentration of volatile matter in the feedstock is undesirable, since it leads to a higher tar production [3]. Compared to coal, biomass generally contains a higher amount of volatile matter, which contributes to easier ignition.
- Fixed carbon refers to the non-volatile and non-ash components of the feedstock and is determined as the solid residue that remains after a feedstock sample has been burned at a temperature of 900 ± 10 °C for 7 minutes [34].
- Ash content refers to the residue that remains after biomass is incinerated at a temperature of 550 ± 10 °C for at least 60 minutes, with the moisture content evaporated, and the organic matter burned off. This residual material holds no energy value and consists of inorganic substances. Its primary ingredients are silica, aluminum, iron, and calcium; while small

amounts of magnesium, titanium, sodium, and potassium may also be present [3]. An excessive content of alkaline ash in the feedstock tends to reduce the ash melting point, potentially leading to slagging and fouling issues, which pose a challenge in gasification processes [35]. Proximate analysis is a relatively straightforward measurement that can be performed without no need for an elaborate set-up or expensive analytical equipment [3].

The composition of biomass in terms of its ultimate analysis varies significantly depending on the specific type. As a general trend, woody biomass contains a substantial proportion of volatile matter, typically ranging from 70% to 80% [36]. The ash content is usually between 0.5% and 5%, with the rest consisting of fixed carbon [36].

3.2.3.1.2 Ultimate analysis

The ultimate analysis provides the mass fractions of the major elements (carbon, hydrogen, nitrogen, sulfur, and oxygen) in a fuel sample, along with the ash content (which is determined through proximate analysis) [34]. The oxygen content cannot be measured analytically, and is indirectly calculated by difference as the remaining major element of the five major elements in the feedstock (carbon, hydrogen, oxygen, nitrogen, sulfur), in addition to the non-combustible ash. An automated analyzer is typically required for determination of the ultimate analysis, making it a more complex and expensive task than determination of the proximate analysis [3, 11].

The carbon, oxygen, and hydrogen content of biomass varies widely depending on its origin. On average, woody biomass contains approximately 45–55% carbon, 35–50% oxygen, and 4–7% hydrogen by weight on a dry basis [36, 37], with minor amounts of nitrogen, sulfur, chlorine, and trace metals. In fact, biomass typically has a very low content of both nitrogen and sulfur relative to fossil fuels [11]. However, selected biomass feedstocks may have much higher contents, especially of nitrogen [11].

The nitrogen content of biomass varies significantly depending on the species and the harvest time [11]. Both biomass and coal contain nitrogen in their chemical structure and, in gasification processes, this fuel-bound nitrogen is converted to some extent into precursors of nitrogen oxides, such as ammonia or hydrogen cyanide. Nitrogen oxides are air pollutants known for their negative effects on the health of humans and animals, as well as acidification of soil and water. However, these precursors of nitrogen oxides are relatively easily removed in a subsequent gas cleaning stage [3]. As a result, the emissions of nitrogen oxide emissions from biomass gasification plants can be markedly reduced compared to those from fossil fuel systems, as long as the temperature of gasification and combustion are not excessively high.

The sulfur content of the majority biomass feedstocks is exceptionally low, if any, which represents a great advantage in thermochemical conversion processes [3]. Fuel-bound sulfur is mostly converted into hydrogen sulfide, carbonyl sulfide and mercaptanes during gasification,

which are precursors of sulfur oxides, a group of air pollutants that lead to the formation of acid rain, as well as particulate pollution, with negative effects on the health of humans and animals. Since sulfur oxides are corrosive, they make a major contribution to engine wear. The absence of sulfur in biomass fuels could allow a longer life for an engine operating on producer gas rather than on petroleum fuels, provided that the producer gas is free of other contaminants [11]. Fortunately, precursors of these sulfur oxides formed during gasification can be relatively easily removed by absorption in a gas cleaning unit [3].

3.2.3.1.3 Heating value of fuels

The calorific value is an important property of fuels that determines their energy content. The higher heating value (HHV), also called gross calorific value (GCV), is defined as the heat released to a known quantity of water by a unit mass or volume of fuel (initially at 25 °C) once it has been burned with oxygen in a bomb calorimeter and the products from combustion have returned to the standard ambient temperature conditions of 25 °C [3, 11]. The heat released during this procedure represents the maximum amount of energy from fuel combustion and is an essential parameter for calculating the efficiency of gasification [11]. Since liquid water is produced in the test, the bomb calorimeter measures the higher heating value [11]. However, the truly usable energy is the energy that remains after evaporation of the water produced during combustion. This amount of energy is the lower heating value (LHV), also referred to as net calorific value (NCV), and can be calculated from the HHV. The relationship between HHV and LHV is given by:

$$\text{LHV} = \text{HHV} - \Delta h_g (H - W) \quad (3.9)$$

where LHV, HHV, H , and W are, respectively, the lower heating value, higher heating value, mass fraction of hydrogen, and moisture content of the fuel on a wet basis (expressed as $\text{kg H}_2\text{O}/\text{kg mixture}$ in SI units). In addition, Δh_g is the specific enthalpy of water vaporization in the same units and reference temperature as the HHV (typically, 25 °C). In many European countries, the efficiency of a thermal system is commonly defined in terms of the LHV. As a result, when expressed in terms of the LHV, efficiencies may appear higher compared to when they are referred to the HHV, which is the norm in other countries such as the United States and Canada [3]. Therefore, it is essential to specify the basis of the efficiency calculation to ensure accurate comparisons.

There are numerous correlations available in the literature for estimating the HHV from the elemental composition, the most important of which are collected in Table 3.2 [38–40]. Most of these relationships have been derived for use with coals, although some have been validated for use with biomass.

Due to its low density, biomass has a relatively low heating value, especially on a volume basis [3]. The LHV of biomass on a dry basis is usually around 15–22 MJ/kg [36]. For solid

TABLE 3.2: Compilation of the most important correlations published in the literature for estimating the higher heating value (HHV), where C, H, N, S, P, Cl, O and A are, respectively, the mass fractions of carbon, hydrogen, nitrogen, sulfur, phosphorous, chlorine, oxygen and ash contained in the fuel on a dry basis. Subscripts I and O stand for inorganic and organic, respectively.

Nº	Year	Researcher's name	Correlation for HHV estimation (MJ/kg)
1	1880	Dulong	$HHV = 0.3383 C + 1.443 \left(H - \frac{O}{8} \right) + 0.0942 S$
2	1929	Strache and Lant	$HHV = 0.3406 C + 1.4324H - 0.1532 O + 0.1047 S$
3	1926	Steuer	$HHV = 0.3391 \left(C - \frac{3}{8} O + 0.2386 \frac{3}{8} O \right) + 1.444 \left(H - \frac{1}{16} O \right) + 0.1047 S$
4	1927	Vondreck	$HHV = (0.373 - 0.00026 C) C + 1.444 \left(H - \frac{1}{10} O \right) + 0.1047 S$
5	1930	D'Huart	$HHV = 0.3391 C + 1.44337H + 0.0931 S - 0.1273 O$
6	1931	Schuster	$HHV = (1.0632 + 1.486 \cdot 10^{-3} O) \left(\frac{C}{3} + H - \frac{O-S}{8} \right)$
7	1933	Grummel and Davis	$HHV = (0.0152 H + 0.9875) \left(\frac{C}{3} + H - \frac{O-S}{8} \right)$
8	1938	Seyler	$HHV = 0.519 C + 1.625 H - 0.001 O^2 - 17.87$
9	1938	Gumz	$HHV = 0.3403 C + 1.2432 H + 0.0628 N + 0.1909 S - 0.0984 O$
10	1939	Sumegi	$HHV = 0.3391 \left(C - 0.75 \frac{O}{2} \right) + 1.444 \left(H - 0.125 \frac{O}{2} \right) + 0.1047 S$
11	1940	Mott and Spooner	$HHV = 0.3361 C + 1.419 H - 0.1453 O + 0.0942 S$ for $O \leq 15\%$ $HHV = 0.3361 C + 1.419 H - (0.1532 - 0.0007 O) O + 0.0942 S$ for $O > 15\%$
12	1953	Boie	$HHV = 0.3517 C + 1.1626 H - 0.1047 O + 0.111 S$
13	1961	Dulong–Berthelot	$HHV = 0.3414 C + 1.4445 H - \frac{N + O - 1}{8} + 0.093 S$
14	1972	Wilson	$HHV = 0.3552 C_O + 1.507 H - 0.1384 O - 0.1485 C_I + 0.09263 S + 0.02419 N$
15	1978	IGT	$HHV = 0.341 C + 1.323 + 0.0685 - 0.0153 A - 0.1194(O + N)$
16	1978	Tillman	$HHV = 0.4373 C - 1.6701$
17	1979	Chang	$HHV = 35.8368 + 0.7523 H - 0.2676 S - 1.4654 O - 0.3814 Cl - 0.2802 N$
18	1980	Jenkins	$HHV = 0.4791 C + 0.6676 H + 0.0589 O + 1.2077 S - 8.42$
18	1980	Grabosky and Bain	$HHV = 0.328 C + 1.4306 H - 0.0237 N + 0.0929 S - 40.11 \left(1 - \frac{A}{100} \right) \frac{H}{C} + 0.3366$
20	1985	Jenkins	$HHV = -0.763 + 0.301 C + 0.525 H + 0.064 O$
21	1987	Boie	$HHV = 0.3516 C + 1.16225 H - 0.1109 O + 0.0628 N + 0.10465 S$
22	1990	Beckman et al.	$HHV = 0.352 C + 0.944 H + 0.105 (S - O)$
23	1995	Niessen	$HHV = 0.2322 C + 0.7655 H - 0.072 O - 0.0419 N + 0.0698 S + 0.0262 Cl + 0.1814 P$
24	1997	Demirbaş	$HHV = 0.335 C + 1.423 H - 0.154 O - 0.145 N$
25	2002	Channiwala	$HHV = 0.3491 C + 1.1783 H + 1.0005 S - 0.1034 O - 0.0151 N - 0.0211 A$

lignocellulosic biofuels, the higher calorific value can be determined through the modified Dulong formula [39]. Other correlations that are also frequently used to estimate the HHV of solid fuels are the correlations developed by Boie, Dulong, Grummel and Davis, Mott and Spooner, and the Institute of Gas Technology (IGT) [41].

3.2.3.1.4 Reporting fuel composition and heating value

The composition of a fuel from proximate and ultimate analyses is often reported on different bases depending on the context. There are four commonly used bases of analysis, namely as-received, air-dry, total dry, and dry and ash-free. A comparison of these four bases is schematically shown in Fig. 3.4.

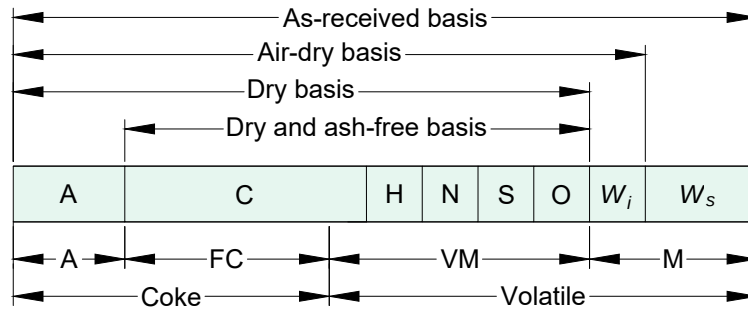


FIGURE 3.4: Bases of expressing fuel composition. A = Ash, C = Carbon, H = Hydrogen, N = Nitrogen, S = Sulfur, O = Oxygen, W_i = Inherent moisture (wet basis), W_s = Surface moisture (wet basis). SOURCE: Own elaboration from Basu [3].

Similarly to fuel composition, heating values (LHV and HHV) may also be expressed in different bases, such as the as-received basis (ar), dry basis (db), and dry and ash-free basis (daf).

3.2.3.1.5 Atomic H/C and O/C ratios

Classification based on the atomic H/C and O/C ratios provides insights into various aspects of a fuel, including its heating value.

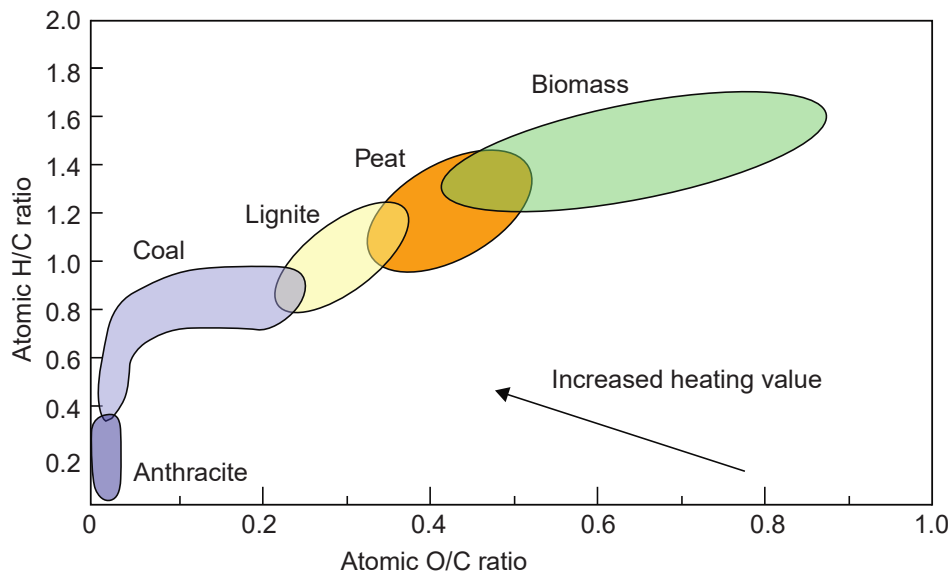


FIGURE 3.5: Classification of solid fuels by their atomic H/C and O/C ratios in a van Krevelen diagram. SOURCE: Adapted from Basu [3].

Fig. 3.5 illustrates the relationship between atomic H/C and O/C ratios on a dry ash-free (daf) basis for a range of common fuels, spanning from carbon-rich anthracite to carbon-deficient

woody biomass [3]. This plot, known as van Krevelen diagram, shows that biomass is located in the top right corner, with much higher atomic H/c and O/c ratios than fossil fuels have. This is mostly because biomass has a much higher oxygen content compared to coal.

Fresh plant biomass feedstocks, such as leaves, have low heating values due to their high atomic H/c and O/c ratios. The atomic ratios of fuels decrease with increasing geological age, indicating that older fuels have higher energy content. An example is anthracite, a fossil fuel formed over millions of years, which has a remarkably high heating value. Anthracite is located on the lower left corner of the van Krevelen diagram, with very low atomic H/c and O/c ratios. The lower atomic H/c ratio of anthracite compared to other fuels contributes to its high energy content, although its combustion results in high carbon intensity and CO_2 emissions.

3.2.3.1.6 Structural composition of biomass

Biomass is composed of cellulose, hemicelluloses, lignin, extracts, lipids, proteins, simple sugars, starches, water, hydrocarbons, ash, and other compounds. Among these, the three structural components of biomass are cellulose, hemicelluloses and lignin, with approximate empirical formulas of $CH_{1.67}O_{0.83}$, $CH_{1.64}O_{0.78}$, and $C_{10}H_{11}O_{3.5}$, respectively [42]. Cellulose and hemicelluloses (collectively known as holocellulose) belong to the carbohydrate family and possess significant energy value. By contrast, the lignin fraction consists of macromolecules that differ from sugars in their composition. Fig. 3.6 provides a schematic representation of the three major structural constituents of biomass, which are briefly described below.

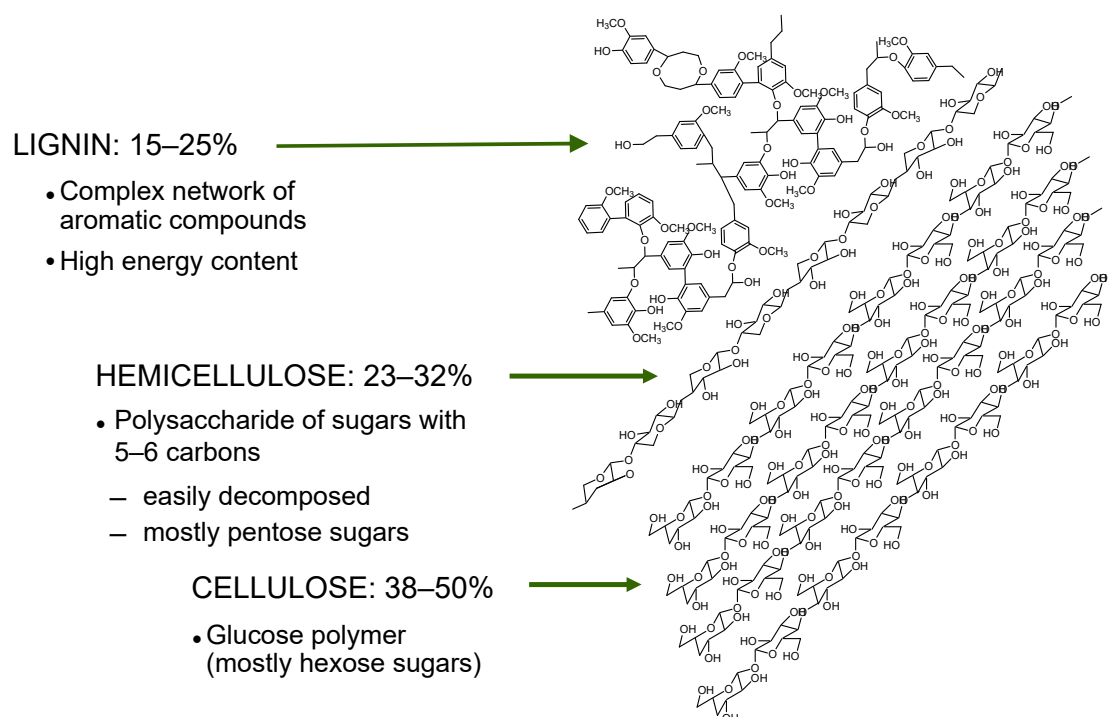


FIGURE 3.6: Major structural constituents of biomass.

SOURCE: Adapted from Felix et al. [43].

- Lignin is a chemical compound commonly found in wood that constitutes an integral part of the cell walls of plants. It is one of the most abundant organic compounds on Earth, after cellulose and chitin [42]. Lignin is a complex polymeric material with a high molecular weight (around 10,000 amu), highly cross-linked and composed of hydroxylphenylpropane units with phenolic structures as the monomeric base (Fig. 3.6), which gives it a relatively hydrophobic and aromatic nature [42]. Lignin is responsible for holding wood cells together and providing extraordinary strength properties to wood.
- Cellulose is a remarkably pure organic polymer consisting solely of repeating units of anhydroglucose ($C_6H_{10}O_5$), which are linked together to form a linear macromolecule (Fig. 3.6) [42]. These units of anhydrous glucose are bound together by β -(1,4)-glycosidic linkages [42]. Due to these linkages, cellobiose is established as the repeating unit in cellulose chains. The cellulose chains tend to align parallel and form a crystalline supermolecular structure [42]. This arrangement is facilitated by the intramolecular and intermolecular hydrogen bonds formed between the OH groups within the same cellulose chain and adjacent cellulose chains [42]. Cellulose is insoluble in most solvents [42].
- Hemicelluloses are amorphous polysaccharides, such as xylans, galactoglucomannans, arabinogalactans, glucans, and galactans [42]. Unlike cellulose, hemicelluloses not only contain glucose units, but also consist of different pentose and hexose monosaccharides. The polymer chains of hemicelluloses tend to be much shorter in length compared to cellulose, and their molecular structures are often slightly more branched (Fig. 3.6). Hemicelluloses primarily originate from sugar chains (pentose) and are responsible for binding cellulose fibers together. Due to their amorphous morphology, hemicelluloses are partially soluble in water [42].

3.2.3.1.7 Bulk density

The true density is simply defined as the relationship between the mass and the original volume of a fuel, as follows:

$$\rho = \frac{m_f}{V_f} \quad (3.10)$$

However, when it comes to powdered or granular solid fuels of heterogeneous composition that contain empty spaces or interstices filled with air or any other substances, the concept of bulk density becomes relevant. The bulk density of a solid fuel is defined as the mass of the fuel particles divided by the total volume they occupy.

$$\rho^* = \frac{m_{bulk}}{V_{bulk}} = \frac{m_f + m_{air}}{V_f + V_{air}} \quad (3.11)$$

The total volume includes particle volume, inter-particle void volume, and internal pore volume. Therefore, the bulk density of a given volume of particulate solid fuel is lower than its true density if it were compacted. In other words, it always holds that $\rho^* \leq \rho$. Fig. 3.7 shows the relationship between bulk density and energy density (LHV-based) for various fuels [44].

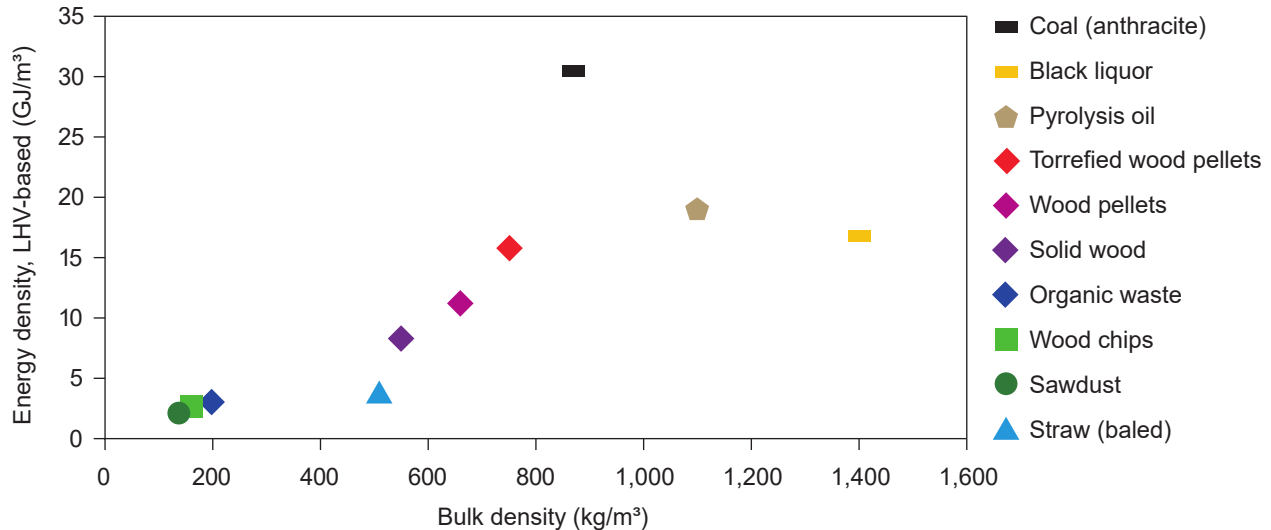


FIGURE 3.7: Comparison of bulk density and energy density of different fuels.

SOURCE: Adapted from International Energy Agency [44].

3.2.3.2 Operating temperature

The reaction temperature (T) is one of the most influential parameters in gasification processes, affecting both the kinetics and thermodynamics of the reactions involved [3]. The influence of temperature is related both to the kinetics of chemical reactions and to the composition in the thermodynamic equilibrium toward which the system tends [22]. A higher reaction temperature generally leads to an increase in the gas yield, due to a higher carbon conversion efficiency [3, 32, 45]. By contrast, low temperatures in the gasifier are conducive to a high tar content and a low concentration of carbon monoxide and hydrogen in the product gas. The typical temperature range for biomass gasification processes is 750–900 °C in order to achieve a high carbon conversion efficiency and a low tar content in the product gas. At temperatures between 750–800 °C, the endothermic reactions of steam reforming (R15 and R16) and the slightly exothermic forward water-gas shift reaction (R10) produce an increase in the hydrogen content and a decrease in the methane content [46]. At higher temperatures (850–900 °C), the steam reforming (R15 and R16) and Boudouard (R1) reactions dominate, leading to an increase in the content of carbon monoxide. Gasification temperatures above this range are operationally limited, to an extent depending on the feedstock and the gasifier type, due to the risk of ash melting and the consequent formation of agglomerates and deposits that can completely clog the reactor, as well as the need for costly construction materials. Alkali metals, particularly potassium, react readily with silica by breaking the Si–O–Si bonds and forming

silicates characterized by melting temperatures below 700 °C. The molten ash tends to agglomerate and form deposits on the walls of the reactor, causing the so-called «bed sintering» [35]. The appearance of high temperature zones due to an excess of oxidant obviously constitutes a serious issue if the reactor and the associated instrumentation have not been designed and built to operate under those conditions.

3.2.3.3 Heat supply

There are two possibilities for the heat supply in a gasifier: autothermal operation and allothermal operation [26]. Autothermal (or direct) gasifiers provide the required heat of reaction by means of partial oxidation of the feedstock. In this regard, it is worth remembering that the devolatilization and reduction stages of the gasification process are endothermic, so heat must be supplied in order for both processes to occur [11]. By contrast, in allothermal (or indirect) gasifiers, the processes of heat production and heat consumption are separate from each other. In other words, the heat required for gasification comes from an external source. Efficient heat transfer is a crucial aspect in allothermal gasifiers, which has slowed their development with respect to their autothermal counterparts. Allothermal gasification plants typically comprise two reactors interconnected through an energy flow [47]. The solid feedstock is gasified in the first reactor, while the residual solid char or gaseous product is combusted in the second reactor to generate heat for the gasification process. The heat transfer can be accomplished either through circulating a bed material or through heat exchangers. Allothermal gasifiers produce two distinct gas streams: a medium calorific value product gas from the gasification reactor, which contains little or no nitrogen, and a hot flue gas from the combustion reactor.

Autothermal gasification offers a significant advantage through the direct heating of reactants, resulting in more efficient energy utilization [11, 47]. Furthermore, compared to allothermal gasification, the process is simpler, largely self-regulating and easier to operate under pressurized conditions [11, 47]. By contrast, the main advantages of allothermal gasification over autothermal gasification are the production of a nitrogen-free gas with no need for pure oxygen, the complete carbon conversion and the absence of problematic waste [47]. Moreover, any carbon-containing byproducts resulting from cleaning of the product gas, such as dust and tars, can be recycled back to the combustion zone, where they are converted to heat for the gasification reactions. Allothermal gasification is only practical in large installations, and is not as well-developed as autothermal gasification with oxygen or air [11].

3.2.3.4 Gasifying agent

The gasifying agent is the gas that is required to perform gasification reactions [23]. The type of gasifying agent is a crucial parameter in the composition and applicability of the

gaseous product of gasification. The five major gasifying agents are air, oxygen, steam, carbon dioxide, and hydrogen [48, 49], as well as mixtures thereof in varying proportions. However, only steam, carbon dioxide, and hydrogen participate in the endothermic gasification reactions, whereas oxygen (or air) is used in the combustion stage to supply the required heat input [23]. The most common mixtures are oxygen-enriched air, steam-air mixtures, steam-oxygen mixtures, and carbon dioxide-oxygen mixtures [48, 50, 51].

The autothermal operation of a gasifier implies the need to supply oxygen to generate the required heat for the gasification process. The most frequently used gasifying agent is molecular oxygen, predominantly in the form of air due to its availability and low cost, but inert components such as nitrogen and, to a much lesser extent, argon dilute the gas mixture, leading to a lean fuel gas with a remarkably high nitrogen content (40–60 vol.% N₂), and thus, a low calorific value (LHV = 4–7 MJ/Nm³), the term used for which is producer gas [3, 6, 26, 52]. However, the relatively low energy content of producer gas is usually sufficient for its use as fuel for electricity production and/or heat generation in boilers, internal combustion engines and gas turbines. In the particular case of air-blown gasification, the producer gas is mainly composed of carbon monoxide (CO), hydrogen (H₂), carbon dioxide (CO₂), methane (CH₄), nitrogen (N₂), water vapor (H₂O) and smaller fractions of other light hydrocarbons that are in gaseous state at 20 °C (mostly, C₂ to C₄), hereinafter designated collectively as C_nH_m. These light hydrocarbons primarily consist of acetylene (C₂H₂) and, with a comparatively smaller presence, ethylene (C₂H₄) [53, 54]. Other minor compounds that may also be present at trace levels include, but are not limited to: ammonia (NH₃), hydrogen cyanide (HCN), hydrogen sulfide (H₂S), carbonyl sulfide (COS) and a variety of cyclic and aromatic hydrocarbons, generically referred to as tars [55].

Gasification with pure oxygen avoids dilution of the product gas with nitrogen and with argon, leading to a gaseous product with an increased calorific value (LHV = 12–28 MJ/Nm³) [3, 52], which is suitable for limited pipeline distribution and for use as synthesis gas for conversion, for example, to methanol, ammonia, methane, and gasoline [11, 52]. Indeed, the gaseous product from oxygen gasification has the highest heating value, followed by steam and air gasification [3]. The major drawback associated with oxygen-blown gasification is often the need of an air separation unit (ASU) [26]. The process of separating oxygen from air is currently performed by pressure swing adsorption (PSA), cryogenic distillation or membrane separation, which consume large amounts of energy. Even though the energy density of the product gas increases significantly in case of substituting air with pure oxygen, an ASU is generally not considered for small-scale applications, because of the excessively high capital and operation costs offsetting any advantage. Accordingly, PSA is only economically feasible for large-scale oxygen gasification plants (>100 MW_{th}) [26]. In fact, air is the more widely used gasifying agent in gasification processes, because it avoids the costs and hazards associated with oxygen production and usage [52]. An alternative trade-off approach is the use of oxygen-enriched air [56], which presents advantages such as cost reduction of commercial operation, while

simultaneously improving the quality of the product gas [56–58].

Another technologically attractive possibility is the use of steam as a gasifying agent (steam gasification). This option has the advantage that steam is a reactant in gasification, water-gas shift and steam reforming reactions and its production cost is substantially lower than that of oxygen. Gasification with steam as gasifying agent leads to a hydrogen-rich synthesis gas with a moderately high calorific value ($\text{LHV} = 10\text{--}18 \text{ MJ/Nm}^3$), which can be used as a raw material for the production of synthetic chemicals and fuels [3]. However, the use of steam has the drawback of the need to indirectly supply heat to the reactor (allothermal gasification). Therefore, even though the use of steam as gasifying agent is a technologically viable option for the generation of a high-quality product gas, it still presents unfavorable economics. The implementation of this gasification concept has been addressed from two different approaches: the use of oxygen–steam mixtures as gasifying agent and the use of allothermal gasifiers. The addition of either oxygen or air in combination with steam enables partial oxidation of the solid feedstock, thereby supplying the required energy for the gasification reactions to proceed [59, 60]. This approach aims to strike a balance between the efficiency of the process and the heating value of the product gas.

A different approach that is attracting interest recently is the possibility of using carbon dioxide as a gasifying agent [50]. Carbon dioxide is the main greenhouse gas that causes global warming, therefore its use as a gasifying agent may help to mitigate climate change, while generating a fuel gas [21, 50, 61]. Furthermore, the presence of carbon dioxide promotes the Boudouard reaction [50], leading to increased carbon monoxide production and enabling adjustment of the H_2/CO molar ratio [61]. However, a remarkable drawback is that the Boudouard reaction is endothermic, and thus, a supplementary external heat source is required to sustain a constant temperature in the gasification process. Similarly to the use of steam as gasifying agent, carbon dioxide can be combined with air or oxygen as an oxidizing agent to provide the energy required for the Boudouard reaction to occur [50]. However, unlike oxy-steam gasification, where energy consumption is required for steam production, gasification with carbon dioxide-oxygen mixtures has the advantage that carbon dioxide captured from combustion processes can be reused [61]. This approach avoids the need for significant additional energy consumption, making it a more energy-efficient option. Moreover, gasification with carbon dioxide-oxygen mixtures may ultimately lead to a flue gas with high content of carbon dioxide, which is suitable for direct recovery and recycle of the carbon dioxide [61].

Finally, the use of hydrogen as a gasifying agent is often referred to as hydrogasification [62]. The primary objective of this process is to convert solid carbonaceous fuels into a fuel gas of exceptional quality that can serve as a substitute for natural gas [62]. The attractiveness of hydrogasification stems from the fact that the resulting gaseous product can reach a calorific value of around 40 MJ/Nm^3 . Nonetheless, hydrogen is a highly versatile fuel that demands a substantial energy input for its production, rendering it unsuitable as a preferred choice for gasification.

A useful tool for representing thermochemical conversion processes of biomass, such as gasification, is the C–H–O (carbon, hydrogen, and oxygen) ternary diagram (Fig. 3.8) [3]. The three corners of the equilateral triangle represent pure carbon (C), pure hydrogen (H), and pure oxygen (O). Points within the triangle indicate ternary mixtures of these three elements on a molar basis. The side opposite to a corner with a pure component (C, O, or H) represents absence of that component. In large biomass samples, there is a relatively constant atomic ratio of $\text{CH}_{1.4}\text{O}_{0.6}$, although these ratios vary slightly with species [11]. Coal is typically about $\text{CH}_{0.9}\text{O}_{0.1}$, but varies more widely in composition [11]. Therefore, biomass is closer to the hydrogen and oxygen corners of the ternary diagram compared to coal, because biomass contains more hydrogen and more oxygen than coal contains [3]. The ternary diagram of Fig. 3.8 shows different pathways corresponding to various thermochemical biomass conversion processes, including partial or total combustion (oxidation), steam gasification, hydrogenation, fast pyrolysis, and slow pyrolysis.

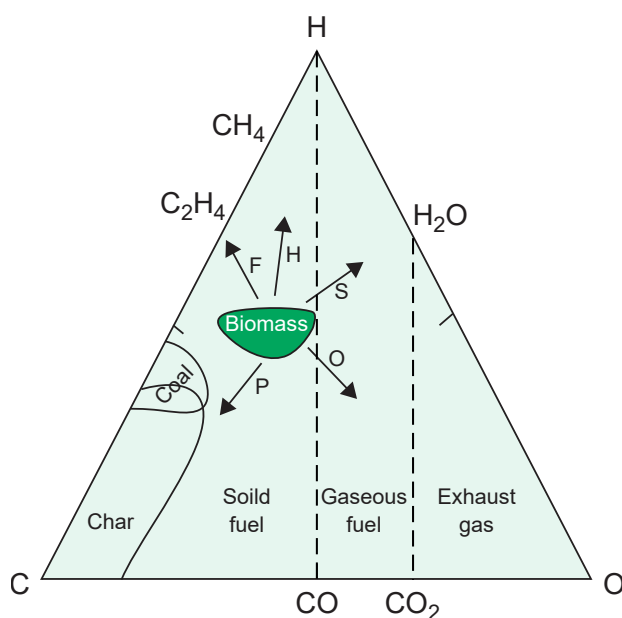


FIGURE 3.8: Thermochemical conversion processes of biomass in a C–H–O ternary diagram.

H = hydrogasification, S = steam gasification, O = oxidation, P = slow pyrolysis process, F = fast pyrolysis process.

SOURCE: Adapted from Basu [3].

As observed in Fig. 3.8, if oxygen is used as the gasifying agent, the biomass conversion process during gasification shifts toward the lower right corner, represented by pure oxygen (O). If the amount of oxygen used exceeds the stoichiometric requirement represented by the dashed line between carbon dioxide (CO_2) and water vapor (H_2O) in the ternary diagram, the gasification process transitions into combustion. Consequently, the fuel gas (producer gas or synthesis gas) transforms into exhaust gases, which primarily consist of carbon dioxide and water vapor, and thus, without energy content once cooled down to ambient temperature. Shifting of the biomass feedstock toward the pure oxygen corner reduces the hydrogen content in the product gas and

leads to an increased presence of carbon-based compounds such as carbon monoxide and carbon dioxide. By contrast, if steam is used as gasifying agent, the biomass gasification process shifts toward the H–O side, opposite to the lower right corner, represented by pure carbon (C), which results in an increased hydrogen content of the product gas and a higher H/C ratio [3]. However, as steam also has oxygen, the O/C ratio remains virtually unaffected during steam gasification.

As mentioned above, if hydrogen is used as gasifying agent, the process is called hydrogasification, and the biomass feedstock is shifted toward the upper corner, represented by pure hydrogen (H). The gaseous product from hydrogasification has a higher energy density (energy per unit volume) than that of hydrogen, and can be used as substitute for natural gas.

During a slow pyrolysis or torrefaction process, the solid product gradually shifts toward the pure carbon corner, resulting in increased char formation. Conversely, in the fast pyrolysis process, the product moves toward the C–H side, in the opposite direction of the pure oxygen corner (Fig. 3.8), leading to a substantial reduction in oxygen content and a higher production of liquid hydrocarbons.

3.2.3.5 Equivalence ratio

The ratio between the fuel consumption and the mass flow rate of gasifying agent is a crucial factor that influences the gasification product. However, this parameter is expressed differently depending on the specific medium used. For instance, in air blown-gasification, it is referred to as air–fuel ratio (AFR), whereas in steam gasification of biomass, it is known as the steam-to-biomass ratio (SBR). The air–fuel equivalence ratio (λ) is a highly advantageous operating parameter in gasification processes, because it expresses the actual oxidizer/fuel ratio supplied to a gasifier in relation to the oxidizer/fuel ratio required for stoichiometric oxidation [3, 63].

$$\lambda = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_f}\right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_f}\right)_{stoich}} \quad (3.12)$$

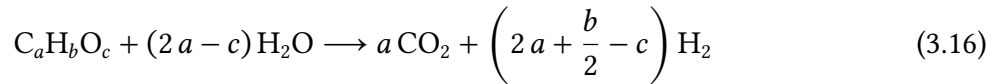
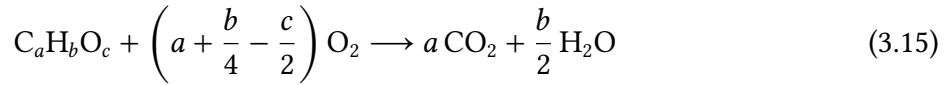
where $\dot{m}_{air}$ is by default the mass flow rate of air (or another gasifying agent) and $\dot{m}_f$ is the mass flow rate of fuel. This definition is the same as that of excess air used for combustion processes, except that it is preferred for air-deficient situations, such as those found in a gasifier [3]. Accordingly, a mixture of gasifying agent and fuel with $\lambda = 1$ is at stoichiometry; for fuel-rich mixtures, $\lambda < 1$; and for fuel-lean mixtures, $\lambda > 1$. Thus, complete combustion theoretically occurs at an equivalence ratio equal to unity, where all the carbon in the feedstock is stoichiometrically oxidized to provide the maximum concentration of carbon dioxide in the gaseous product stream. Values of λ close to zero correspond to pyrolysis conditions, while values equal or greater than one indicate combustion conditions. Eqs. (3.2) and (3.3) provide the

value of λ based on the stoichiometry for the oxidation of a generic solid fuel by oxygen or steam, respectively.

$$\lambda = \frac{(\dot{m}_{O_2})_{actual}}{(\dot{m}_{O_2})_{stoich}} = \frac{(\dot{n}_{O_2})_{actual}}{(\dot{n}_{O_2})_{stoich}} = \frac{\dot{m}_{O_2} M_{O_2}^{-1}}{\dot{m}_f \left(\frac{x_{C,f}}{M_C} + \frac{1}{4} \frac{x_{H,f}}{M_H} - \frac{1}{2} \frac{x_{O,f}}{M_O} \right)} \quad (3.13)$$

$$\lambda = \frac{(\dot{m}_{H_2O})_{actual}}{(\dot{m}_{H_2O})_{stoich}} = \frac{(\dot{n}_{H_2O})_{actual}}{(\dot{n}_{H_2O})_{stoich}} = \frac{\dot{m}_{H_2O} M_{H_2O}^{-1}}{\dot{m}_f \left(2 \frac{x_{C,f}}{M_C} - \frac{x_{O,f}}{M_O} \right)} \quad (3.14)$$

where M_{O_2} and M_{H_2O} are, respectively, the molar masses of molecular oxygen and steam; M_C , M_H , M_O are, respectively, the molar masses of atomic carbon, hydrogen and oxygen; and $x_{C,f}$, $x_{H,f}$, $x_{O,f}$ are, respectively, the mass fractions of carbon, hydrogen and oxygen from the ultimate analysis of the feedstock to the gasification process. The expressions in Eqs. (3.13) and (3.14) are derived from the complete oxidation of a generic solid fuel containing carbon, hydrogen and oxygen, as shown in Eq. (3.15) for an oxygen-blown or air-blown gasification process, and in Eq. (3.16) for a steam gasification process.



The quality of the gaseous product obtained from a gasifier not only depends on the type of gasifying agent, but also strongly relies on the value of λ , which should be kept considerably below 1 to ensure that the fuel is gasified rather than combusted [3]. However, an excessively low value of λ (< 0.2) leads to incomplete gasification, excessive char formation, and a lower energy density of the product gas. By contrast, a too high value of λ (> 0.4) results in a larger presence of products of complete combustion, such as carbon dioxide and water vapor, at the expense of a reduction in the contents of fuel gases such as carbon monoxide and hydrogen, respectively. Consequently, the heating value of the product gas decreases. In most gasification systems, λ is typically maintained within the range of 0.2–0.4 [31, 32, 35, 63, 64].

An important advantage of using the equivalence ratio is that values of λ below one always mean that there is more fuel in the fuel–oxidizer mixture than that required for complete combustion (stoichiometric reaction), regardless of the fuel and oxidizer used; while values of λ above one represent a deficiency of fuel or an excess oxidizer in the mixture. This is not the case if the oxidizer-to-fuel ratio is used, making it less straightforward to determine the relative abundance of fuel or oxidizer through parameters such as the air-to-fuel or steam-to-fuel ratios.

The fuel–air equivalence ratio (ϕ) is another parameter that relates to the air–fuel equivalence ratio (λ). It is defined as the ratio of the actual fuel/oxidizer ratio to the stoichiometric fuel/oxidizer ratio. Mathematically, the relationship between the two can be expressed as follows:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{air}}\right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{air}}\right)_{stoich}} \quad (3.17)$$

where $(\dot{m}_f/\dot{m}_{air})_{actual}$ represents the actual fuel-to-oxidizer ratio, and $(\dot{m}_f/\dot{m}_{air})_{stoich}$ represents the stoichiometric fuel-to-oxidizer ratio.

By comparing the actual fuel-to-oxidizer ratio with the stoichiometric fuel-to-air ratio, the fuel-oxidizer equivalence ratio provides information about the relative amount of fuel present compared to the ideal stoichiometric conditions. Values of $\phi > 1$ indicate a fuel-rich mixture, whereas values of $\phi < 1$ indicate a fuel-lean mixture. The fuel-air equivalence ratio is preferred for combustion processes, rather than for gasification processes, for which the air–fuel equivalence ratio is more commonly used to express the extent of feedstock conversion. This is because combustion processes aim for complete oxidation of the fuel, while gasification processes focus on converting the fuel into a gaseous product through partial oxidation.

3.2.3.6 Superficial gas velocity

The volume flow rate of gas at normal conditions per unit of cross-sectional area is known as superficial gas velocity or space velocity (u_g), as it has the unit of velocity (at reference temperature and pressure).

$$u_g = \frac{\dot{V}}{A} \quad \left(\frac{\text{Nm}^3 \cdot \text{s}^{-1}}{\text{m}^2} \right) \quad (3.18)$$

The superficial gas velocity can be varied in a limited range, since it depends on the properties of the bed materials, such as their size and density [65]. The superficial gas velocity is a parameter that is related to various factors, such as the energy content of the product gas, the feedstock consumption rate, the equivalence ratio and the rates of char and tar production [32, 65, 66]. Low values of superficial gas velocity in a gasifier lead to a slow pyrolysis process, characterized by a longer residence time of the feedstock in the reactor, which can result in high yields of char and significant amounts of unburned tars [32]. By contrast, high values of superficial gas velocity in the gasifier accelerate the pyrolysis process, causing a rapid conversion of the feedstock into gases, which results in a reduced amount of char formation and high-temperature gases in the flaming zone [32]. However, a high superficial gas velocity reduces the residence time of the product gas in the gasifier. As a consequence, there is less time

available for tar cracking, leading to lower efficiencies in the tar cracking process and a potentially higher tar content in the product gas [32].

3.2.3.7 Residence time

The residence time (τ) is the average period for which the fuel remains inside the gasifier [31]. This parameter can be determined as the ratio between the bed height (l_{bed}) and the superficial gas velocity (u_g) [3].

$$\tau = \frac{l_{bed}}{u_g} \quad (3.19)$$

The residence time should be long enough to ensure that the reactions in the gasification process take place satisfactorily [31]. The residence time is related to the degree of fluidization of the beds, with shorter times when there is greater stirring within the bed [31]. To establish optimal residence time conditions, it is essential to incorporate suitable forced draft systems such as fans or blowers into the design stage [31], which should be carefully considered and integrated into the system. The reactors with the longest residence times are fixed-bed gasifiers [31, 35]. By contrast, entrained-flow gasifiers have very short residence times, approximately 1–2 s [31], during which the small fuel particles are dried, pyrolyzed and eventually gasified.

3.2.3.8 Operating pressure

Gasifiers can be classified based on the operating pressure into two main categories: ambient pressure gasifiers and pressurized gasifiers. Pressurized gasification processes are typically more efficient, but also require higher investment costs [31]. Increasing the operating pressure of gasifiers reduces the char and tar formation [31]. High-pressure gasifiers also contribute to cost reduction and improved performance of the gas conditioning unit. This is because the smaller volumetric flow rate of the product gas, compared to an atmospheric process, allows for a reduction in the size of the clean-up equipment. Additionally, the product gas from pressurized gasification is already at high pressure, which is advantageous for its use in end-conversion equipment such as engines or turbines [35]. In fact, pressurized gasifiers are better suited for IGCC plants, since the pressure of the product gas is often sufficiently high to be fed directly into the gas turbine fuel control system. By contrast, low pressure or atmospheric pressure gasifiers would require a fuel gas booster compressor after the product gas conditioning stage. Pressurized gasification systems are commonly used in large-scale plants, but are considered uneconomical for small-scale applications [31]. Some other downstream applications of the product gas, such as methanol or synthetic diesel production using the Fischer–Tropsch synthesis method, require high-pressure product gas [67]. In such cases, gasification under pressurized conditions has also proven to be advantageous [67].

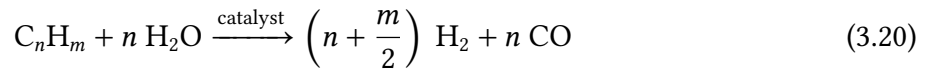
3.2.3.9 Catalyst

Catalysts may not be essential in gasification processes, but they can be advantageous under certain circumstances [3]. There are two primary reasons for using catalysts:

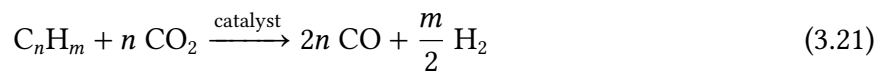
1. Catalysts can aid in removing tar from the product gas, which is particularly important when the downstream application or the installed equipment cannot tolerate tar. Since tar can cause fouling, corrosion, and other operational issues, the use of catalysts helps mitigate these concerns by breaking down and converting the tar into lighter components, thereby ensuring a cleaner and more usable product gas.
2. Catalysts can facilitate methane conversion, increasing the concentration of carbon monoxide and hydrogen in the gas mixture, which facilitates compatibility with certain downstream applications, especially when the product gas is intended for use as synthesis gas.

The development of catalytic gasification is primarily motivated by the need for tar reforming [3]. When the product gas flows over catalyst particles, the tar or condensable hydrocarbons can be reformed on the catalyst surface through reactions with either steam or carbon dioxide, thereby producing additional hydrogen and carbon monoxide. The reactions can be represented by the following simplified equations [3].

- Steam reforming reaction:



- Carbon dioxide reforming (or dry reforming) reaction:



As observed, the catalytic tar-reforming reactions result in the conversion of undesirable tar or soot into additional fuel gases, leading to an improvement in both the gas yield and the heating value of the resulting product gas [3]. Another option for tar removal is thermal cracking, which involves subjecting the tar to high temperatures (> 1100 °C). However, this option has some disadvantages, such as the production of soot and the inability to use of the energy contained in the tars.

The second reason for using catalytic gasification is to remove methane from the product gas [3]. This can be achieved through catalytic steam reforming or catalytic carbon dioxide reforming of methane. Reforming is crucial for syngas production, as chemical synthesis often requires a specific CO/H_2 molar ratio and cannot tolerate methane.

In steam reforming, methane reacts with steam in the presence of a metal-based catalyst at temperatures ranging from 700 to 1100 °C, resulting in the formation of carbon monoxide and

hydrogen [68]. This reaction is widely used in hydrogen production from methane, for which nickel-based catalysts are very effective.



While not as widely employed commercially as steam reforming, the dry reforming of methane with carbon dioxide offers the unique advantage of simultaneously reducing two greenhouse gases, namely carbon dioxide and methane, in a single reaction [3]. Nickel-based catalysts are also effective in facilitating the highly endothermic dry-reforming reaction [69].



The selection of catalysts for reforming reactions requires careful consideration of specific criteria tailored to their intended purpose and practical application. In the case of tar removal, key aspects for catalyst selection include effectiveness in removing tar, resistance to deactivation caused by carbon fouling and sintering, ease of regeneration, resistance and durability against attrition, and cost-effectiveness [3]. For methane removal, in addition to the aforementioned criteria, catalysts should be able to reform methane and provide the required CO/H_2 molar ratio for downstream processing of the syngas [3].

The three main types of catalysts used in gasification are dolomite, alkali metal, and nickel [3]. Other catalysts that have proven successful for tar reduction are olivine and char. The effects of the three most widely used catalysts in gasification processes are briefly described below.

- Earth metal catalysts. Dolomite ($\text{MgCO}_3 \cdot \text{CaCO}_3$) is a relatively inexpensive and readily available catalyst that offers the advantage of not requiring frequent regeneration [3]. Dolomite can entirely convert tar into other fuel gases, but it is not effective for methane conversion, which often makes it unsuitable for downstream chemical synthesis.
- Alkali metal catalysts. Potassium carbonate (K_2CO_3) and sodium carbonate (Na_2CO_3) are other important catalysts in biomass gasification, with K_2CO_3 being more effective than Na_2CO_3 [3]. Unlike dolomite, these catalysts can reduce methane in the product gas through a reforming reaction. Biomass resources with natural potassium content in their ash can enhance catalytic action and reduce tar production [3]. However, potassium is prone to agglomeration and formation of ash deposits, which offsets its catalytic advantages.
- Nickel-based catalysts. Nickel is a highly effective catalyst for tar reduction, as well as for adjustment of the CO/H_2 molar ratio through methane conversion [3]. However, carbon deposition and particle growth can lead to catalyst deactivation over time. While nickel is relatively affordable and readily available, it is not as inexpensive as dolomite. Optimal performance relies on the selection of a suitable catalyst support.

3.2.4 Key performance parameters

The primary objective of gasifiers is to convert a carbonaceous solid feedstock into a usable gaseous fuel. The performance of a gasifier can be evaluated using different indicators [32].

3.2.4.1 Yield of product gas

The gas yield (ψ_g) refers to the rate at which the product gas is generated in relation to the solid fuel fed into the gasifier. It is calculated as the ratio of the volume flow rate of product gas measured at normal conditions to the feedstock consumption rate, and therefore, it has the SI units of Nm^3/kg .

$$\psi_g = \frac{\dot{V}_g}{\dot{m}_f} \quad \left(\frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}} \right) \quad (3.24)$$

The gas yield can be defined in different ways, depending on the properties of the product gas (whether it is wet or dry) and the feedstock (whether it is wet, dry, or dry ash free) [32]. Therefore, it is essential that the basis of the product gas and feedstock are specified when reporting or comparing gas yields.

3.2.4.2 Mass flow rate of product gas

The mass flow rate of product gas can be calculated in accordance with Eq. (3.25) by multiplying the volume flow rate of the product gas by its density, which varies depending on the temperature and pressure.

$$\dot{m}_g = \rho_g \dot{V}_g \quad (3.25)$$

For estimation of the product gas density, an ideal gas behavior may be assumed [70, 71], such that:

$$\rho_g = \frac{p_g M_{g,\text{avg}}}{R T_g} = \frac{p_g \sum_{i=1}^k y_i M_i}{R T_g} \quad (3.26)$$

The weighted average molar mass ($M_{g,\text{avg}}$) is calculated by considering the composition of the product gas, where M_i is the molar mass of each gaseous compound and y_i is the mole fraction of each component.

3.2.4.3 Lower heating value of the product gas

As mentioned above, in most European countries, the partial efficiencies of unit operations are usually referred to the lower heating value (LHV), rather than the higher heating value

(HHV). The lower heating value per unit mass (MJ/kg) of the product gas can be determined by means of Eq. (3.27), as a function of the mass fractions (x_i) and lower heating values (LHV_i) of the k fuel components that constitute the product gas (CO , H_2 , CH_4 and C_nH_m) [32, 72, 73]. The lower heating values of the major fuel gases at 25 °C are, CO : 10.112 MJ/kg, H_2 : 119.96 MJ/kg and CH_4 : 50.048 MJ/kg [74].

$$\text{LHV}_g = \sum_{i=1}^k x_i \text{LHV}_i \quad (\text{MJ/kg}) \quad (3.27)$$

However, the lower heating value of gaseous fuels such as the product gas from gasification is typically expressed per unit volume at normal conditions (MJ/Nm^3), as given by Eq. (3.28).

$$\text{LHV}_g = \sum_{i=1}^k y_i \rho_i \text{LHV}_i \quad (\text{MJ/Nm}^3) \quad (3.28)$$

where y_i and ρ_i are, respectively, the mole fractions and densities at normal temperature and pressure conditions ($T_0 = 0$ °C, $p_0 = 1$ atm) of the k fuel components that constitute the product gas [73, 75].

3.2.4.4 Hot gas efficiency

Occasionally, the product gas is directly burned in a furnace or boiler with no need to be previously cooled, thereby leading to enhanced energy utilization. The gasification efficiency right at the outlet of a gasifier is termed as hot gas efficiency (η_{hg}). Therefore, by considering the sensible heat of the hot gas, it can be defined as follows:

$$\eta_{hg} = \frac{\dot{m}_{hg} (\text{LHV}_{hg} + c_{p,hg}(T_{hg} - T_a))}{\dot{m}_f \text{LHV}_f} \quad (3.29)$$

where $\dot{m}_{hg}$ and $\dot{m}_f$ represent the mass flow rate of the hot product gas and the feedstock consumption, respectively. In addition, $c_{p,hg}$ is the mass heat capacity of the product gas at constant pressure, which for convenience and yet sufficient accuracy, it can be evaluated at an average temperature between the product gas outlet temperature (T_{hg}) and the ambient temperature (T_a). Lastly, LHV_f is the lower heating value of the feedstock. The hot gas efficiency only assumes the heating of the unconverted char to be a loss in the gasification process [3].

3.2.4.5 Cold gas efficiency

An essential performance parameter in most gasification processes is the cold gas efficiency (η_{cg}). This parameter represents the combined efficiency of the gasifier and product gas conditioning unit after the product gas has undergone cleanup and cooling down to ambient

temperature [3]. The cold gas efficiency quantifies the fraction of the chemical energy flow in the solid feedstock that is transferred to the gas phase. Mathematically, this parameter is expressed as follows:

$$\eta_{cg} = \frac{\dot{m}_{cg} \text{LHV}_{cg}}{\dot{m}_f \text{LHV}_f} \quad (3.30)$$

where $\dot{m}_{cg}$ and $\dot{m}_f$ represent the mass flow rate of the cold producer gas and the feedstock consumption, respectively. Obviously, the higher the cold gas efficiency, the more efficient are the gasification and product gas conditioning processes [32].

3.2.4.6 Carbon conversion efficiency

The carbon conversion efficiency (η_{cc}) is defined as the fraction of solid carbon in the feedstock converted to each of the k gaseous carbon-containing compounds in the product gas (CO, CO₂, CH₄ and C_nH_m) [32, 70, 71], as given by Eq. (3.31).

$$\eta_{cc} = \frac{\dot{V}_{cg} p_{cg}}{R T_{cg}} \cdot \frac{M_C \sum_{i=1}^k y_i n_{Ci}}{\dot{m}_f x_{C,f}} = \frac{\dot{m}_{cg} M_C \sum_{i=1}^k \frac{x_i}{M_i} n_{Ci}}{\dot{m}_f x_{C,f}} \quad (3.31)$$

where M_C is the molar mass of carbon. In addition, n_{Ci} and M_i are, respectively, the number of carbon atoms and molar masses of each carbon-containing compound. Tar is typically considered as gas impurity; and hence, not included in the carbon conversion efficiency.

3.3 Design of gasifiers

There are several options to classify the different types of gasifiers, depending on the gasifying agent, gas–solid contact medium, working pressure and heat input to the reactor [3, 26]. According to the heat supply, gasifiers can be divided into two groups: autothermal (direct) and allothermal (indirect). Autothermal gasifiers are those in which the required heat is obtained by partial combustion of the fuel, while in allothermal gasifiers, the heat is supplied to the reactor from the outside. As illustrated in Fig. 3.9, according to the gas–solid contacting mode, gasifiers can be broadly grouped into the following three main types: fixed bed, fluidized bed and entrained flow [3, 26]. Fixed-bed gasifiers can in turn be subclassified into updraft, downdraft and crossdraft types, according to whether the gasifying agent is supplied from the bottom (counter-current), the top (co-current) or the sides of the reactor (cross-current), respectively. Fluidized-bed gasifiers are further classified into bubbling, circulating and twin-bed types, while entrained-flow gasifiers can be further subdivided into coaxial downflow and opposed jet.

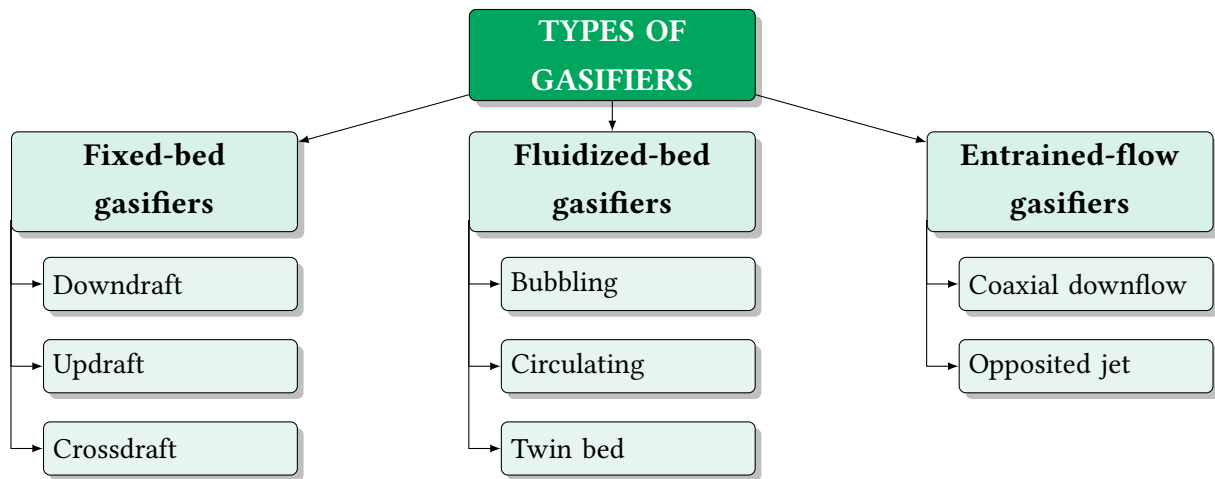


FIGURE 3.9: Classification of the main gasification technologies according to the gas–solid contacting mode. SOURCE: Own elaboration from Basu [3].

As shown in Fig. 3.10, each major type of gasifier is designed for a certain range of thermal power output. For example, fixed-bed gasifiers are suitable for small-scale units with low thermal power output ($10 \text{ kW}_{\text{th}}$ – $10 \text{ MW}_{\text{th}}$). For medium-size units with intermediate thermal power output (5 MW_{th} – $100 \text{ MW}_{\text{th}}$), fluidized-bed gasifiers are often a better option; whereas for large capacity units ($\geq 50 \text{ MW}_{\text{th}}$), entrained-flow gasifiers are usually the most appropriate reactor configuration. Downdraft gasifiers constitute the smallest size, while entrained-flow gasifiers are designed for the largest size.

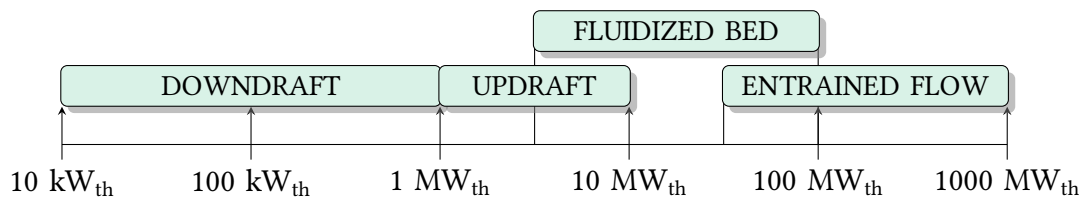


FIGURE 3.10: Range of applicability for each major type of gasifier in terms of thermal power output. SOURCE: Own elaboration from Basu [3].

Downdraft, updraft, fluidized bed, and entrained flow are the four major types of gasifiers [3], the schematics of which are illustrated in Fig. 3.11. Unlike coal gasification, which is primarily dominated by entrained flow technology, biomass gasification has witnessed the application of various technologies [17]. At the end of the 1980s and the beginning of the 1990s, downdraft and updraft gasifiers with capacities of less than $100 \text{ kW}_{\text{th}}$ and up to a few MW_{th} were developed and tested for small-scale heat and power generation. More recently, the downdraft technology has become dominant, especially for power applications [17]. In fact, downdraft gasifiers account for roughly 75% of all gasifiers marketed commercially, followed by fluidized bed gasifiers (20%), updraft gasifiers (2.5%), and other gasifier designs (2.5%) [20, 32, 76]. A extensive list of manufacturers can be found in scientific journals and technical reports

[17, 77–81], most of which are based in the United States and Canada, the main German-speaking (DACH) countries, Scandinavia, India and China.

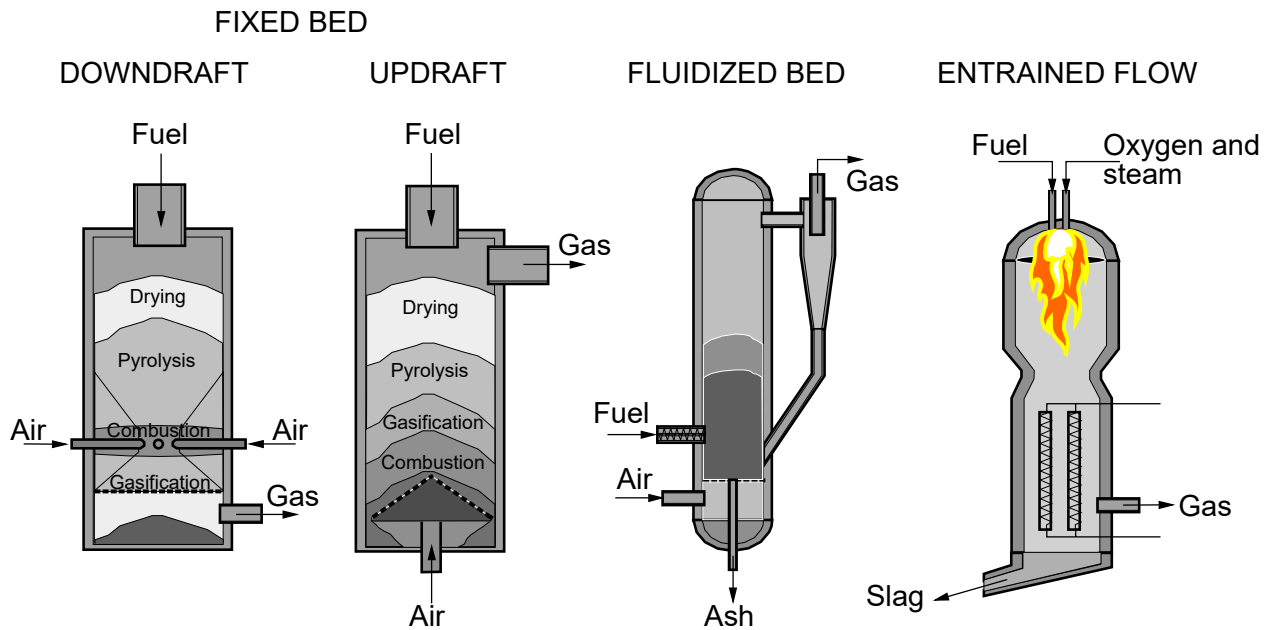


FIGURE 3.11: Major types of gasifiers. SOURCE: Adapted from Kopiersperre³.

3.3.1 Fixed-bed gasifiers

Fixed-bed gasifiers are the oldest and most common gasification reactors [28]. These gasifiers use a bed of solid fuel particles through which air and gas flow either upward or downward [11]. In fixed-bed gasifiers, the fuel is introduced through a hopper located in the upper part of the reactor, whereas the position and direction at which the gasifying agent is injected varies in downdraft, updraft and crossdraft subtypes, which leads to a different distribution of the reaction zones (i.e., drying, pyrolysis, combustion and reduction) [3, 28]. Fixed-bed gasifiers are also called moving-bed gasifiers, because the fuel moves downward by gravity as a plug along the entire cross-section of the reactor [3]. In these gasifiers, the distribution of fuel, temperature, and gas composition is not uniform across the cross-section, because mixing and heat transfer within the moving (fixed) bed are rather limited [3]. As a result, fixed-bed gasifiers are not suitable for fuels that are prone to agglomeration during gasification. Additionally, ash melting is a major concern, since high temperatures are usually achieved. Air is typically used as gasifying agent, since the costs associated with oxygen production or indirect heating can compromise the economic feasibility of such gasification systems.

Due to their simple construction, fixed-bed gasifiers can be built inexpensively in small sizes. For this reason, large numbers of small-scale fixed-bed gasifiers are in operation

³Kopiersperre, *Haupttypen von (Biomasse-)Vergasern*, 2014 (CC BY-SA 3.0).

worldwide [28]. Fixed beds have several inherent advantages in gasification processes, such as high carbon conversion and thermal efficiencies, primarily due to the longer residence times of the fuel inside the reactor [8]. Nevertheless, longer residence times also come with the drawback of substantially reducing the reaction rate. A remarkable benefit from the downward plug flow of the fuel is the relatively low presence of solids in the product gas, in addition to the minimal loss of ungasified fuel [8].

3.3.1.1 Downdraft gasifiers

In downdraft gasifiers, the gasifying agent enters the reactor at a certain height below the top, while the product gas is discharged from the reactor at the bottom. The moving bed of solid feedstock is directed together with the gasifying agent in the downward direction (hence the name «downdraft»), resulting in a cocurrent flow of gas and solids, which undergoes several thermochemical reactions while passing through four different zones [3, 11]. As shown in Fig. 3.12, the initial stages of the gasification process involve drying and pyrolysis. A downward flow of oxidizer is directed from a set of nozzles positioned around the periphery of the gasifier and interacts with pyrolyzed char particles, leading to the development of a combustion zone with temperatures ranging from approximately 1200 to 1400 °C [3], which facilitates the thermal cracking of tars formed during pyrolysis [28, 52]. The products from the pyrolysis reactions (low molecular weight gases, tars, and char) also receive a certain amount of oxidizer from the downstream combustion zone and readily burned in a flame [3, 24], resulting in a phenomenon known as «flaming pyrolysis» [3]. For this reason, downdraft gasifiers have the lowest tar production rate among all types of gasifiers, typically below 3 g/Nm³ and with an average value of around 1 g/Nm³ [3, 28]. In the combustion zone, the char rapidly reacts, releasing carbon dioxide, carbon monoxide, water vapor and sufficient heat for the subsequent reduction reactions. Finally, the high-temperature gases from combustion, along with the remaining unreacted char and water vapor from the fuel and/or the gasifying agent enter the reduction zone. In this stage, the temperature of the downflowing gas decreases due to a series of predominantly endothermic reactions that yield carbon monoxide and hydrogen. However, the outlet temperature of the product gas still remains above 700 °C [3].

Downdraft gasifiers are simple, reliable and technically proven for relatively dry fuels with a moisture content of up to 30% by weight (wet basis) [52]. Additionally, the fuels should contain a low proportion of fine and coarse particles, with the particle size ranging from not smaller than 3 mm to not larger than 51 cm in the longest dimension [3]. A majority of particles should ideally have sizes between 10 mm and 25 mm [82, 83]. Oversized particles should not exceed 5 mm, and fines (under 10 mm) are typically limited to a maximum of 10% by weight of the feedstock [82]. This is because fine particles in downdraft gasifiers are conducive to the formation of ash clinkers, which disturb the optimal flow in the gasifier bed, leading to excessive pressure drops, low temperatures in the reduction zone and unstable operation [75, 84]. The physical limitations

of the diameter and particle size relation impose a practical upper limit on the capacity of this reactor configuration of ~ 1500 kg/h or ~ 500 kW_e [52].

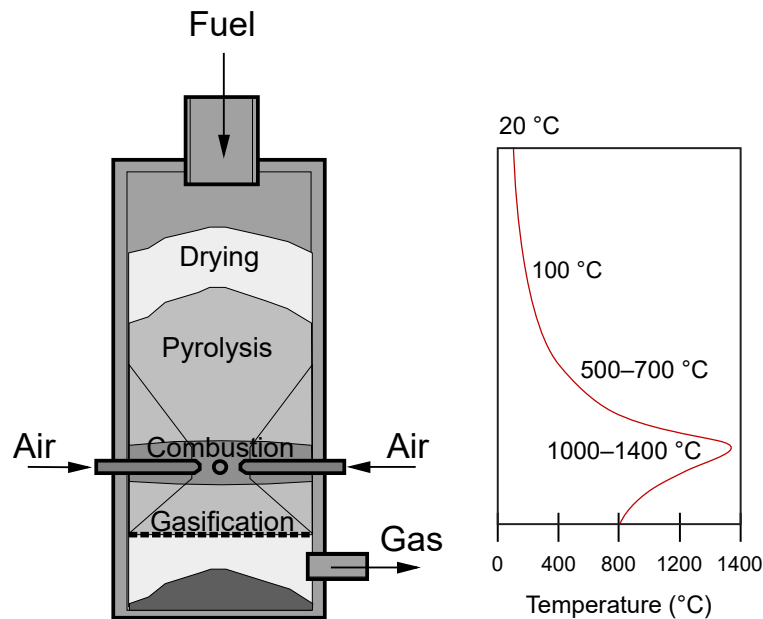


FIGURE 3.12: Schematic and temperature gradient along the height of a downdraft gasifier.

SOURCE: Own elaboration from Kopiersperre and Basu [3].

Another key advantage of downdraft gasifiers over most other designs is their lower tar production rate, since the tars formed in the pyrolysis zone are burned immediately after in the oxidation zone [3]. Due to the low content of tars in the product gas, downdraft gasifiers are typically favored for small-scale electricity generation with internal combustion engine. However, since the gas leaves the gasifier at a relatively high temperature, it needs to be cooled down before final downstream application [67]. Additionally, downdraft gasifiers require a shorter ignition and startup time (around 20–30 minutes) compared to updraft gasifiers [3]. Some drawbacks associated with downdraft gasifiers include a relatively lower overall thermal efficiency compared to other gasifier types. Additionally, these gasifiers can pose challenges when handling biomass that has high moisture and ash content.

The design and construction of a downdraft gasifier can be classified into two types: throated design (also called constricted) and throatless design (also called topless, open top or open core) [3, 48]. The main difference between both designs lies in the presence or absence of a constriction in the reactor section where the combustion stage occurs. A reduction in the reactor section at the height where the combustion stage occurs forces all of the pyrolysis products to pass through this narrow zone, facilitating the thermal cracking of most of the tar [3, 26]. In throated reactor designs, air is injected through nozzles just above the constriction. By contrast, the open core design differs from other types of downdraft gasifiers in that air is not injected from a nozzle in the middle, but drawn into the gasifier from the top through suction created downstream of the gasifier [3]. Due to the lack of uniform flow and temperature distribution in the constricted area,

throated downdraft gasifiers are not suitable for scaling up to larger sizes.

3.3.1.2 Updraft gasifiers

Updraft gasifiers are one of the oldest and simplest designs used for gasification [3]. In this configuration, the product gas leaves from the top, while the gasifying agent (usually air, oxygen, or steam), is injected from the bottom, as shown in Fig. 3.13. The gasifying agent moves upward while the bed of solid feedstock moves downward by the action of gravity, resulting in a countercurrent flow of gas and solids [3]. As the feedstock slowly moves down through the reactor, it is gasified and the remaining ash drops out of the bottom of the reactor. At the upper part of the gasifier, the feedstock is dried and decomposed into volatile gases, tar, and char [11, 28]. In the reduction zone, the formed charcoal reacts with ascending carbon dioxide and water vapor, resulting in the production of carbon monoxide and hydrogen [11]. In the combustion zone below the gasification zone, incoming oxidizer is responsible for the combustion of the feedstock, generating carbon dioxide, water vapor and heat [11, 28]. It is important to note that the combustion process is exothermic, and the heat produced in this stage is absorbed by the endothermic reduction and pyrolysis reactions occurring above it, as well as for drying of the solid feedstock. Because of the countercurrent flow arrangement, the product gas leaving from top of the gasifier is at a relatively low temperature, and also accompanied by a high amount of tar and moisture [28].

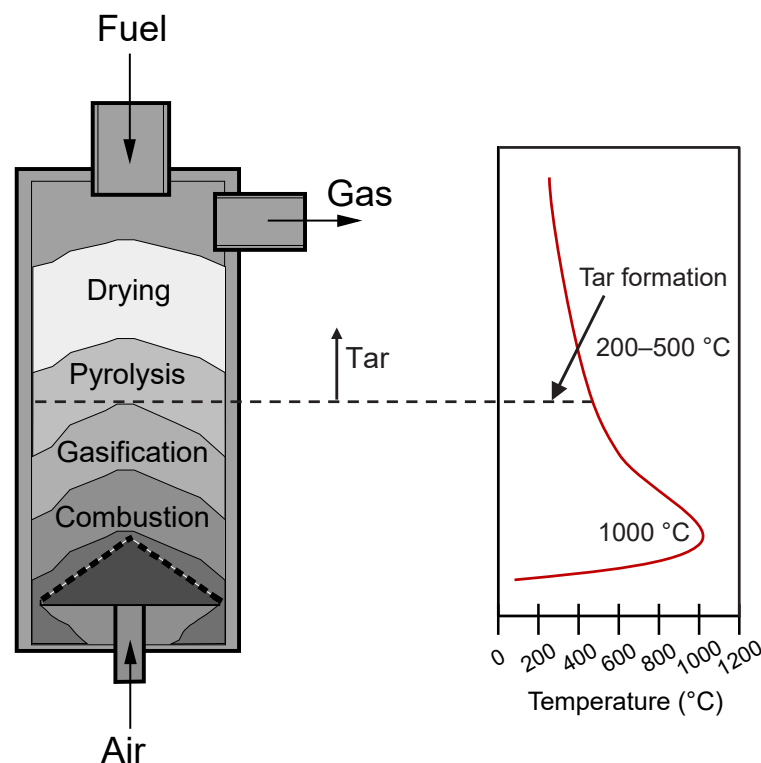


FIGURE 3.13: Schematic and temperature gradient along the height of an updraft gasifier.

SOURCE: Own elaboration from Kopiersperre and Basu [3].

Updraft gasifiers are well suited for fuels with high ash content (up to 25%) and high moisture content (up to 60%) [3]. In fact, updraft gasifiers are less sensitive to moisture than downdraft gasifiers [32]. The relatively long residence time of the fuel inside the gasifier allows for a high carbon conversion rate [8]. Although this extended residence time reduces the gasification rates, the high carbon conversions lead to increased thermal efficiencies [8]. Indeed, due to their countercurrent design, updraft gasifiers typically use the combustion heat very effectively and can achieve high cold-gas efficiencies [3, 8]. Additionally, the low gas exit temperatures contribute to lower oxygen or air consumption in the combustion zone [8]. However, a major drawback is the very high tar production (10–150 g/Nm³) and particles (0.1–3 g/Nm³) [3, 26], which is caused by the opposite flow direction of fuel and gas. Thereby, tars produced during pyrolysis will not be cracked or oxidized. Updraft gasifiers are particularly well suited for combustion processes demanding high flame temperatures and where a moderate level of tar and dust in the fuel gas is acceptable [24]. Accordingly, their primary application lies in direct firing, where the product gas is directly burned in a furnace or boiler with no need for extensive cleaning or cooling [3]. In such applications, the presence of tar does not pose a serious concern.

3.3.1.3 Crossdraft gasifiers

In crossdraft gasifiers, the solid feedstock introduced from the top moves downward, while the gasifying agent (usually air) is injected at high velocity through a nozzle from the side of the gasifier (see Fig. 3.10) [3, 24]. The product gas is discharged from the sidewall opposite to the air nozzle. Because of this configuration, the design is also referred to as sidedraft [3]. A hot combustion/gasification zone forms around the air entrance and pyrolysis and drying zones are formed within the reactor [28]. The excess oxygen near the nozzle facilitates the combustion of part of the char, leading to a high-temperature zone (> 1500 °C) [3]. Due to the very high temperatures reached, these reactors are primarily used for gasification of charcoal with very low ash content [3]. The remaining char is then converted to carbon monoxide in the subsequent reduction stage. The heat released from the rapid char combustion contributes to the pyrolysis zone, aiding in the thermal decomposition of the incoming fuel. Ash is discharged from the bottom of the gasifier and the temperature of the product gas leaving the reactor is about 800–900 °C [28]. Despite its simple design, the product gas has low energy content and leaves the gasifier at high temperatures, leading to considerable losses of sensible heat and low overall energy efficiency [28]. Consequently, crossdraft gasifiers are possibly the least attractive among fixed-bed gasifiers, and therefore, the less commonly used [24, 32]. However, their low tar production (0.01–0.1 g/Nm³), short start-up time (5–10 min) and rapid response to load changes make them suitable for small-scale power generation (< 10 kW_e) [3].

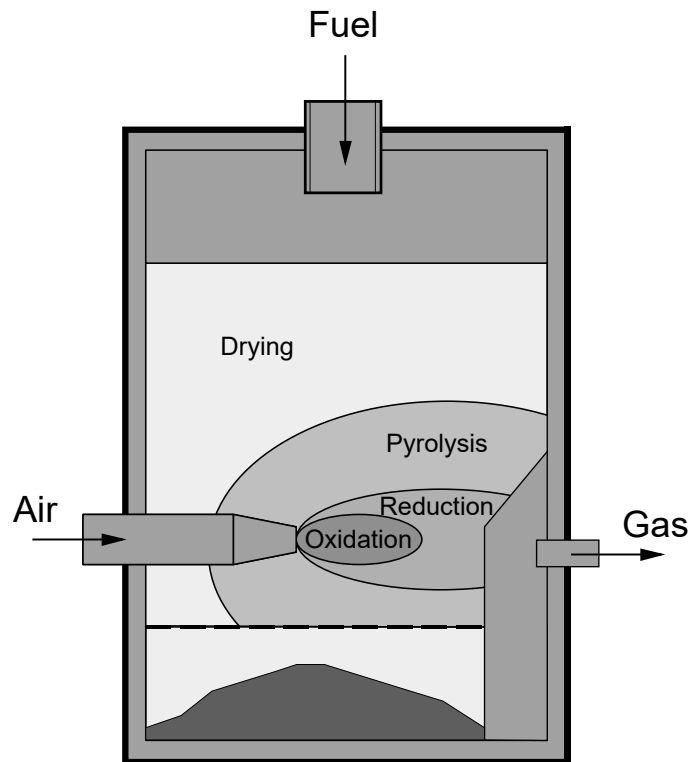


FIGURE 3.14: Schematic of a crossdraft gasifier. SOURCE: Own elaboration.

3.3.2 Fluidized-bed gasifiers

Fluidized-bed gasifiers are widely recognized for their excellent ability to achieve thorough mixing between the feedstock and gasifying agent, as well as for their temperature uniformity, which promotes both heat and mass transfer [1, 3, 28]. In the typical configuration of a fluidized bed gasifier, a bed of non-fuel granular solids that act as a heat carrier and mixer is maintained in a semi-suspended state, known as fluidized state, by the controlled flow of the gasifying agent at appropriate velocities (see Fig. 3.15). Silica has traditionally been the most commonly utilized inert bed material for these gasifiers [24, 26, 52]. Nevertheless, recent trends have shown that other bulk solids such as sand, olivine, glass beads, dolomite, among others, are being considered for their catalytic properties to minimize tar-related issues [24]. The feedstock is generally crushed to a size smaller than 10 mm and introduced into a bed containing the hot granular solids, which quickly heat the feedstock particles to the bed temperature and make them undergo rapid drying and pyrolysis, producing char and gases [3]. Particle size in the feedstock is a critical factor, as excessively fine material may become entrained in the product gas and leave the bed [1]. Typically, a cyclone is used to capture and return such material back to the bed [1, 32]. The bed materials are fluidized using steam, air, oxygen, or a combination thereof, depending on the choice of gasifying agent. The fluidized bed is supplied with the gasifying agent at various levels, including above the bed. Any ash generated from the fuel or associated inorganic materials can be easily drained from the bottom of the bed [3].

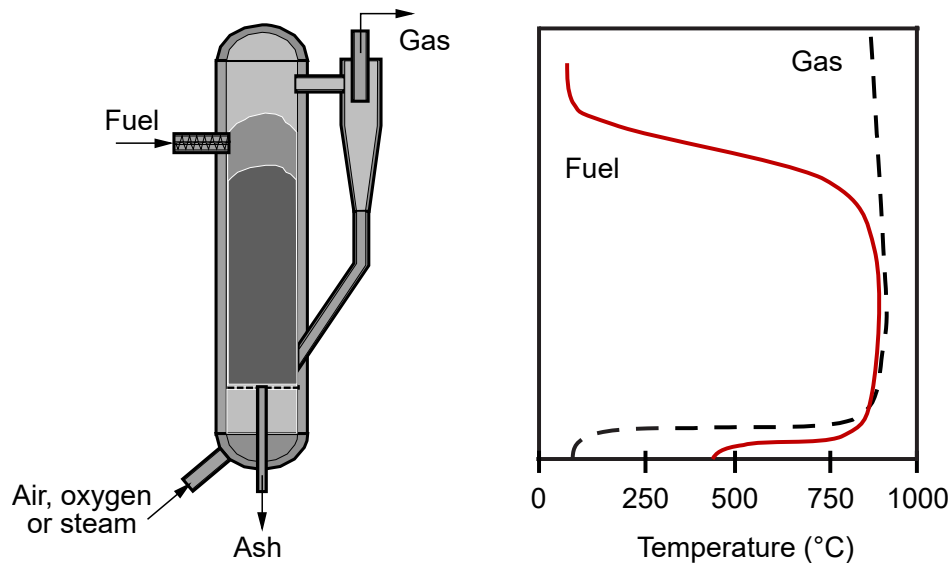


FIGURE 3.15: Schematic and temperature gradient along the height of a fluidized-bed gasifier.
SOURCE: Own elaboration from Kopiersperre and Basu [3].

Fluidized-bed reactors are the only gasifiers with isothermal bed operation [52]. The operation of fluidized-bed gasifiers is typically conducted at temperatures below the ash melting point to prevent ash agglomeration and slagging, which would disrupt the fluidization of the bed [1]. In fact, bed agglomeration leading to inadequate fluidization or defluidization is a typical issue encountered in fluidized-bed gasifiers [28]. In order to prevent ash fusion and agglomeration, fluidized-bed gasifiers typically operate in the temperature range of 800–1000 °C [3]. In particular, the bed temperature is usually maintained below 980 °C for coal gasification and below 900 °C for biomass gasification [3]. Due to their relatively low operating temperatures [1, 3, 28], gasification of high-ash fuels is often possible without encountering issues such as ash sintering and agglomeration [52]. Moreover, due to their operation at comparatively lower temperatures than fixed bed gasifiers, fluidized-bed gasifiers are better suited for gasifying reactive feedstocks, such as low-rank coals and biomass. The gasifying agent is typically supplied in two stages: the first stage to maintain the desired bed temperature, and the second stage, added above the bed, to convert any unreacted char particles and hydrocarbons into useful fuel gases [3].

Due to the high gas superficial velocity and the absence of a distinct oxidation zone, the product gas from fluidized-bed gasifiers contains relatively high amounts of particles (1–100 g/Nm³) and tar (1–30 g/Nm³) [26]. Therefore, the fluidized-bed design has tar production levels that fall between those of downdraft gasifiers (~1 g/Nm³) and updraft gasifiers (~50 g/Nm³), with an average value of around 10 g/Nm³ [3]. In addition to their relatively high tar production rate, another remarkable drawback of fluidized beds for their use with internal combustion engines and gas turbines is their slow response times, which poses difficulties in adaptation to load changes [11].

There are two primary types of fluidized-bed gasifiers in current use: bubbling fluidized bed and circulating fluidized bed [3, 28, 32], both of which can reach a capacity of 100 MW_{th} or even higher [3, 26]. The major difference between the two lies in the hydrodynamics of the gasifier bed, specifically the fluidization velocity, which is much higher in circulating fluidized-bed gasifiers (3.5–5.5 m/s) compared to bubbling fluidized-bed gasifiers (0.5–1.0 m/s) [3]. Additionally, there is ongoing research on a third type of fluidized-bed gasifier, known as an internally circulating bed, which combines design features from the other two types [28]. This third type is being studied at the pilot plant scale.

For power generation in medium-to-large scale gasification plants, atmospheric circulating fluidized beds have been the preferred technology, because they can handle a high throughput, are relatively easy to scale up and are capable of accommodating a wide range of fuel qualities in terms of particle size and ash properties [17]. However, bubbling fluidized-bed gasifiers are still used in certain applications. Air-blown gasifiers are preferred for combined heat and power, whereas more advanced applications require oxygen-blown gasification, and thus an air separation unit (ASU) [17]. Pressurized systems are considered for larger capacities in integrated gasification combined cycle (IGCC) plants or synthetic fuel production, as the final conversion in these cases occurs under pressure [17]. Advanced applications demand strict gas cleaning processes.

3.3.2.1 Bubbling fluidized-bed gasifiers

The bubbling fluidized-bed gasifier, originally developed by Fritz Winkler in 1921, is perhaps the earliest commercial application of fluidized beds [3]. Over the years, it has witnessed widespread commercial use in coal gasification, and it has also emerged as a popular choice for biomass gasification, with numerous designs of bubbling fluidized-bed gasifiers developed and operational. These gasifiers are particularly suitable for medium-scale installations (< 25 MW_{th}), hence their prevalence in biomass gasification projects [3]. Bubbling fluidized-bed gasifiers can be categorized into two types based on their operating temperature: low-temperature and high-temperature gasifiers. Similarly, they can be classified into two types based on their operating pressure: ambient (atmospheric) gasifiers and pressurized gasifiers.

In a bubbling fluidized-bed gasifier, the gasifying agent is supplied from the bottom of the reactor through the grate [24], as illustrated in Fig. 3.16. Above the grate, fine bed material is placed, and the fuel is introduced into it. As the solid particles move along the gas flow, they are separated from the gas in the cyclone and collected at the bottom of the fluidized bed reactor. The primary part of the conversion process occurs within the bubbling bed region, with lesser extent for tar conversion. Bubbling fluidized-bed gasifiers are designed to operate at a very low fluidizing gas velocities, typically below 1 m/s [24]. The bed temperature is regulated between 700 and 900 °C by controlling the air/fuel ratio [28]. Indeed, bubbling fluidized-bed gasifiers can operate at a high average temperature of 850 °C [24], resulting in increased thermal decomposition of the

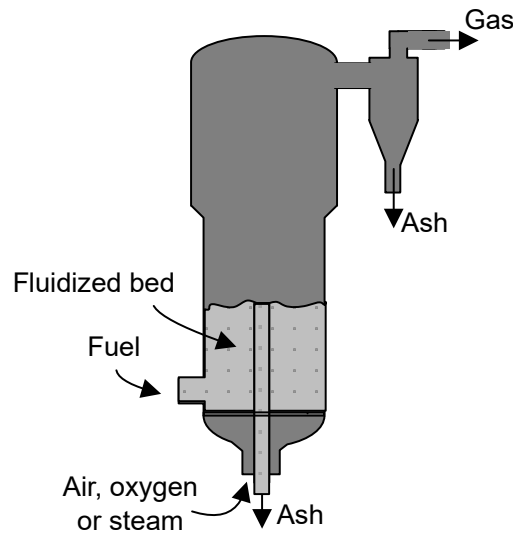


FIGURE 3.16: Schematic of a bubbling fluidized-bed gasifier.

SOURCE: Adapted from Arauzo [36].

feedstock. However, the carbon conversion efficiency of bubbling bed gasifiers tends to be lower compared to that of circulating fluidized bed gasifiers due to the sticky behavior of feed particles, which reduces the contact area between the particles [24].

3.3.2.2 Circulating fluidized-bed gasifiers

Circulating fluidized-bed gasifiers are based on the mechanism of continuous circulation of the bed material between the reaction vessel and a cyclone separator, which facilitates ash removal from the gasification process [28]. These gasifiers are designed to operate at fluidizing gas velocities ranging from 3 to 10 m/s [24], which are high enough to entrain large amounts of solids with the product gas in the circulating fluid bed [52]. As shown in Fig. 3.17, the solids entrained with the high fluidizing gas velocity are recycled back to the reactor bed, in order to increase the carbon conversion efficiency [52], which was observed to be quite low in the case of bubbling fluidized-bed bed gasifiers [24]. Indeed, circulating fluidized-bed gasifiers have been reported to have a higher energy throughput per unit of reactor cross-sectional area compared to bubbling fluidized-bed gasifiers [24]. Circulating fluidized-bed gasifiers are specifically designed to operate under pressurized conditions to further increase the yield of the product gas [24]. This design feature allows the output gases to be delivered at the operating pressure of the gas turbine without the need for further compression [28].

Circulating fluidized-bed gasifiers find their primary applications in industries such as boilers, the pulp and paper industry, cement kilns, and power generation, among others [24, 52]. Numerous commercial gasifiers of this kind have been installed in various countries. Several manufacturers worldwide have developed versions of circulating fluidized-bed gasifiers that operate on the same principle and mostly differ in engineering details [3].

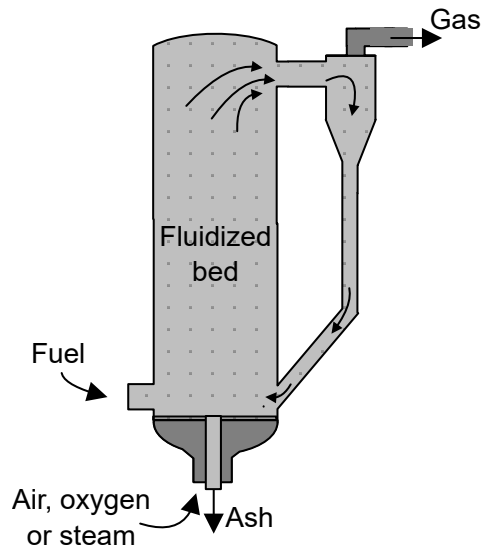


FIGURE 3.17: Schematic of a circulating fluidized-bed gasifier.
SOURCE: Adapted from Arauzo [36].

3.3.3 Entrained-flow gasifiers

Among the various types of gasifiers, entrained-flow gasifiers have achieved great success and widespread adoption, particularly for large-scale gasification of coal, petroleum coke, and refinery residues [3]. Entrained-flow gasifiers are essentially co-current plug-flow reactors [3], where both the powdered fuel (usually less than $75\ \mu\text{m}$) and the gasifying agents are introduced from the top of the gasifier [3, 23], as illustrated in Fig. 3.18. The typical gasifying agents are oxygen or a combination of oxygen and steam, with air being rarely used [3]. The speed of the gas flow through the reactor is fast enough to entrain all the fuel particles [3, 23]. To ease the feeding process into the reactor, especially under pressurized conditions, the fuel can be mixed with water to form a slurry [3, 30]. However, gasifiers with slurry feeding require additional reactor volume to accommodate the evaporation of the large amounts of water mixed with the fuel [3]. Pneumatic feeding is commonly used to inject pressurized powdered solid fuels, while slurries are atomized and then fed as pulverized solid fuel [30].

Entrained-flow gasifiers operate at temperatures that well exceed $1000\ ^\circ\text{C}$ [3], generally around $1200\text{--}1600\ ^\circ\text{C}$ [23, 30, 52], and at pressures between $20\text{--}80\ \text{bar}$ [3, 23], with a very short residence time of just a few seconds [3, 20]. However, this high-temperature operation poses challenges for material selection [23, 52], as well as ash melting issues inside the gasifier [20, 52]. Although the conversion efficiency of this type of gasifier is very close to 100% [3, 20], its applicability is limited due to the need for very small fuel particles [20]. Indeed, due to the short residence time in entrained-flow reactors, the fuel must be finely ground, making it challenging, especially for fibrous biomass [3], to achieve the appropriate feed size [23]. Consequently, entrained-flow gasification is not a favorable option for biomass due to the difficulties involved in grinding fibrous biomass into such fine particles [3]. Moreover, entrained-flow gasifiers need

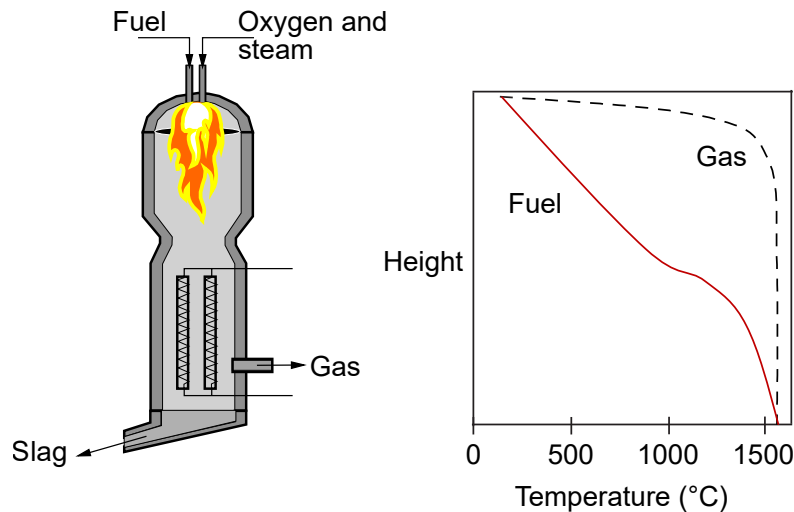


FIGURE 3.18: Schematic and temperature gradient along the height of an entrained-flow gasifier.
SOURCE: Own elaboration from Kopiersperre and Basu [3].

the ash to be in a molten state, which is eventually discharged as slag. For biomass containing high CaO and low alkali metals (Na, K), the ash-melting point is high, which demands a higher oxygen supply to achieve the necessary combustion temperature [3]. On the other hand, biomass with high alkali content has a much lower ash-melting point, resulting in reduced oxygen requirements for reaching the melting point [3]. However, molten ash from biomass is highly corrosive, which significantly reduces the lifespan of the gasifier's refractory or metal lining [3]. Due to the aforementioned limitations, entrained-flow reactors are not the preferred choice for biomass gasification [3]. Nevertheless, they do possess the advantage of efficiently destroying tar, which is abundant in biomass and represents a significant challenge during biomass gasification [3, 52]. An additional advantage of entrained flow gasifiers is the low methane content in the product gas, making it well suited for synthetic gas production [3].

Entrained-flow gasifier design may be classified into two broad groups: top-fed downflow and the side-fed upflow [3]. Top-fed gasifiers use a vertically cylindrical reactor vessel where the pulverized fuel (biomass or coal) and gasifying agents are injected from the top. By contrast, side-fed gasifiers have the powdered fuel injected through horizontal nozzles set opposite each other in the lower section of the reactor, while the product gas moves upward and exits through the top.

3.3.4 Plasma gasifiers

Plasma gasification uses a high-temperature ionized gas stream called «plasma» to gasify an organic matrix [30], making it particularly suitable for treating municipal solid waste (MSW) and various other waste materials [3, 27]. As shown in Fig. 3.19, at the core of the plasma gasification process lies a device called «plasma torch», where an intense electric arc is generated between two spaced-apart electrodes inside a sealed vessel through which an

oxidizing agent (air, oxygen and/or steam) flows [3]. Copper electrodes are typically used to produce the electric arc, although carbon electrodes can also be used [30]. In the absence of an oxidizing agent, this process is sometimes referred to as «plasma pyrolysis» [3], as it involves the thermal disintegration of carbonaceous materials into compound fragments within an oxygen-starved environment.

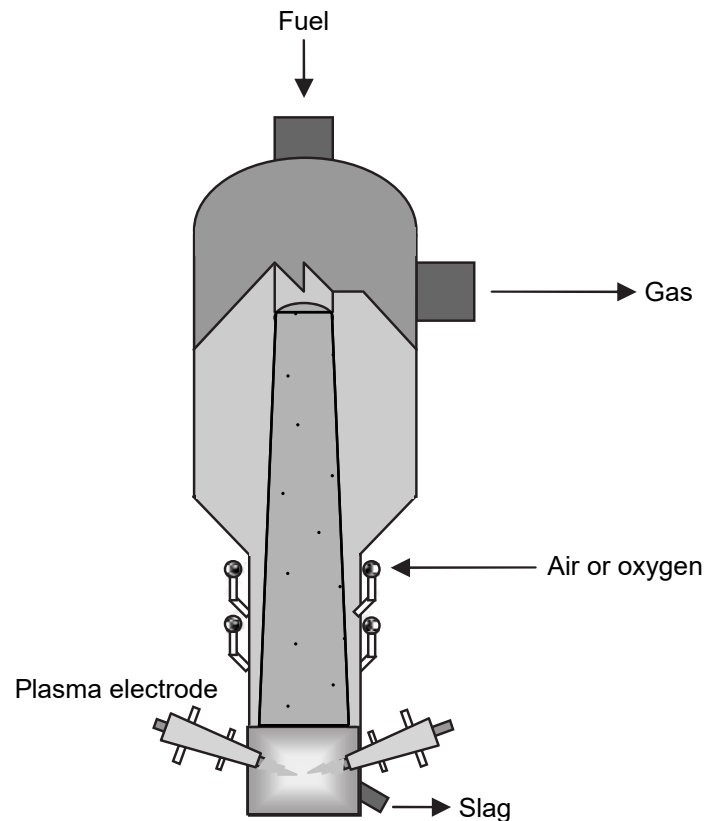


FIGURE 3.19: Schematic of a plasma gasifier. SOURCE: Adapted from Basu [3].

Although the electric arc in plasma gasification can reach extremely high temperatures (around 13,000 °C), the temperature downstream, where waste products are brought in contact with it, is much lower (2700–4500 °C) [3]. However, this temperature is still high enough to break down complex hydrocarbons into simpler gases such as CO and H₂ [27]. In a typical plasma reactor, the exceptionally high temperatures lead to the cracking of tar products and the destruction of harmful substances such as dioxins and furans [3]. Nevertheless, the high operating temperatures of plasma gasifiers require exorbitant electricity consumption for the plasma torch (1200–2500 MJ/tonne of waste) [27, 85], and they also demand advanced materials and refractory components for the reactor, resulting in high capital costs that may exceed €10,000/kW [27], which becomes a major challenge toward commercialization.

The resulting product gas from plasma gasification usually has a moderately high energy content (12–15 MJ/Nm³) [27], and eventually exits the gasifier at very high temperatures (1000–1200 °C) [3]. Simultaneously, all inorganic components (e.g., glass, metals, silicates, and heavy metals) melt into a lava-like basaltic substance, which solidifies into an inert slag after

cooling. The plasma gasification process yields a vitrified, completely inert, and non-leachable slag, which contains heavy metals [30]. These non-leachable waste products can be recovered and used directly as building materials [30].

As a result of the high temperatures and the presence of chlorine in the waste, the durability of the reactor refractory lining becomes a concern in plasma gasification [3]. However, a noteworthy advantage is that plasma gasification is relatively unaffected by the quality of the feedstock [3]. This is due to the use of an independent energy source powered by electricity instead of relying on partial combustion of the gasification product.

Plasma technologies for the thermal treatment of organic materials have two major applications [30], as outlined below:

1. Direct application to the solid material to be treated, when the primary goal is thermal decomposition [30]. Applying plasma directly to the matrix allows independent control of the process temperature, irrespective of fluctuations in the quality of the feedstock or gasifying agent. This approach can accommodate a wide variation flow rate, moisture content, size, and elemental composition of the waste material to be treated.
2. Application to the gas produced by an upstream gasification process, when the main objective is to maximize the production of a synthesis gas with a high content of light components and remove tar initially present [30]. In this case, the plasma process acts as a clean-up step for the synthesis gas without altering its energy content.

3.4 Modeling of gasification processes

Gasification is a complex process with numerous chemical species and reactions, heat and mass transfer processes, and pressure changes occurring simultaneously [33]. In recent decades, various mathematical and computational models have been proposed to better explain and understand gasification processes [29, 33]. These models aim to predict the behavior and efficiency of a gasifier, as well as to evaluate the influence of different operating parameters (temperature, pressure, equivalence ratio, etc.) on the composition and heating value of the product gas. Gasification models allow addressing the design, simulation and optimization of process equipment with great reliability, sufficient accuracy and low cost. The developed models can also bring attention to system limitations and undesirable operating conditions, potentially safeguarding the equipment from being exposed to hazardous conditions [86]. After the model development, it must be verified and validated with real data based on experimentation. Due to the wide variety of gasification technologies, types of gasifiers and feedstock compositions, there is no universal model able to represent all the existing processes, but various models have been proposed and developed according to their purpose.

Mathematical models provide a reliable representation of the physical and chemical

phenomena involved in gasification processes. The numerical complexity and long time required to solve a rigorous model can be simplified by formulating hypotheses under specific operating conditions, obtaining reasonable and manageable semi-empirical models. These models can be classified into four groups: thermodynamic equilibrium models, kinetic models, artificial intelligence (AI) models and computational fluid dynamics (CFD) models [3, 20, 28, 29, 32, 33, 64, 86]. The scientific literature supports this classification as a generally accepted framework, although there may be some variations in modeling approaches.

3.4.1 Thermodynamic equilibrium models

Thermodynamic equilibrium models predict the maximum achievable yield of a desired product in a reaction system [29, 32, 86]. They are widely used for the design, evaluation and improvement of gasification processes, as they provide the thermodynamic limits of the system [87]. Even though thermodynamic equilibrium may not be completely attained within the gasifier, equilibrium models provide a reasonable prediction for the final composition of the product gas. Thermodynamic equilibrium models are known as a zero-dimensional models, because the equilibrium calculations are independent of the time required to reach the steady-state flow regime and the size and geometry of the gasifier, being suitable for preliminary assessments on the influence of the process operating parameters [20, 29, 64].

Thermodynamic equilibrium is rarely attained at gasification temperatures below 800 °C, since residence time and/or mixing are typically insufficient [64, 88]. As a result, these models tend to overestimate the concentrations of hydrogen and carbon monoxide, and underestimate the concentration of methane and other heavier hydrocarbons, which are usually predicted to zero. Therefore, the actual composition and yield of the product gas can only accurately be predicted by a suitable process model considering the relevant reaction kinetics [33]. However, thermodynamic equilibrium models are regarded as a less computationally intensive and fairly accurate approach for predicting the behavior of downdraft gasifiers [33, 88], due to the high temperatures reached in the reaction zone (typically above 1000 °C) and the sufficiently long gas residence time. In fact, equilibrium models are widely used for avoiding the complexity of reaction kinetics and hydrodynamics in downdraft gasifiers, demonstrating sufficient reliability for preliminary assessments on the influence of the process operating parameters at low computational cost. However, it is worth noting that thermodynamic equilibrium models cannot be used for reactor design [64].

There are two approaches to thermodynamic equilibrium models: stoichiometric and non-stoichiometric [3, 28, 29, 33, 64, 86, 89]. Stoichiometric models require a clearly defined reaction mechanism, incorporating the equilibrium constants of all the chemical reactions involved in the gasification process [3, 29, 33]. Non-stoichiometric models, however, do not require the specification of the reaction mechanism, since they are based solely on the

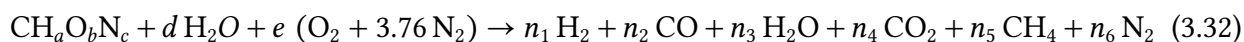
minimization of the Gibbs free energy, with restrictions on the mass balances of the different chemical species [3, 90].

3.4.1.1 Stoichiometric thermodynamic equilibrium models

The stoichiometric thermodynamic equilibrium modeling approach requires a well-defined reaction mechanism that includes all the chemical reactions and species involved [3, 29, 64].

Stoichiometric models are based on equilibrium constants. Within this modeling framework, the specific chemical reactions are identified and used to estimate the composition of the final gas mixture. While some of the most important reactions are incorporated in this approach, certain reactions are disregarded. As a consequence, inaccuracies may arise in the predictions with the developed model.

In stoichiometric thermodynamic equilibrium models, the overall gasification reaction of a feedstock containing carbon, hydrogen, oxygen, and nitrogen using air (or oxygen) as gasifying agent can be represented by Eq. (3.32) [3, 64, 86, 91–93].



where $\text{CH}_a\text{O}_b\text{N}_c$ is the chemical formula of the feedstock; a , b , and c are the mole ratios (H/C , O/C and N/C) determined from the ultimate analysis of the feedstock, and $n_1, \dots, n_6$ are stoichiometric coefficients. Coefficients d and e are known values that represent the moisture content of the feedstock and the incoming air flow rate to the gasifier, respectively. Thus, with d and e as input parameters, the total number of unknowns in Eq. (3.32) amounts to six [64, 86, 91, 93]. In order to simplify the equilibrium model, it is assumed that there is no unconverted carbon in the products and that no hydrocarbons other than methane are formed. This assumption does not introduce significant deviations, since heavier hydrocarbons are not expected at equilibrium, especially at high temperatures. An atomic balance of carbon, hydrogen, oxygen, and nitrogen yields:

$$\text{C: } n_2 + n_3 + n_5 = 1 \quad (3.33)$$

$$\text{H: } 2n_1 + 2n_3 + 4n_5 = a + 2d \quad (3.34)$$

$$\text{O: } n_2 + n_3 + 2n_4 = b + d + 2e \quad (3.35)$$

$$\text{N: } 2n_6 = c + 7.52e \quad (3.36)$$

The gasification process involves several major reactions (see Table 3.1), including Boudouard (R1), steam gasification (R2), hydrogasification (R4), and water-gas shift reactions (R10) [3]. The water-gas shift reaction (R10) can be expressed as a linear combination of the steam gasification and Boudouard reactions, so only the equilibrium of reactions R4 and R10 alone are considered

herein. The equilibrium constants in terms of mole fractions (K_y) for reactions R4 and R10 provide two additional equations for finding the stoichiometric coefficients [64, 91–94].

$$\text{R4: } K_{y_4} = \frac{y_{\text{CH}_4}}{y_{\text{H}_2}^2} = \frac{n_5 (n_1 + n_2 + n_3 + n_4 + n_5 + n_6)}{n_1^2} \quad (3.37)$$

$$\text{R10: } K_{y_{10}} = \frac{y_{\text{CO}_2} y_{\text{H}_2}}{y_{\text{CO}} y_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{n_1 n_3}{n_2 n_4} \quad (3.38)$$

where y_i represents the mole fraction of species i in the gas mixture (CO , H_2 , H_2O , and CO_2). The equilibrium constants of reactions R4 and R10 can also be provided in terms of partial pressures (K_p) for a given operating pressure in the gasifier (p), as follows:

$$\text{R4: } K_{p_4} = \frac{p_{\text{CH}_4}}{p_{\text{H}_2}^2} = \frac{y_{\text{CH}_4}}{y_{\text{H}_2}^2} p^{-1} = K_{y_4} p^{-1} \quad (3.39)$$

$$\text{R10: } K_{p_{10}} = \frac{p_{\text{CO}_2} p_{\text{H}_2}}{p_{\text{CO}} p_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{y_{\text{CO}_2} y_{\text{H}_2}}{y_{\text{CO}} y_{\text{H}_2\text{O}}} = K_{y_{10}} \quad (3.40)$$

where p_i is the partial pressure of species i in the gas mixture. The general expression of the equilibrium constants in terms of partial pressures (K_{p_i}) for any reaction occurring in the gasifier is indicated in Eq. (3.41) [64, 86, 92, 94].

$$K_{p_i} = \prod_i (y_i)^{v_i} \left(\frac{p}{p_a} \right)^{\sum_i v_i} \quad (3.41)$$

where v_i is the stoichiometric coefficient (positive for products and negative for reactants), and p_a is the standard ambient pressure.

The equilibrium constant (K) of a reaction occurring at a specific temperature (T) may be determined based on the change in the Gibbs free energy [92, 94].

$$K = -\frac{\Delta G}{RT} \quad (3.42)$$

where ΔG is the Gibbs free energy change for a given equilibrium reaction, R is the universal gas constant, and T is the reaction temperature. The change in the Gibbs free energy at a given temperature (T) can be determined as a function of the change in enthalpy (ΔH), and the change in entropy (ΔS), as follows:

$$\Delta G = \Delta H + T \Delta S \quad (3.43)$$

The changes in enthalpy and entropy at a particular temperature may be obtained from the NIST-JANAF thermochemical tables [3]. An alternative approach consists of expressing the Gibbs

function and the enthalpy of formation in terms of the temperature, the heat of formation at the reference state, and a number of empirical coefficients [3, 64, 86, 94].

The stoichiometric and equilibrium sets of equations in Eqs. (3.33)–(3.38) may be solved simultaneously to find the stoichiometric coefficients $(n_1, \dots, n_6)$, and consequently, the composition of the product gas for the thermodynamic equilibrium condition at a given reaction temperature (T) [3]. Thus, by solving the six equations, the values of the six unknowns $(n_1, \dots, n_6)$ can be determined, which provide both the yield and product of the global gasification reaction for a particular air/steam-to-fuel ratio. This approach relies on the simplified reaction path and the chemical formula of the feedstock [3]. However, the complexity increases with a growing number of equations considered.

3.4.1.2 Non-stoichiometric thermodynamic equilibrium models

In non-stoichiometric thermodynamic equilibrium models, no knowledge of a particular reaction mechanism is required [3]. In any reacting system, the equilibrium condition is met when the system has reached its most stable composition, which means that the entropy of the system is maximized, while its Gibbs free energy is minimized [64, 88]. This modeling approach is more complex, but also more advantageous, since identification and consideration of all the possible chemical reactions is not required [33]. The only input to be specified in this modeling approach is the elemental composition or ultimate analysis of the feedstock to be processed [3, 29]. Non-stoichiometric models are particularly suitable when the exact chemical formula of the feedstock is not clearly known, as well as all the possible reactions that can occur in the system.

Non-stoichiometric equilibrium models involve the minimization of the Gibbs free energy of the system [86, 93, 95, 96]. The total Gibbs free energy G for a gasification process comprising N species ($i = 1, \dots, N$) is defined as:

$$G = \sum_{i=1}^N n_i \mu_i \quad (3.44)$$

where n_i is the number of moles of species i and μ_i is the chemical potential of species i . The chemical potential μ_i of species i can be represented by:

$$\mu_i = G_i^0 + RT \ln \frac{f_i}{f_i^0} \quad (3.45)$$

where superscript $(^0)$ denotes a standard thermodynamic magnitude and f_i is the fugacity of species i . In terms of pressure, the expression of the chemical potential μ_i is given by:

$$\mu_i = G_i^0 + RT \ln \frac{\phi p_i}{p_i^0} \quad (3.46)$$

where φ is the fugacity coefficient. If all gases are assumed ideal at atmospheric pressure, then:

$$\mu_i = \Delta G_{f,i}^0 + RT \ln y_i \quad (3.47)$$

where y_i is the mole fraction of species i or in other words, the ratio between n_i and the total number of moles in the system,

$$y_i = \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} \quad (3.48)$$

and $\Delta G_{f,i}^0$ is the standard Gibbs free energy of formation of species i , which is set equal to zero if the species is a pure element. Thus, replacing Eqs. (3.47)–(3.48) into Eq. (3.44), the total Gibbs free energy of the system can be rewritten as follows:

$$G = \sum_{i=1}^N n_i \left(\Delta G_{f,i}^0 + RT \ln \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} \right) \quad (3.49)$$

The problem is to find the values of n_i that minimize the following objective function:

$$\min_{n_i} G = \sum_{i=1}^N n_i \left(\Delta G_{f,i}^0 + RT \ln \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} \right) \quad (3.50)$$

The most appropriate method to solve this problem is the Lagrange multipliers. However, the n_i moles are not independent, since they must comply with the molar balance of atoms as given by the restriction:

$$\sum_{i=1}^N a_{ij} n_i = A_j, \quad j = 1, 2, 3, \dots, k \quad (3.51)$$

where $a_{i,j}$ is the number of atoms of the j th element in the i th species, and A_j is the total number of atoms of element j entering the gasifier. The Lagrangian function (L) is formed as follows:

$$L = G - \sum_{j=1}^k \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{ij} n_i - A_j \right) \quad (3.52)$$

The partial derivatives with respect to n_i are set equal to zero in order to find the minimum point.

$$\left(\frac{\partial L}{\partial n_i} \right) = 0 \quad (3.53)$$

Substituting the value of G from Eq. (3.49) into Eq. (3.52) and applying the partial derivative of the Lagrangian function according to Eq. (3.53), the final expression that minimizes the Gibbs free energy of the system is as follows [3, 64, 86]:

$$\left(\frac{\partial L}{\partial n_i}\right) = \frac{\Delta G_{f,i}^0}{RT} + \sum_{i=1}^N \ln \frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} + \frac{1}{RT} \sum_{j=1}^k \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{ij} n_i \right) = 0 \quad (3.54)$$

A set of N equations together with k atomic balances allows determining the N values of n_i in equilibrium and the k Lagrange multipliers λ_j . This system of non-linear equations is solved using iterative techniques, such as the Newton–Raphson method [88].

3.4.1.3 Modified thermodynamic equilibrium models

Predictions from thermodynamic equilibrium models are often considered as guidelines, especially for high temperatures (above 800 °C), providing valuable insights for various engineering applications by determining the maximum conversion achievable under specific reaction conditions [93]. Although pure equilibrium approaches are relatively easy to implement and usually converge rapidly, they have inherent thermodynamic limitations [33]. In practice, equilibrium conditions may not be fully attained at relatively low temperatures (below 800 °C) [93], leading to discrepancies between thermodynamic predictions and experimental data due to non-equilibrium factors present in the reactor [97]. Common deviations include the underestimation of methane and carbon dioxide concentrations and the overestimation of carbon monoxide and hydrogen concentrations in the product gas [93, 94, 98]. Additionally, during gasification, significant amounts of tar, char, ammonia, and light hydrocarbons are formed, which are disregarded in pure thermodynamic equilibrium models [93].

Various approaches have been explored to address the discrepancies between thermodynamic equilibrium predictions and experimental data [93, 94, 98]. One of the most usual approaches to enhance their accuracy involves modifying thermodynamic equilibrium models to incorporate empirical parameters or correlations based on experimentation [33]. Correction factors may take various forms, ranging from simple constants [92, 99, 100] to more intricate functions involving parameters such as equivalence ratio [101–103], gasification temperature [101], and equilibrium temperature [101, 104]. The simplest correction factors are determined empirically through trial and error in various models focused on predicting the product gas composition for a specific reactor type [93]. However, this empirical approach restricts their general applicability to other types of gasifiers [93]. Although these modifications can increase the accuracy of the model predictions, the lack of correlation with specific gasification conditions makes these models less reliable [93]. More sophisticated correction factors use computer algorithms for error minimization and are generally more complex than simple constants [93].

In general, stoichiometric thermodynamic equilibrium models provide more opportunities than their non-stoichiometric counterparts for targeted introduction of empirical adjustments and factors to correct the specific aspects of the actual gasifier that do not approach ideal equilibrium [87, 94]. These models are referred to as quasi-equilibrium models because they use multiplying factors derived from experimental data to shift the equilibrium point of reactions, addressing the issue of predicting lower methane and higher hydrogen content than observed in experimental results [94]. The approaches to modify non-stoichiometric thermodynamic equilibrium models in order to obtain more accurate results are different [93]. As these models lack chemical reaction sets, constraints are applied to specific product species rather than to chemical reactions [93]. Global constraints, such as carbon conversion efficiency, gasification efficiency, heat losses, methane yield and tar yield are often introduced to improve the prediction capabilities [93]. The carbon conversion efficiency is typically defined as a fixed fraction of the carbon content in the feedstock. Likewise, heat losses are usually considered as a fixed fraction of the chemical energy flow in the feedstock [93, 94]. In order to improve the agreement with experimental methane production data, commonly used modifications to thermodynamic equilibrium models involve fixing the mole fraction of methane in the gasification products [94], although another possibility for stoichiometric models is applying correction factors that scale the equilibrium constants for methane formation, homogeneous water-gas reaction, and methane reforming reactions [93]. In virtually all thermodynamic equilibrium models, tar production is either neglected or modeled assuming different forms, ranging from a simple mass fraction to complex empirical correlations [93, 94]. Moreover, although there are hundreds of species in a tar sample [93], it is frequently either not included in thermodynamic equilibrium calculations or modeled as an inert compound (e.g., benzene, phenol and/or naphthalene) throughout the gasification process using empirical temperature functions [98, 105], where tar cracking and tar reduction reactions are not considered [106].

Once a modified model is proposed, it is essential to validate its accuracy against experimental data [94]. For this purpose, it is common practice to compare the predicted composition of the product gas with experimental measurements. The experimental data may either be collected from an available experimental facility or be obtained from previously published research data. To evaluate the performance of the modified model, the root-mean-square error (RMSE) is commonly used as a metric [94], as shown in Eq. (3.55).

$$\text{RMSE} = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^N (x_{\text{exp},j} - x_{\text{mod},j})^2}{N}} \quad (3.55)$$

where x_{exp} denotes the values from the experimental results, x_{mod} denotes the predicted values from the model, and N represents the total number of data [94]. This comparison and error evaluation process allow determining the extent to which the modified model aligns with the experimental observations.

3.4.1.4 Thermodynamic equilibrium modeling in Aspen Plus process simulator

Aspen Plus is arguably the most commonly used simulator in the literature for thermodynamic equilibrium modeling of gasifiers [64, 98]. Aspen Plus (Advanced System for Process Engineering) is an optimization software used for both simulation and optimization of chemical processes, originally developed by Aspen Technology Inc. (AspenTech) as a joint research project between the Massachusetts Institute of Technology (MIT) and the US Department of Energy [28, 41].

The capabilities of the Aspen Plus process simulator rely on mass and energy balances, as well as phase equilibrium data, which is supported by an extensive database of chemical compounds and property estimation methods [29, 90, 98]. Within the Aspen Plus design space, an integral process flowsheet comprises a collection of distinct modules interconnected through mass and heat streams [64]. The program follows a sequential modular and equation-oriented simulation approach [28, 90], where it solves the process scheme module by module, calculating the outlet stream properties using the inlet stream properties for each block [28]. Thus, the properties of the outlet stream from each module depend solely on the properties of their inlet streams [64]. Apart from Aspen Plus, there are various other options for zero-dimensional steady-state simulation of gasification processes, such as Aspen HYSYS, ChemCad, Cycle-Tempo, DWSIM, Petronas Icon, PRO/II, UniSim, etc. However, one of the key advantages of Aspen Plus lies in its high flexibility concerning different process configurations [106], as well as its ability to analyze each unit independently [64]. Indeed, a significant advantage of Aspen Plus over other process simulators, is its large degree of flexibility in handling solids materials of heterogeneous nature, as well as the option to insert customized statements in Fortran code [29, 64]. These capabilities allow for the optimization of varying operational conditions and the determination of process limitations under these conditions [106].

In Aspen Plus, components can be categorized and labeled as either conventional or non-conventional [64, 90, 98]. Components that can be accurately represented by their chemical formulas, such as C, S, O₂, H₂, N₂, H₂O, CO, CO₂, CH₄, NH₃, H₂S, and similar others are considered conventional. By contrast, solid feedstocks of heterogeneous nature such as biomass, municipal solid waste (MSW), coal, char, and ash are classified as non-conventional, and must be defined and characterized in terms of their proximate, ultimate and sulfur analyses through component attributes [28, 89, 90, 98, 106]. The heat of combustion, formation enthalpy and density of these non-conventional components are estimated from their proximate and ultimate analyses by means of the HCOALGEN and DCOALIGT models [41, 90, 98, 106, 107]. Both models were originally developed for coal, but are experimentally validated for biomass materials with a reasonably good approximation. The HCOALGEN model includes different empirical correlations to estimate heat of combustion, enthalpy of formation and specific heat; whereas the DCOALIGT model is based on empirical correlations from the Institute of Gas

Technology (IGT) to estimate density [41]. The heat of combustion in the HCOALGEN model is a gross calorific value on a dry ash-free basis, which may be either user-specified or automatically estimated through empirical correlations [41]. Apart from the option of introducing a user-specified value, the following five empirical correlations are available for estimation of the heat of combustion: Boie correlation, Dulong correlation, Grummel and Davis correlation, Mott and Spooner correlation, and IGT Correlation [41, 106].

Stream classes are used in Aspen Plus to define the structure of simulation streams [107]. For most simulations, the default stream class is CONVEN, which contains a single substream called MIXED. All components in the MIXED substream participate in phase equilibrium during flash calculations [107]. However, in simulations involving inert solids, additional substreams must be incorporated [107]. Aspen Plus has two other types of substreams available: CISOLID (Conventional Inert Solid) for homogeneous solids with a defined molecular weight and NC (Non-conventional) for heterogeneous solids without a defined molecular weight [107]. Both the CISOLID and NC substreams provide the option of including a particle size distribution.

The selection of the property method depends on the specific requirements of the process to be modeled. Commonly used property methods for modeling gasification processes include the ideal gas equation of state (IDEAL), Peng–Robinson cubic equation of state (PENG-ROB), Peng–Robinson cubic equation of state with the Boston–Mathias alpha function (PR-BM), Redlich–Kwong–Soave (RKS) cubic equation of state, and Redlich–Kwong–Soave cubic equation of state with Boston–Mathias alpha function (RKS-BM) [106]. Among these, the PR-BM method has been reported as the most suitable for modeling gasification processes at high temperatures [53, 89].

Aspen Plus includes built-in unit operation blocks for most conventional downstream equipment and processes, such as separators, reactors, heat exchangers, pumps, compressors and turbines. However, it does not feature any built-in block to represent a gasifier [28, 98]. Consequently, a combination of several blocks is required to model gasification processes [98]. To simulate a gasifier using Aspen Plus, the overall process is typically divided into several subprocesses [28]. For instance, a gasification model may include stages such as drying, devolatilization, partial oxidation, and gasification. Each stage can be represented by built-in unit operations such as reactors and/or separators. Nevertheless, it should be noted that these stages do not necessarily correspond to the reaction zones that may be distinguished in actual gasification processes. Indeed, modeling of a gasification process in Aspen Plus using a thermodynamic equilibrium approach typically consists of three main stages: drying, devolatilization, and gasification [64]. The devolatilization stage models decomposition of the feedstock into its constituent elements, while the gasification stage models the partial oxidation and reduction reactions.

The initial step in the gasification process involves drying, where the feedstock is mixed with a hot drying agent (e.g., air, nitrogen, or flue gas) using a MIXER block. The mixture is then

fed to a stoichiometric reactor (RStoic), where the removal of moisture from the feedstock is treated as a chemical reaction [106]. The RStoic block converts a fraction of the feed into water [64], which requires knowing the extent of the reaction $\text{Feed} \rightarrow \frac{1}{\nu} \text{H}_2\text{O}$. Assuming the molar mass of the feed (M_f) to be 1 g/mol, the stoichiometric coefficient of water is equal to $\nu = \frac{M_f}{M_{\text{H}_2\text{O}}}$, where $M_{\text{H}_2\text{O}}$ is the molar mass of water [90, 107]. The removal of moisture from the feedstock may be controlled using a calculator block with a Fortran statement [28, 53, 64, 90, 107]. The maximum yield of water is given by the moisture content in the proximate analysis of the solid stream, which is evaporated then separated through split fractionation of the components by using a separator (Sep) block [90]. It is noteworthy that drying in the RStoic block typically represents the drying stage occurring during gasification processes [106]. However, depending on the moisture content of the chosen feedstock, there might be a drying requirement as a pre-treatment step beforehand [106]. In such cases, other dryer blocks such as convective dryer or contact dryer may be selected to model this stage. These dryer models may require additional design information, such as length, residence time, flow direction, particle size, or drying kinetics [106]. The dry feedstock is placed into the next stage for decomposition after having already been separated from the evaporated moisture, which is drained out from the process. The heat of reaction associated with the drying stage is passed by a heat stream into a non-stoichiometric yield reactor (RYield), wherein decomposition of the dry feedstock occurs [90].

In the next stage, the dry feedstock is introduced into a yield reactor (RYield), where it undergoes decomposition into its elemental constituents (C, H, O, N, S, and ash) [64, 90]. The RYield module uses yield distribution data obtained from the ultimate analysis of the feedstock to model the decomposition process under the assumption that the total volatile yields are equivalent to the volatile fraction of the feedstock as determined by proximate analysis [28, 64, 106]. This function may be performed through a calculator block with a user-programmed Fortran statement [28, 53, 64, 89, 90, 98, 107]. The enthalpy of the outlet stream differs from the enthalpy of the inlet stream due to the break-up of chemical bonds. Therefore, the heat of reaction produced in the devolatilization stage needs to be transferred to the next stage through a heat stream to compensate for the difference in enthalpy [90, 107].

After decomposition, the gasification stage models the partial oxidation and reduction reactions [90]. In Aspen Plus, two main approaches are available for modeling gasification processes: thermodynamic equilibrium and kinetic [106]. In thermodynamic equilibrium models, the prediction of the product gas composition assumes that the reactants are ideally mixed and react with each other over an infinite period of time. This assumption is generally acceptable for gasification processes operating at high temperatures and prolonged residence times, which is often the case in downdraft gasifiers. As previously indicated, the thermodynamic equilibrium approach can be further categorized into stoichiometric and non-stoichiometric. Stoichiometric models rely on equilibrium constants and require the selection of appropriate reactions along with their respective equilibrium constants to estimate

the composition of the product gas. However, for complex processes, this approach may lead to inaccuracies due to limited available information [106]. Therefore, in order to address this issue, a non-stoichiometric modeling approach based on the minimization of the Gibbs free energy may be preferred, as it demands minimal details for process description and outcome prediction [106].

Non-stoichiometric thermodynamic equilibrium modeling in Aspen Plus is performed using a RGibbs block, which is based on minimization of the Gibbs free energy of the multiphase system [53, 64, 90, 106]. The RGibbs module can predict the product gas composition under predetermined operational conditions, assuming complete chemical equilibrium [53, 64]. Nevertheless, it should be noted that the RGibbs block is unable to calculate the Gibbs free energy of non-conventional components [64, 90]. This limitation is the main reason for incorporating the RYield module before the RGibbs module [64]. On the other hand, the stoichiometric thermodynamic equilibrium modeling approach in Aspen Plus uses stoichiometric reactor (RStoic) modules to simulate the oxidation and char gasification reactions, and an equilibrium reactor (REquil) module based on knowledge of the reaction stoichiometry [89]. Further information about both thermodynamic equilibrium modeling approaches is available in the scientific literature [89].

Another modeling approach can be implemented in Aspen Plus for more precise simulation of the gasification reactions, along with the hydrodynamics inside the reactor and any reactor geometrical limitations, is the kinetic modeling approach [97]. Due to the advancements in Aspen Plus, which allow for more customized process modeling, a growing number of kinetic models have been published recently, most of which include tar formation by representing it as several model compounds [106]. Kinetic models allow for the estimation of the product gas yield and composition after a finite residence time (or in a finite volume in a fluid) for a given operating condition and gasifier configuration [106]. Consequently, this approach can be considered as more representative of the actual conditions within the gasifier, especially for lower gasification temperatures and shorter residence times [106]. For the incorporation of chemical reaction kinetics, Aspen Plus provides two primary modules: the continuous stirring tank reactor (RCSTR) and the plug flow reactor (RPLUG) [97]. Due to the perfect mixing basis of the RCSTR reactor, it is commonly preferred for fluidized bed gasifiers [97, 106], whereas the RPLUG reactor can handle reaction kinetics while considering the residence time through references to reactor dimensions (length and diameter) [97, 106]. Aspen Plus allows the customized integration of the reaction kinetics by user-defined Fortran subroutines [106], although the kinetic rate equation may not take a form that can be embedded in Aspen Plus [97]. However, the limitations of Aspen Plus in modeling the temperature profile and the gas evolution may be overcome through an integrated connection with MATLAB, which assists in solving the differential rate equations through the Runge–Kutta fourth-order method [97].

The kinetic modeling approach may find better suitability in the modeling of fluidized-bed

gasifiers, as it allows for the incorporation of bed hydrodynamics [106]. Nonetheless, all these factors and characteristic parameters may not limit only the applicability of the model across various plant designs, but also escalate its complexity in terms of computational requirements [106]. Therefore, even though thermodynamic equilibrium models are less advanced than kinetic models, they are still very useful and also the preferred choice for simulating downdraft gasifiers operating under conditions approaching equilibrium with very low computational demands [106].

3.4.2 Kinetic models

The considerable variations between gas composition measurements in gasifiers and those predicted by thermodynamic equilibrium models underscore the need for kinetic models to achieve more accurate simulations of gasifier behavior [3, 108]. This holds especially true at relatively low reaction temperatures (below 800 °C) [33, 109], where the slow reaction rate require a longer residence time for complete conversion, making kinetic modeling more suitable and accurate [33]. Conversely, at higher temperatures with faster reaction rates, thermodynamic equilibrium models may be preferred, due to their simplicity and lower computational demands [3].

Kinetic models take into account the reactions mechanisms [29], as well as heat, mass and momentum transfer phenomena between the solid and gas phases, incorporating reaction rate constants, residence times and reactor hydrodynamics [3, 33, 110]. These models simulate the variations in the physicochemical properties along the gasifier height by considering the vertical movements. Kinetic models are capable of predicting the overall system performance, including the yield of product gas and the profiles of temperature and product gas composition at any point in time and space within the gasifier [33, 110, 111]. They are precise and detailed, but also complex and computationally intensive, containing numerous characteristic parameters that usually limit their applicability [29, 33, 64, 86, 87].

The two key components of kinetic modeling are reaction kinetics and reactor hydrodynamics [3, 33]. Reaction kinetics must be solved alongside mass and energy balances, and bed hydrodynamics to determine the yields of gas, tar, and char under specific operating conditions. Kinetic models consider the physical mixing process, which relies on knowledge of the complex reactor hydrodynamics. However, for modeling purposes, it can be simplified into one of the following approaches: zero-dimensional (stirred tank reactor), one-dimensional (plug flow), two-dimensional, or three-dimensional [3, 33, 86]. The degree of simplification decreases as the model becomes more sophisticated and accurate.

3.4.3 Artificial intelligence models

Artificial intelligence (AI) approaches have been recently applied to various gasification processes for effectively predicting system outputs by learning from experimental data [112]. AI models, also known as machine learning (ML) models or data-driven models [20, 113], present a non-mechanistic approach and make use of regression techniques to obtain the correlations between input and output parameters of the gasification process [64, 114]. Even though these models are unable to produce an analytical solution, they can deal with complex gasification problems. Once trained, AI models can predict process parameters with reasonable speed and accuracy, but they are highly dependent on the quantity and quality of training data related to the process [115]. Thus, changing process operating conditions can lead to large prediction errors if the models have not been previously modified for those particular conditions. In most cases, AI models require extensive training and calibration with large number of experimental data, their physical meaning is difficult to interpret, and their adaptation and scaling abilities are restricted. In particular, data availability for model development stands out as the main challenge [113]. Running experiments can be expensive and time-consuming, while usually a large amount of training data is required for developing AI-based models [113]. Hence, their use for modeling gasification processes is still limited [28, 29]. However, the use of AI techniques within the field of bioenergy has just started gaining momentum [116].

Four AI techniques have been commonly used to model gasification processes: regression methods, artificial neural networks (ANN), tree-based methods such as random forests (RF), and support vector machines (SVM) [113]. AI models of gasification processes can be based on each of these individual methods or combinations thereof. A brief overview of these AI techniques and their applications in modeling gasification processes is presented below.

3.4.3.1 Regression methods

In the context of modeling gasification processes, the majority of supervised learning tasks involve regression tasks [113]. Regression analysis can be used for examining the relationship between dependent variables (targets) and independent variables (predictors) [113]. The simplest form of regression is linear regression, where a straight-line equation is used to describe the connection between one dependent and one independent variable, often through the least squares method [113]. In fact, linear regression is a long-standing statistical method in the field of statistics, which constitutes one of the simplest forms of analysis used to evaluate the relationship between dependent and independent variables. However, there are many other types of regression with diverse applications. For instance, logistic regression is suitable for discrete problems, while ridge regression, a shrinkage method, can handle highly correlated independent variables. Polynomial regression may be useful for fitting n^{th} -degree polynomials to data that does not adhere to linear relationships [113, 117]. A combination of these simpler

models may provide a good fit to the overall data set.

While other AI techniques, such as ANNs, are often perceived as black boxes, regression analysis typically allows for a straightforward model interpretation [113]. For instance, linear regression clearly reveals the influences of independent variables on dependent variables. However, the simplicity of this method can lead to poor performance when dealing with data following non-linear relationships. Indeed, due to the complex and highly non-linear nature of gasification processes, it is no surprise that linear regression has been proven inadequate, as is the case with many other physicochemical phenomena. More advanced regression techniques, such as polynomial regression, can better fit non-linear data while still maintaining good interpretability, although model tuning becomes more complex [113]. Nevertheless, one of the key advantages of polynomial regression, compared to other AI techniques, is its lower computational demands. As an example, Eqs. (3.56) and (3.56) show the expressions of quadratic and cubic polynomial functions with interception terms, respectively [117].

$$f(x) = \sum_{i=1}^n \left(\alpha_i x_i + \sum_{j=1}^n \beta_{ij} x_i x_j \right) + \gamma \quad (3.56)$$

$$f(x) = \sum_{i=1}^n \left[\alpha_i x_i + \sum_{j=1}^n \left(\beta_{ij} x_i x_j + \sum_{k=1}^n \delta_{ijk} x_i x_j x_k \right) \right] + \gamma \quad (3.57)$$

where α , β , δ are coefficients in the given polynomial functions and γ is the constant bias term.

3.4.3.2 Artificial neural networks

Artificial neural networks (ANNs) are a computational paradigm inspired by the workings of biological neural networks within the human brain [3, 28, 33, 113, 117, 118]. ANNs are not a recent concept, as the first functional networks were already published in the 1960s, and the idea had been around for even longer [113]. Their ability to effectively model highly non-linear problems makes them an attractive choice for modeling gasification processes [113, 118]. Indeed, ANNs have arguably been the most popular type of AI technique used for the process modeling gasification processes [113, 114, 116, 118, 119]. The existing studies have shown that ANNs can predict gasification outputs with a high prediction accuracy [116]. Nevertheless, their black box nature and lack of interpretability are significant drawbacks [113].

ANN models are composed of multiple nodes known artificial neurons, which are the fundamental units [113]. Each neuron is interconnected with other neurons, to which it can forward received signals [28, 113, 118]. Neurons are organized into three types of layers: the input layer, the hidden layer, and the output layer [28]. Neurons within the same layer share the same inputs and outputs. The number of neurons in the input and output layers depends on the inputs and outputs of the model. However, the configuration of hidden layers and the number of neurons per hidden layer are determined by the specific model setup. Each neuron has an

associated weight, as well as a threshold parameter known as bias for neurons in the hidden and output layers [28, 113, 118]. Training is typically accomplished through the iterative process of backpropagation of errors [3], which involves adjusting the weights between each connection to minimize the difference between predictions and the actual output [116, 117]. Over the years, various training algorithms have been developed, with Levenberg–Marquardt (LM) backpropagation and Bayesian regularization (BR) backpropagation being among the most popular [116, 117].

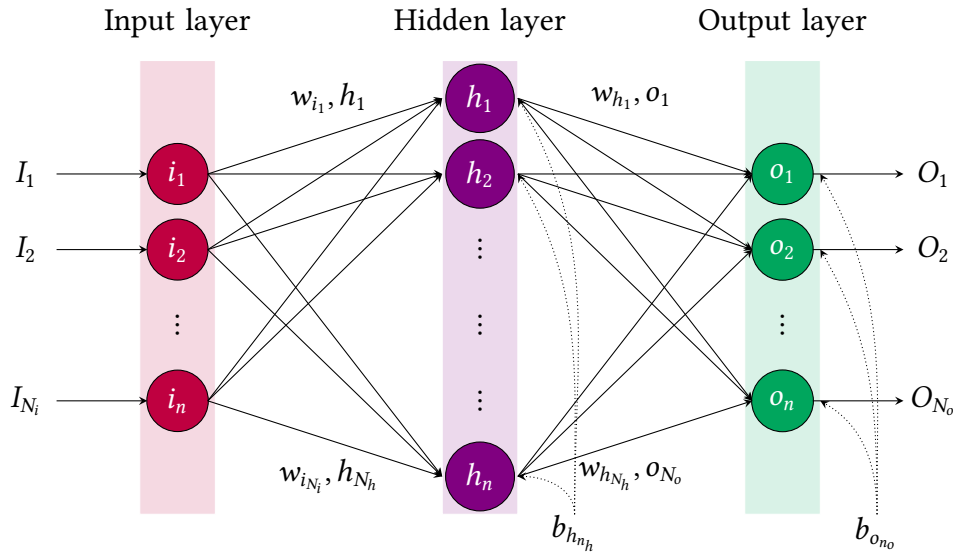


FIGURE 3.20: Schematic diagram of a feedforward neural network with a single layer perceptron configuration. SOURCE: Own elaboration from Ascher et al. [113].

The term neural network encompasses a wide variety of models and methods [113, 116]. In the field of gasification processes, a feedforward multilayer perceptron (MLP) structure has typically been used [118], which is made up of neurons arranged in an input and output layer and one or more hidden layers [28, 116, 118]. For instance, a single layer perceptron has only one hidden layer, as shown in the schematic diagram represented in Fig. 3.20, where I and O denote the inputs and outputs of the perceptron, respectively [113]. The notation N_i , N_h , and N_o indicates the number of neurons in the input, hidden, and output layers of the ANN, respectively. Weights between two neurons are denoted by w , where the two subscripts represent the neurons that are connected by the weight (e.g., w_{i_1, h_1} is the weight connecting the first input layer neuron with the first hidden layer neuron). Lastly, the term b denotes bias terms that feed into the hidden and output layer neurons, with the subscripts h_{nh} and o_{no} representing each hidden and output layer neuron, respectively.

As mentioned above, ANN models consist of an input layer, a hidden layer and an output layer of neurons. Neurons in the input layer are usually linear, while those in the hidden layer have nonlinear activation functions [118]. The neurons in the output layer may be either linear or nonlinear [118]. Typical activation functions include the hyperbolic tangent sigmoid, logarithmic

sigmoid, linear, step, etc., each with its specific applications. For regression tasks using ANNs, a hyperbolic tangent sigmoid activation function (tansig) is generally used in the hidden layers [117, 118], which results in an output that lies within the interval of $[-1, 1]$ [118]. The input–output relationship for this transfer function is given by:

$$U_k = \frac{e^{a(V_k)} - e^{-a(V_k)}}{e^{a(V_k)} + e^{-a(V_k)}} \quad (3.58)$$

where V_k and U_k represent, respectively, the input and output of the k^{th} neuron and a is the coefficient of transfer function [118].

For regression tasks using ANNs, a linear transfer function is typically used in the output layer [118]. The input–output relationship of this transfer function is expressed as follows:

$$U_k = V_k \quad (3.59)$$

The number of hidden layers, number of neurons in each hidden layer and activation functions are hyperparameters that must be specified beforehand [117]. There is no definitive rule to determine the number of hidden layers and neurons in the hidden layer for an ANN, so the trial and error approach is often used [118]. Multiple ANN models with varying numbers of hidden layers and neurons per layer are typically developed to find the most suitable solution. The best-performing solution may be selected by minimizing the mean square error (MSE) [118].

3.4.3.3 Decision trees and related methods

Decision trees are a robust technique that can be used for both regression and classification tasks [113, 117]. The decision tree algorithm partitions the feature space into several regions by determining split points for each region and continuing the splitting process for the resulting regions. Initially, a large tree structure is formed, which is likely to result in overfitting. To address this issue, a strategy called «pruning» is used to remove excess branches [113]. Pruning is typically guided by a cost-complexity criterion that balances the tree's ability to generalize well to new data while ensuring a good fit to the training data [113].

Various algorithms aim to improve individual decision trees by using techniques such as bagging, boosting, or ensemble methods [112, 113]. One such method is random forest (RF), which creates an ensemble of decision trees, each trained on a random subset of the data. For regression tasks, the outputs of all trees are averaged to yield the RF model's final prediction, while for classification tasks, majority voting is used instead, where each tree class casts a vote indicating its predicted class, and the class with the most votes is returned as the RF model's prediction [113].

Fig. 3.21 provides a simplified illustration of decision tree and RF methodology. The purple box shows a single decision tree, whereas the complete figure represents the RF methodology. Branches highlighted in green indicate the paths that lead to a tree's prediction for a given input. Furthermore, Fig. 3.21 demonstrates how RF methodology combines the results of all trees, using averaging (or majority voting for classification), to determine the final prediction outcome of the model.

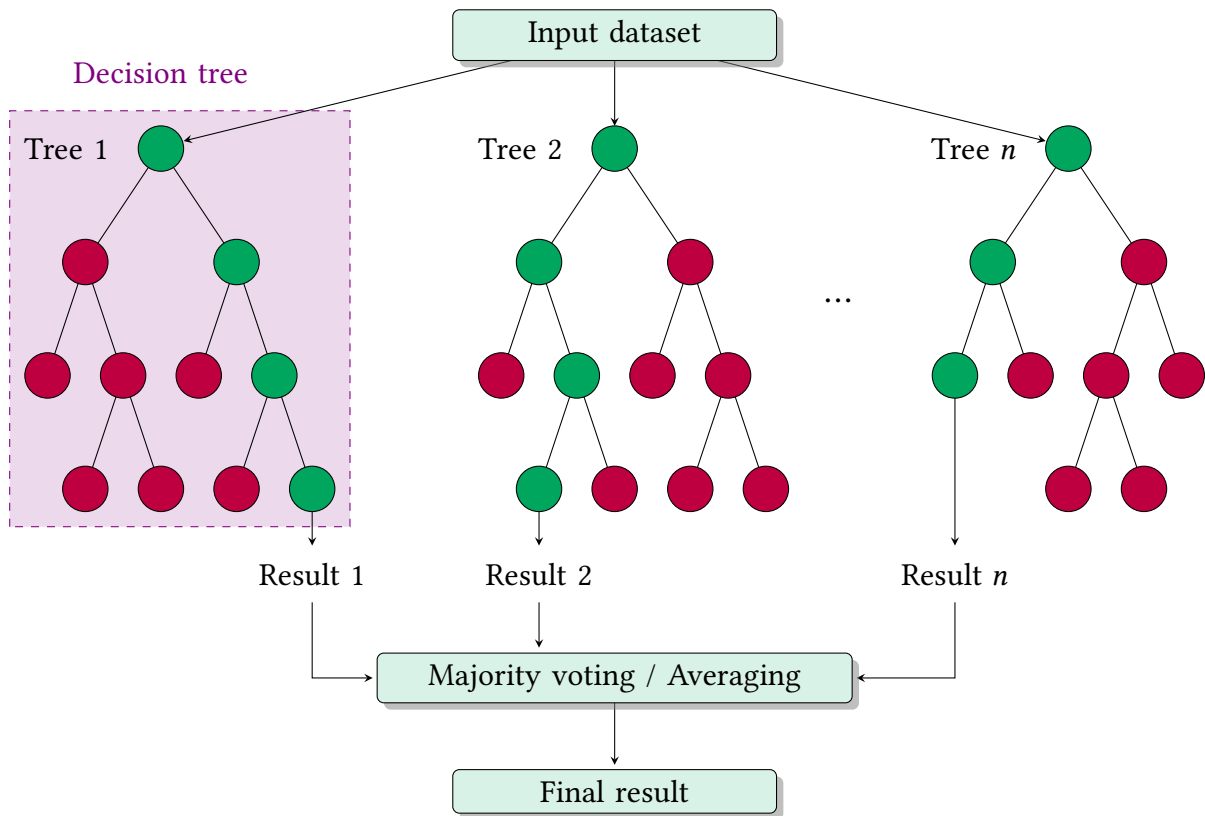


FIGURE 3.21: Schematic diagram of decision tree and random forest methodology.

SOURCE: Own elaboration from Ascher et al. [113].

Although simple decision trees can be trained rapidly, they are prone to overfitting and tend to have high variance due to their hierarchical nature, which means that small changes in the training data could result in very different trees [113]. To develop robust decision tree models, ensemble methods with a large number of trees can be used, which often include built-in regularization mechanisms to avoid overfitting. However, the large number of trees also increases significantly the computational demands of these methods.

Tree-based models, such as regression trees and more advanced ensemble methods, are often simpler to implement than other AI models [113]. Data requires minimal pre-processing, and handling missing predictor values is straightforward due to the nature of the algorithms. This aspect holds particular significance, because the lack of uniformity in the published literature often makes it difficult to gather a sufficiently large and complete database without encountering missing values. Furthermore, unlike ANNs, which are typically considered a black

box, tree-based methods allow determining how a feature affects the splits in the tree structure, providing insights into the relevance of each feature [113]. This can help with troubleshooting the model, improve trust in the model, and increase understanding of the underlying problem. In practice, however, tree-based methods have been used less frequently than ANNs for predicting the yields and properties of gasification products [113]. Indeed, only a limited number of works are available in the scientific literature concerning the use of decision trees for regression tasks in the field of gasification processes [117, 120]. Nonetheless, recent comparisons between ANN and regression tree models have demonstrated similar prediction accuracy for product gas composition and heating value [117].

3.4.3.4 Support vector machines

Support vector machines (SVMs) is an artificial intelligence algorithm commonly used for binary classification tasks that forms an optimal hyperplane to separate data belonging to different classes [112, 113]. Fig. 3.22 illustrates the functional principle of SVMs using a simple example of two linearly separable classes. The training algorithm finds the maximum-margin hyperplane that divides the two classes by maximizing the distance between the hyperplane and the closest data points from each class. Construction of this hyperplane relies on support vectors, which are the data points from either class that are closest to the hyperplane [113].

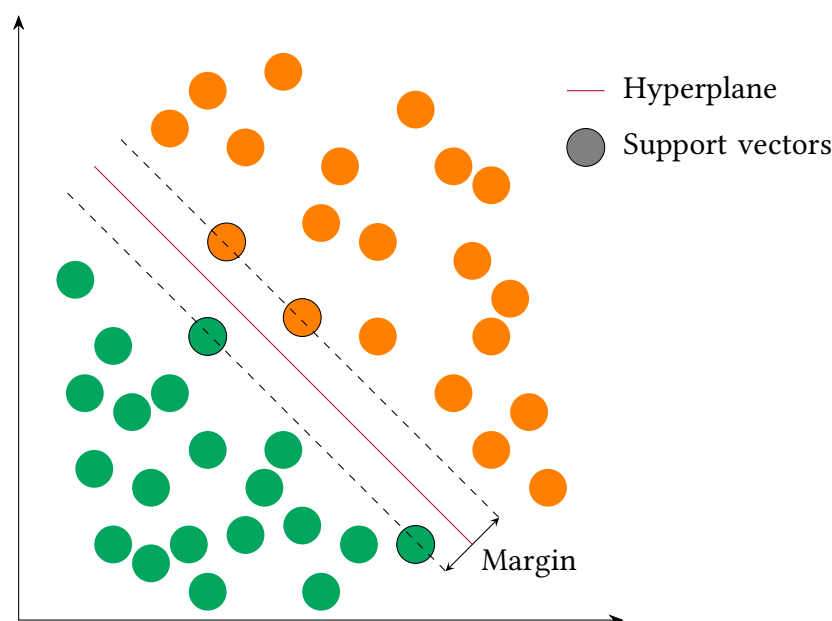


FIGURE 3.22: Schematic illustration of SVM classification using a simple example of two linearly separable classes. SOURCE: Own elaboration from Ascher et al. [113].

In order to apply SVM methodology to address non-linear problems using, kernel functions can be used to map inputs into a higher dimensional feature space [113]. Kernel functions constitute a set of mathematical operations that transform the input data into the desired form. Commonly used choices for kernel functions include n^{th} degree polynomials or radial basis

functions [113]. Opting for a linear function yields prediction outcomes similar to those of linear regression, making more advanced non-linear functions generally more appealing. Among these, the radial basis function has gained widespread acceptance as an effective choice for modeling non-linear processes.

SVM models have found widespread application in classification tasks. However, the SVM methodology is also suitable for regression tasks. Support vector regression (SVR) is a specific case of SVM, where the aim is to predict continuous variables rather than categorical ones [117]. Another variation of this approach is the least square formulation of SVM (LS-SVM) [112]. Here, a system of linear equations is solved to obtain an approximation of the solution. This modification delivers generalization performance similar to that of the SVM. Furthermore, the LS-SVM offers relatively fast model computation using Lagrange multipliers [112]. LS-SVR is the designated term used for applying LS-SVM to regression tasks.

Several researchers have recently explored SVMs as an alternative to ANNs for modeling gasification processes [112, 113, 117, 120]. SVMs are particularly advantageous in high-dimensional spaces with small to medium-sized datasets. Moreover, when dealing with small datasets, SVMs tend to exhibit better robustness against overfitting compared to ANN [113].

3.4.3.5 Hybrid intelligent models

Hybridization of AI models with other AI techniques or advanced statistical methods has demonstrated great potential within the energy sector [113]. More recently, researchers have directed their attention toward hybrid approaches for the modeling of gasification processes [113, 121]. Compared to ordinary AI models, a hybrid intelligent approach based on a combination of the aforementioned techniques has demonstrated higher accuracy and enhanced generalization capabilities, albeit at the expense of increased computational load [113]. In Chapter 5, a hybrid intelligent model combining artificial neural networks, support vector machines and polynomial regressions is developed and tested to accurately predict the hydrogen concentration in the producer gas from a downdraft gasifier.

3.4.4 Computational fluid-dynamic models

Computational fluid-dynamics (CFD) modeling is one of the most advanced and sophisticated tools for analysis of the gasification process [86]. These models provide a comprehensive distribution of temperature, concentration, and other parameters within the reactor [3]. The accuracy of CFD models in reproducing real-time gasification behavior makes them highly valuable for process control. CFD models represent the time dependence of gasification processes by incorporating the accumulation terms into the conservation equations of mass, energy and momentum over a discrete domain or region inside the gasifier [3, 28, 86].

Discretization can be achieved using methods such as finite difference, finite element, and finite volume [3]. Several commercial software options are available for solving CFD models, including ANSYS, OpenFOAM, Fluent, Phoenix, Star CCM, and CFD2000 [3, 20, 28]. While CFD models offer promising prospects for a better understanding of the gasification process and its design conditions, comprehensive CFD simulations are still relatively scarce, mostly due to the high computational demands when dealing with numerous chemical reactions, as well as the anisotropic nature of biomass if used as feedstock [20, 28]. However, some simplified CFD models are already available in the scientific literature [28].

In CFD modeling of gasification processes, two phases are usually considered [86], which requires the conservation equations to be modified to include solid and gas phases. Moreover, in certain instances, a third phase may be introduced, concerning water and tar. However, due to the high temperatures inside gasification reactors, the liquid phase remains transient, causing these substances to remain in the gas phase [86]. Therefore, only two phases (solid and gas) are generally considered for CFD modeling.

There are three approaches used for the numerical simulation of multiphase flows: Euler–Euler (two-fluid model), Euler–Lagrange, and the discrete element method (DEM) within the Euler–Lagrange approach [86, 122].

- The Euler–Euler approach considers the different phases as interpenetrating continua [86, 122], thus introducing phasic volume fractions as continuous functions of time and space. Applying the conservation laws to each phase results in a set of equations with a similar structure for all phases [86, 122]. Additional constitutive relations required to close this set of equations are derived from experimental data or, in the case of granular flows, by applying kinetic theory [86, 122]. There are three models of multiphase flow within the Euler–Euler approach: the volume of fluid (VOF) model, the mixture model, and the Eulerian model. The volume of fluid model is a surface-tracking technique designed for two or more immiscible fluids, wherein the focus lies in the position of the interface between the fluids [86]. The mixture model, designed for two or more phases, solves the mixture momentum equation and uses relative velocities to describe the dispersed phases [86]. The Eulerian model is the most complex of the multiphase models, since it solves a set of momentum and continuity equations for each phase [86].
- The Euler–Lagrange approach treats the primary fluid phase as a continuum by solving the Navier–Stokes equations, while the dispersed phase is solved by tracking a large number of particles, bubbles, or droplets through the primary phase flow field [86, 122]. The behaviors of the dispersed phases are determined by tracking a large number of particles through the calculated primary phase flow field [122]. Particle trajectories are determined at specific intervals during the primary phase flow calculations. Primary and dispersed phases can exchange mass, momentum, and energy [86, 122]. A major assumption in this model is

that the volume fraction of the dispersed, secondary phase is below 10–12%, although its mass can exceed that of the primary phase [86, 122]. Despite being computationally more demanding than the Euler–Euler modeling approach, the Euler–Lagrange approach has been used in various works on gasification modeling [86, 123–125].

- The discrete element method (DEM) is a numerical method for analyzing the motion of a large number of particles. DEM tracks particle motion using Newton’s second law within a Lagrangian approach, while CFD solves fluid flow motion based on locally-averaged Navier–Stokes equations [86]. The DEM model has demonstrated its usefulness in describing the behavior of granular particulates, such as fluidized beds when coupled with fluid flow, which has received some attention in several works on gasification modeling [86, 126, 127].

Incorporating a kinetic model is essential to complete a CFD gasification model [86]. Gasification reactions are known to proceed at a finite rate and are generally categorized into four stages: drying, pyrolysis, oxidation, and reduction. Among these stages, the drying and pyrolysis stages are relatively brief compared to the oxidation and reduction of the remaining char. Some models consider the drying and pyrolysis stages to occur instantaneously, with the rate of char reactions governing the gasification process [86]. Drying and pyrolysis are often modeled together in an integrated drying and devolatilization model or simply a devolatilization model. However, more sophisticated CFD models may separate these gasification stages. The gas, tar, and char produced during the pyrolysis phase eventually undergo further conversion in the oxidation and reduction zones through homogeneous and heterogeneous gasification reactions [86].

The foundation of any CFD model lies in the conservation equations. However, to comprehensively represent a gasification process, specific physical models or assumptions must supplement the governing CFD equations [86]. Among the most relevant additional models are the multiphase models mentioned earlier and turbulence models. Turbulence models are essential for various engineering applications, including fluidized bed gasification, as direct numerical simulation is computationally prohibitive [86]. Three alternative methods can be used for turbulence flow calculations: Reynolds-averaged Navier–Stokes (RANS), large eddy simulation (LES), and direct numerical simulation (DNS) [20, 28, 86]. Detailed descriptions of these methods can be found in CFD literature.

3.5 Applications of gasification

The gaseous product from gasification is much more versatile than the solid feedstock from which it is produced. The applications for this mixture of fuel gases are very diverse, ranging from the generation of electricity and heat to the production of synthetic chemicals, including automotive fuels.

3.5.1 Combined heat and power

Power generation from fuels is typically associated with the simultaneous production of heat [26]. Utilizing this heat can significantly increase the overall process efficiency [26]. In contrast to electricity, which can be easily transported and distributed, heat needs to be produced close to the user. Therefore, decentralized heat and power production using smaller units is preferred over large units of several hundreds of megawatts, which are typically used almost exclusively for power generation [26].

Biomass gasification for combined heat and power production represents a promising technology [3, 6, 128], particularly in small-scale facilities generating less than 10 MW of electric power [128], which enables the implementation of decentralized biomass CHP plants in a scale that was previously not sufficiently efficient [128].

Combined heat and power (CHP) generation technologies are continuously advancing, with a wide range of options already available on the market [27]. Each technology has its unique strengths and weaknesses, including diverse power capacities, electrical efficiencies, and applications. However, when operating in CHP mode, the total energy conversion efficiency among the different options remains relatively consistent, ranging from 80% to 90% [129]. Fuel cell technologies are the exception, as they may achieve lower CHP efficiencies in the range of 65% to 75%, depending on the specific technology [129].

In the context of distributed power generation, internal combustion engines and gas turbines stand out as the top choices for integration with gasifiers, followed by organic Rankine cycles and steam turbines [27]. Indeed, internal combustion engines and gas turbines are already commercially available with relatively low capital cost, swift response to load changes and low control complexity. By contrast, technological advancements are essential for Stirling engines and fuel cells to become competitive, especially to improve their response to rapid load changes and reduce their high capital costs [27].

3.5.1.1 Internal heat engines

An internal heat engine refers to any engine that receives its heat from the fluid that powers the engine work. The most common types of internal heat engines are internal combustion engines and gas turbines, which rely on internal combustion of a fuel to generate the heat that is used for work.

Downdraft gasifiers are the most suitable gasification technology for small-scale combined heat and power generation using internal heat engines [3, 11]. This is because downdraft gasifiers provide a product gas with a low tar content and also have a rapid response time, which makes them well-suited for powering engines or turbines at either varying or fixed loads [11]. By contrast, updraft and fluidized-bed gasifiers have the slowest response times among all

the gasifier types, making them less capable of adapting to changing loads with satisfactory outcomes [11]. Moreover, the gas from both updraft and fluidized-bed gasifiers also contains large amounts of tar, which renders them unsuitable for CHP applications based on internal heat engines and even more so for most fuel cells [11].

3.5.1.1.1 Internal combustion engines

Engines are classified into two types based on their applications: mobile and stationary [6]. Stationary engines can be either internal combustion or external combustion types, while mobile engines are exclusively internal combustion types. Internal combustion engines (ICE) represent a significant technological advancement, especially in distributed power generation, as they offer the flexibility of variable power output when required [6, 11].

The product gas from gasification, once conditioned, may be eventually used as fuel in an internal combustion engine coupled to an electric generator. Nowadays, internal combustion engines are the most common choice for small-scale biomass gasification CHP plants, due to their numerous advantages as compared to other power generation units, such as low capital cost, modularity, reliability, safety, good part-load performance and high operating efficiency [6, 26, 130]. The nominal capacity of reciprocating internal combustion engines can range from 3 kW to 5 MW and over [131], making them applicable for all sizes of small to medium-scale CHP gasification plants [130]. Moreover, internal combustion engines present a greater tolerance to contaminants than other internal heat engines such as gas turbines, and are by far much more tolerant to pollutants than fuel cells [27, 132, 133]. In fact, internal combustion engines can run on product gas with tar contents up to about 50–100 mg/Nm³ [63, 133–136] and contents of suspended particulate matter below 50 mg/Nm³ [63, 135, 136]. Latest internal combustion engines promise high economic returns at relatively low investment costs (€400–1100/kW_e) [129], as well as low noise levels (about 44 dB at a distance of 1 m) and improved emission performance [27].

The efficiency of electric generators driven by reciprocating internal combustion engines in small-scale units is usually in the range of 25–35% [11, 27, 130], which could increase up to 40% or over for the case of larger units [129]. However, in the context of low-grade fuel gases such as the producer gas from air-blow gasification, their efficiency is lowered significantly [6, 11, 130]. The theoretical value of power derating when a natural gas engine is switched to operate on producer gas is about 30% [63, 136]. Engine power derating when using producer gas as fuel can be as high as 70% [137], although this power drop can be compensated by the reduction in emissions of greenhouse gases and other pollutants, especially if biomass or waste fuels are used to generate the producer gas [137]. The reduction in power of an engine operated with producer gas is mainly attributed to the lower heating value of the fuel compared to that of standard fossil fuels, in addition to the high volume of gas/air mixture that enters the engine cylinders, namely the volumetric efficiency, which limits the engine power [136].

Internal combustion engines may be classified into two main categories: spark-ignition engines (based on the Otto cycle), including naturally aspirated carbureted and port injection types; and dual-fuel compression ignition engines (based on the Diesel cycle) [6].

- Carbureted and port injection spark-ignition engines mix the fuel and air before entering the combustion chamber in approximately a 1:1 ratio by volume [11], which leads to a drop in the volumetric efficiency of the engine due to the producer gas taking up space that would otherwise be filled with air [6]. Furthermore, these engines experience higher pumping and heat losses compared to direct injection spark-ignition engines, resulting in increased fuel consumption [6]. Consequently, the theoretical power output of carbureted and port-injection engines fueled with producer gas is lower than those of gasoline and compressed natural gas (CNG) engines. Unlike carbureted and port injection systems, direct injection systems allow fuel to be mixed with air directly in the combustion chamber, without any restriction on the amount of air aspirated. Therefore, engines with a direct injection system are expected to have a higher engine power output [6]. However, the use of direct injection spark-ignition engines fueled with producer gas has not been thoroughly studied yet [6].
- Using producer gas in diesel engines is considered a viable alternative to address both emissions and shortage of fossil fuels. However, producer gas has a remarkably high self-ignition temperature, typically above 500 °C, which makes it unsuitable for compression ignition in a diesel engine [6]. One possible approach to use producer gas in a compression ignition engine is through dual-fueling, whereby diesel is injected as a pilot fuel to initiate the ignition, while producer gas is injected into the induction system [6]. The main motivation for using producer gas in diesel engines is to substitute diesel fuel, leading to cost reduction, minimized emissions (mostly NO_x and particulate matters), and improved engine performance [6].

3.5.1.1.2 Gas turbines

Gas turbines (GT), also known as internal combustion turbines, are a rotary type of continuous-flow internal heat engines [27]. The power-generating part, shared by all gas turbines, consists of a rotating gas compressor, a combustor, and a compressor-driving turbine, arranged in the direction of flow.

Gas turbines are usually designed and commercialized for liquid and gaseous fuels with high energy content such as natural gas, biogas, biodiesel or kerosene [129, 138]. However, advanced gas turbines for burning syngas are also available [27, 139], most of which were developed and optimized for conventional coal-fueled IGCC plants, with demonstrated operation at numerous sites (e.g., Wabashi River and Tampa in the US, Puertollano in Spain, Buggenum in the Netherlands and Nakoso in Japan) [140]. These advanced gas turbines must incorporate modifications to the compressor to accommodate the increased mass flow of fuel and also to the

combustor to control the increased flame speed as a result of the higher hydrogen content of the syngas [141–144]. Nevertheless, the core equipment, namely gas turbine and air compressor, can remain virtually unchanged with respect to gas turbines burning standard fuel [144]. Research and development efforts are still underway for gas turbines operating on producer gas, which may become a major technology for electric power generation [11].

Although gas turbines have the flexibility to operate on both liquid and gaseous fuels, they impose stringent fuel quality requirements to prevent damage to the turbine blades (e.g., erosion, incrustation, or corrosion) and clogging of filters and fuel injectors. Therefore, the product gas from gasification should have particulate and tar concentrations below 5 mg/Nm³ [3, 133], which requires a more thorough gas conditioning stage as compared to internal combustion engines.

Gas turbines may have a simple or recuperative configuration [145]. In a simple configuration, no heat is recovered from the exhaust to preheat the combustion gases, whereas recuperative configurations include a heat exchanger called recuperator, which can double the electrical efficiency of the unit while reducing the amount of recoverable heat for CHP applications [145]. This configuration may or may not be desirable depending on the application [145].

Large-scale gas turbines in the range of several hundred megawatts typically operate on the simple Brayton cycle. Fig. 3.23 illustrates the basic once-through gas turbine system. The compressed air–fuel mixture is burned in the combustor, and the resulting hot gas expands in the turbine, driving both the compressor and the electric generator. However, the energy content in the hot exhaust gas from the turbine is not utilized. Simple Brayton cycle gas turbines exhibit relatively low electrical efficiencies, due to the high exhaust temperatures, typically ranging from 500–600 °C [129, 146]. This high-grade waste heat may be used in a heat recovery steam generator (HRSG) to produce high-pressure superheated steam and drive a steam turbine downstream [129]. The total installed cost for a typical gas turbine (5–40 MW) ranges from €900–1500/kW_e [129].

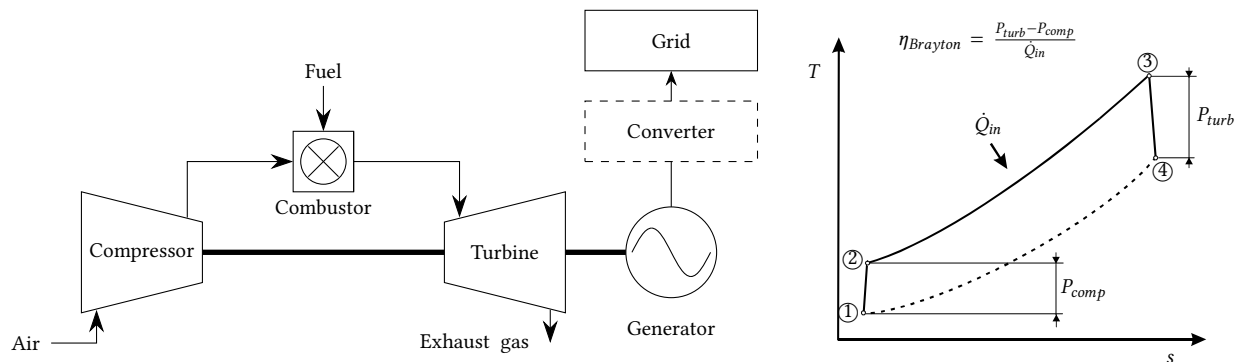


FIGURE 3.23: Schematic diagram and T - s diagram of a gas turbine with a simple Brayton cycle.

SOURCE: Own elaboration from Kautz and Hansen [146].

Large-scale turbines have traditionally been used for power generation in combined cycle power plants integrating gas turbines with steam turbines [130]. If the combined cycle power plant is fueled with product gas from gasification, it is referred to as an integrated gasification combined cycle (IGCC) plant. The IGCC process has been used for power generation from coal since the mid-1990s, with combined electrical efficiencies reaching up to 46% for power plant sizes ranging from 200 to 300 MW [26]. However, since small-scale steam turbines have a low electrical efficiency (10–20%) [147], a conventional IGCC process is only economically feasible for larger scales [26].

Small-scale gas turbines with a capacity ranging from a few kilowatts to several hundreds of kilowatts are commonly known as micro gas turbines or microturbines [130, 131]. They usually operate on the recuperative Brayton cycle, an improvement over the conventional Brayton cycle that allows for achieving higher electrical efficiencies by recovering some of the waste heat from the exhaust gas [145]. Current microturbines, specifically designed for distributed power generation at power ratings of 30–500 kW_e [129, 130], can achieve net electrical efficiencies in the range of 25–30% [148], or even higher. The overall efficiency of microturbines can reach up to 85–90% in CHP mode [129]. A schematic diagram of a small-scale recuperative gas turbine is presented in Fig. 3.24. Microturbines are typically single-stage, single-shaft, low pressure-ratio gas turbines [129, 145]. In these gas turbines, a liquid or gaseous fuel such as the product gas from gasification is burned with compressed air in a combustor at constant pressure. Previously, the fuel must be brought to the combustor operating pressure by means of a fuel booster compressor [149]. The temperature of the exhaust gas entering the turbine is typically limited to the range of 750–950 °C in recuperative configurations [150–152], because of technical restrictions on the materials of manufacture. Thus, the turbine inlet temperature must be maintained within this range by using excess air. The exhaust gas from the combustor at high temperature and pressure expands in the turbine to atmospheric pressure while producing mechanical power. The gas turbine drives the air compressor and the electric generator through a single common shaft [145]. As the electric generator reaches very high rotational speeds (75,000–100,000 rpm) [145], it produces a high-frequency output that must be converted to direct current (DC) and then back to grid-compatible alternating current (AC) through reliable and efficient electronic power conditioning devices [145]. A gas-to-air counter-current heat exchanger known as recuperator is used to transfer thermal energy from the exhaust gas to the already compressed air before it enters the combustion chamber, thereby improving the efficiency of the Brayton cycle [129, 145]. The extent of heat recuperation relies on the temperature of the air discharged from the compressor, which is in turn influenced by the pressure ratio [146]. A high pressure ratio results in a substantial temperature rise in the compressor. As a consequence, turbines with lower pressure ratios tend to have more efficient recuperation [146]. The exhaust temperature of recuperative gas turbines is relatively low (about 200–300 °C) and the waste heat can only be used to generate low-pressure steam and/or

hot water [129].

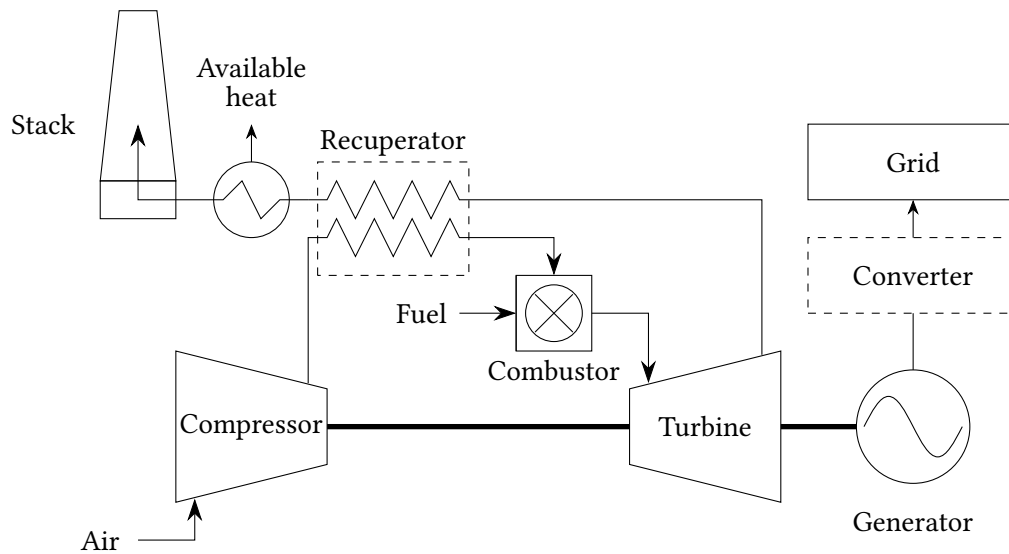


FIGURE 3.24: Schematic diagram of a small-scale recuperative gas turbine.
SOURCE: Own elaboration.

Gas turbines provide a number of advantages as compared to other technologies for small-scale power generation [11, 145], such as their compact size and low weight per unit power, low vibration levels and reduced noise (< 70 dB at a distance of 1 m), long service life and relatively low maintenance cost due to their small number of moving parts, low emissions of air pollutants and availability of high-grade waste heat [129, 131, 145]. Small-scale gas turbines with electric power outputs ranging from 100 to 600 kW are currently not cost-competitive compared to internal combustion gas engines [129–131, 147], but future technological developments may change this situation. For example, prior to 2000s, the installed cost of a 30-kW_e microturbine with was around €1500/kW_e; however, recent advancements have reduced the capital costs down to about €600–1200/kW_e [27, 129, 153].

3.5.1.2 External heat engines

An external heat engine refers to any engine that receives its heat from a source other than the fluid that powers the engine work. External heat engines usually present lower electrical efficiencies than their internal counterparts, because external heat engines require an additional stage of energy transfer. The most common type of external heat engine are external combustion engines, which are used in numerous power plant designs. External combustion engines are unique from other external heat engines, because they rely on the combustion of a fuel to generate the heat that is used for work. However, the broader term external heat engine also includes nuclear reactors, which have no combustion, as well as other sources of heat, such as concentrated solar power or geothermal power.

Despite having lower electrical efficiencies compared to internal heat engines, external heat

engines may provide attractive advantages for integration with gasifiers. The hot product gas from a gasifier can be directly burned in a boiler or a combustion chamber without cooling and with no need for cleaning, thereby leading to enhanced energy utilization [3]. However, the flue gas produced after combustion must be clean enough to meet local emission requirements [3]. For small to medium-scale power generation using external heat engines, updraft gasifiers and fluidized-bed gasifiers may be the preferred choice over downdraft gasifiers. This preference arises from the fact that even though updraft and fluidized-bed gasifiers lead to a product gas with higher tar content [3], tars also possess significant energy content, leading to higher gasification efficiencies. Indeed, it is noteworthy that the hot gas efficiency of updraft gasifiers is very high ($\eta_{hg} = 90\text{--}95\%$), while that of downdraft gasifiers is somewhat lower ($\eta_{hg} = 85\text{--}90\%$) [3].

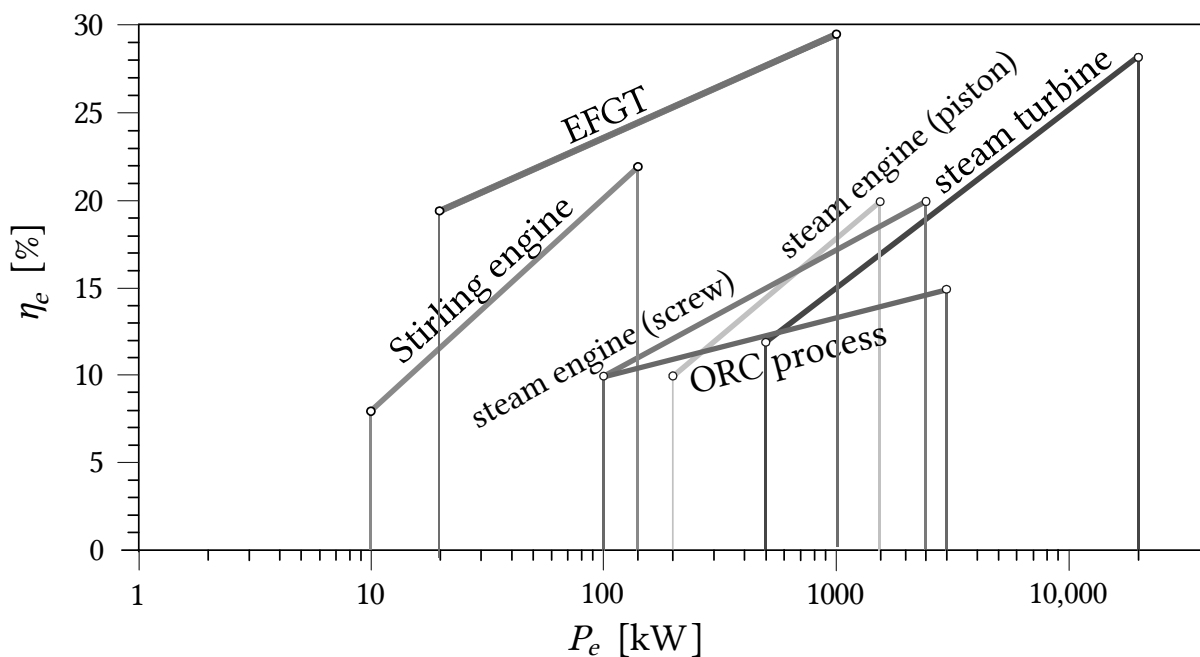


FIGURE 3.25: Typical unit size and electrical efficiency of small-scale CHP plants burning solid biomass.
SOURCE: Adapted from Kautz and Hansen [146].

Various commercially available CHP technologies fall under the category of external heat engines, including externally fired gas turbines (EFGT), conventional steam turbines and steam engines, organic Rankine cycles (ORC), and Stirling engines. Externally-fired gas turbines provide the highest electrical efficiency for the power range from a few tens of kilowatts to one megawatt, but are the least mature of the aforementioned technologies, with a limited number of manufacturers and only a few operational systems [154, 155]. By contrast, conventional steam-cycle power plants based on the Rankine cycle have a well-established presence, but they need to be in the megawatt range to achieve reasonable efficiency [146]. The water–steam technology is complex and expensive and is only justified in large units. Nowadays, nearly all steam-cycle power plants use steam turbines, which have replaced traditional steam engines in power generation, due to lower cost, fewer moving parts, higher operating speed, and higher

efficiency [156]. Organic Rankine cycles stand out as a compelling alternative to the conventional steam Rankine cycle in the power range of 0.1–5 MW, especially for smaller units, with typical electrical efficiencies ranging from 10–15%. On the lower end of the capacity scale, the Stirling engine achieves high efficiencies, even in the kilowatt range [146]. This technology has progressed beyond the demonstration stage, and numerous units are already operational, running either on natural gas or in combination with a solar dish. A tentative comparison of the net electrical efficiency for various external combustion engine technologies burning solid biomass is presented in Fig. 3.25.

3.5.1.2.1 Externally fired gas turbines

Externally-fired gas turbines (EFGT), also called indirect gas turbines, are external heat engines, thus characterized by ignition of the fuel in a separate combustion chamber outside the gas turbine, which is maintained at a constant pressure. The operational concept of an EFGT is illustrated in Fig. 3.26. Both internally-fired and externally-fired gas turbines share a similarity in that they both operate based on the open Brayton cycle. However, in EFGT systems the conventional combustion chamber is replaced by a high-temperature heat exchanger, which provides the thermodynamic advantage of using preheated air and, most importantly, that the hot combustion gases are not in direct contact with the turbine blades [146, 157]. Since these turbines are driven by hot pressurized air, rather than combustion gases, they are also called externally fired air turbines. Moreover, unlike internally-fired gas-turbines, which have stringent requirements regarding the composition and cleaning of the combustion gas, EFGT systems offer the possibility of burning a variety of low-grade fuel [146, 154], including solid fuels such as biomass or coal [148, 157], or even relying on concentrated solar power or nuclear reactions instead of combustion to produce the required heat [157]. However, with clean liquid and gaseous fossil fuels, externally-fired gas turbines lag far behind their internally-fired counterparts both technically and economically [157].

Most of the components of the EFGT are standard parts, with the only exceptions being the high-temperature heat exchanger and the combustor for alternative fuels. [146]. In particular, the high-temperature heat exchanger is a critical and expensive component in EFGT systems [148]. It is well established that the efficiency of EFGT systems increase when higher temperatures are reached at the turbine inlet. The majority of the EFGT systems manufactured so far have turbine inlet temperatures in the range of 650–800 °C, with only a few exceeding 900 °C [157]. The maximum operating temperature of the high-temperature heat exchanger must be about 100–150 °C higher than the turbine inlet temperature (*TIT*) [148], namely, around 1000 °C or higher. Moreover, due to the low heat transfer coefficients of air and combustion gas, large heat exchanger surfaces are required. Consequently, the development of the high-temperature heat exchanger presents significant challenges, such as finding suitable materials for high-temperature operation, ensuring the long-term reliability of welding and

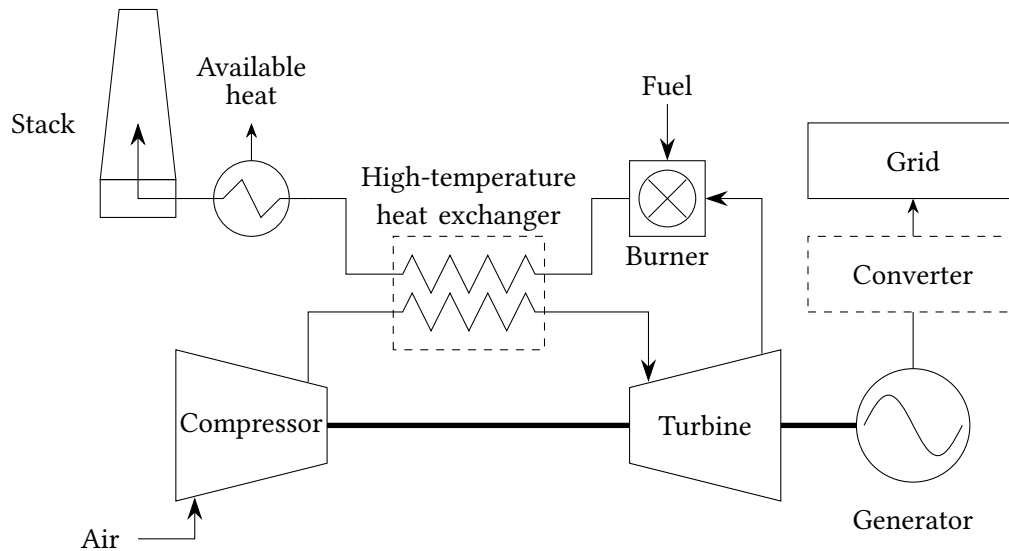


FIGURE 3.26: Schematic diagram of a small-scale externally fired gas turbine.

SOURCE: Own elaboration.

sealing devices, and reducing construction costs. In order to withstand temperatures above $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ [154], the high-temperature heat exchanger needs to be manufactured using special materials, such as metal alloys or ceramics [146]. In the near future, metallic heat exchangers using alloys and super-alloys appear to be the best option, especially for small-scale EFGT units. However, in the long term, ceramic heat exchangers capable of withstanding temperatures up to $1200\text{--}1300\text{ }^{\circ}\text{C}$ are expected to provide better performance [157].

Just like their internally-fired counterparts, externally-fired gas turbines can be categorized in three size ranges: small scale (micro scale), medium scale, and large scale [157].

- Micro EFGTs are radial flow equipment, with power output below 1 MW_e .
- Medium-scale EFGTs are commonly of the axial flow type or a combination of axial and radial flow arrangements, with power output below 100 MW_e .
- Large-scale or industrial EFGTs are axial flow equipment, with power output above 100 MW_e .

One common enhancement for EFGT systems is the incorporation of a steam power bottoming cycle in what is known as the externally-fired combined cycle (EFCC) [157]. Different cycle configurations have been investigated, with the steam generator positioned either in series at the gas turbine exhaust or in parallel at the biomass combustor and gas turbine exhaust. In these systems, producer gas from biomass gasification is used as fuel, while the hot air exiting the EFGT is utilized in the combustor. The hot flue gases leaving the high-temperature heat exchanger are directed into a heat recovery steam generator (HRSG) for additional power generation in a conventional steam Rankine bottoming cycle [158, 159].

3.5.1.2.2 Conventional steam Rankine cycle

The conventional Rankine cycle is a widely used process in most large-scale power plants, such as coal-fired power plants or nuclear power plants. The Rankine cycle consists of four key units, namely a boiler (heat exchanger), a steam turbine (coupled to an electric generator), a condenser (heat exchanger), and a pump (usually powered by an electric motor), as illustrated in the schematic diagram of Fig. 3.27. The facility may be complemented by a fuel storage, transport and supply system, as well as other ancillary equipment.

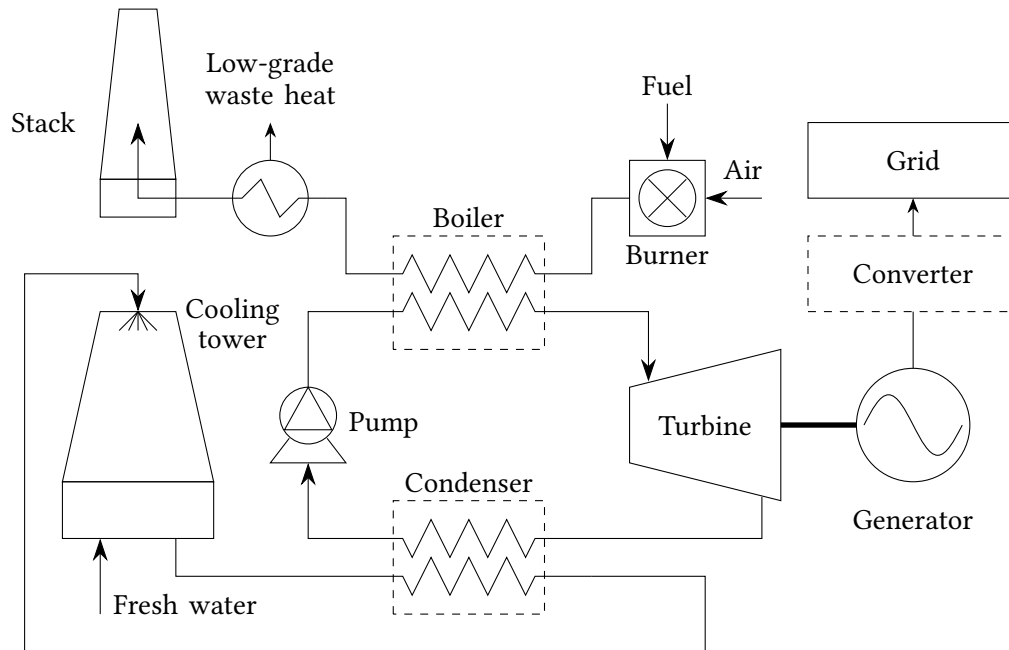


FIGURE 3.27: Simplified schematic diagram of a conventional steam Rankine cycle.

SOURCE: Own elaboration.

In conventional Rankine power plants, heat is generated by burning fuel in a combustion chamber, which is then used to convert pressurized water into high-pressure steam within a boiler. This steam then expands to the low-pressure level through a turbine, producing useful work. After expansion in the turbine, the low-pressure steam must be condensed back into water to eventually return to the higher pressure level through pumping, thereby completing the cycle. The excess heat released in the condenser is dissipated into the environment through a cooling tower. Apart from the conventional method of burning fuels, there are alternative sources of heat to drive steam Rankine cycles for power generation, including heat derived from nuclear reactors or other renewable energy sources, such as solar or geothermal. The traditional steam Rankine cycle represents the most common option for recovering high-grade waste heat ($> 600\text{--}650\text{ }^{\circ}\text{C}$) [160]. However, for low and medium-grade heat recovery, the steam Rankine cycle becomes less cost-effective, since low-pressure and low-temperature steam requires bulkier equipment and produces water condensates on turbine blades, leading to erosion issues [160].

In recent years, the global focus on distributed generation technologies and CHP has led

interest in large-scale steam Rankine cycles to take a backseat. The water–steam technology is characterized by its complexity and high costs, making it suitable primarily for large-scale power generation [131, 146]. By contrast, due to their low electrical efficiency under partial load operation, steam turbines are not suitable for flexible small-scale power plants [130, 131]. Indeed, steam turbines are rarely smaller than 50 kW [130, 131]. Nevertheless, there have been some improvements in steam turbines for distributed power generation [27]. These small-sized steam turbines are designed to operate under subcritical boiler steam conditions, with increased emphasis on energy efficiency [27]. However, the operational experience of steam Rankine cycles using syngas at pilot scale is still very limited [27]. Moreover, for small to medium-scale applications in the kilowatt range or a few megawatts, steam turbines are less cost-effective and efficient compared to other alternative technologies [130], such as micro gas turbines and internal combustion gas engines, which also allow for simultaneous production of electricity and medium to high-grade heat.

3.5.1.2.3 Organic Rankine cycles

Conceptually, organic Rankine cycles (ORC) are operationally similar to conventional steam Rankine cycles in that both are based on the vaporization of a high-pressure liquid, which is in turn expanded to a lower pressure level, thereby releasing mechanical work [161]. However, the main difference lies in the use of non-conventional working fluids (mostly organic, although some of them are inorganic, such as carbon dioxide) [162]. These working fluids are generally characterized by a lower boiling point than that of water at the same pressure, which allows the power cycle to be driven by low-grade waste heat [27, 160, 163, 164]. Therefore, organic Rankine cycles involve the same basic components as a conventional steam power plant. The working fluid is pumped to an evaporator, where it is heated and vaporized under subcritical conditions, then passed through an expansion device known as an expander, which is connected to an electric power generator, and eventually converted back to saturated liquid in the condenser, closing the cycle. There are two options for the condenser in organic Rankine cycles: air-cooled or water-cooled condensers. ORC systems with a water-cooled condenser usually have a higher nominal efficiency, due to the lower condensing temperature [165], but also a higher cooling load, which requires a high flow rate of cooling water. However, the usual constraints on water availability mean that air-cooled condensers are often the preferred choice for most manufacturers of ORC units.

Organic Rankine cycles may be driven by any source of heat, including low-temperature heat sources, as long as the temperature difference between the heat source and the heat sink is high enough. In this regard, it is noteworthy that high and medium-grade heat is typically easy to recover, but unfortunately, low-grade waste heat ($< 200\text{--}250\text{ }^{\circ}\text{C}$), which constitutes more than 50% of the total waste heat, is the most challenging to recover [160]. ORC units have the versatility to be operated by burning low-grade fuels, including the product gas directly from gasification

processes, without the requirement for cleaning [27, 163, 166, 167]. Moreover, ORC units can generate power by harnessing solar or geothermal heat, or by recovering waste heat from power plants, industrial processes or exhaust gases from vehicles [160, 161, 164, 168]. Incorporating an ORC unit typically allows for the additional conversion of a portion of the heat (approximately 10–15%) into electricity [26]. For example, by combining gas engines with ORC technology, it becomes possible to achieve biomass-to-electricity efficiencies exceeding 40% [26]. Regardless of the heat source used to drive the cycle, it is recommended to incorporate a diathermic oil circuit to avoid local overheating and to prevent organic fluids from becoming chemically unstable [169].

Several configurations of the ORC are available, including simple, reheating, and regenerative ORC. In terms of thermal efficiency, the reheating configuration closely resembles the simple setup, whereas the regenerative configuration stands out for its higher efficiency. Regenerative organic Rankine cycles incorporate a counter-current heat exchanger called regenerator in order to recover the heat from the exiting superheated vapor at the expander outlet by preheating the pressurized organic fluid before the evaporator [170]. A schematic diagram of a regenerative organic Rankine cycle driven by heat from combustion of a fuel is illustrated in Fig. 3.28.

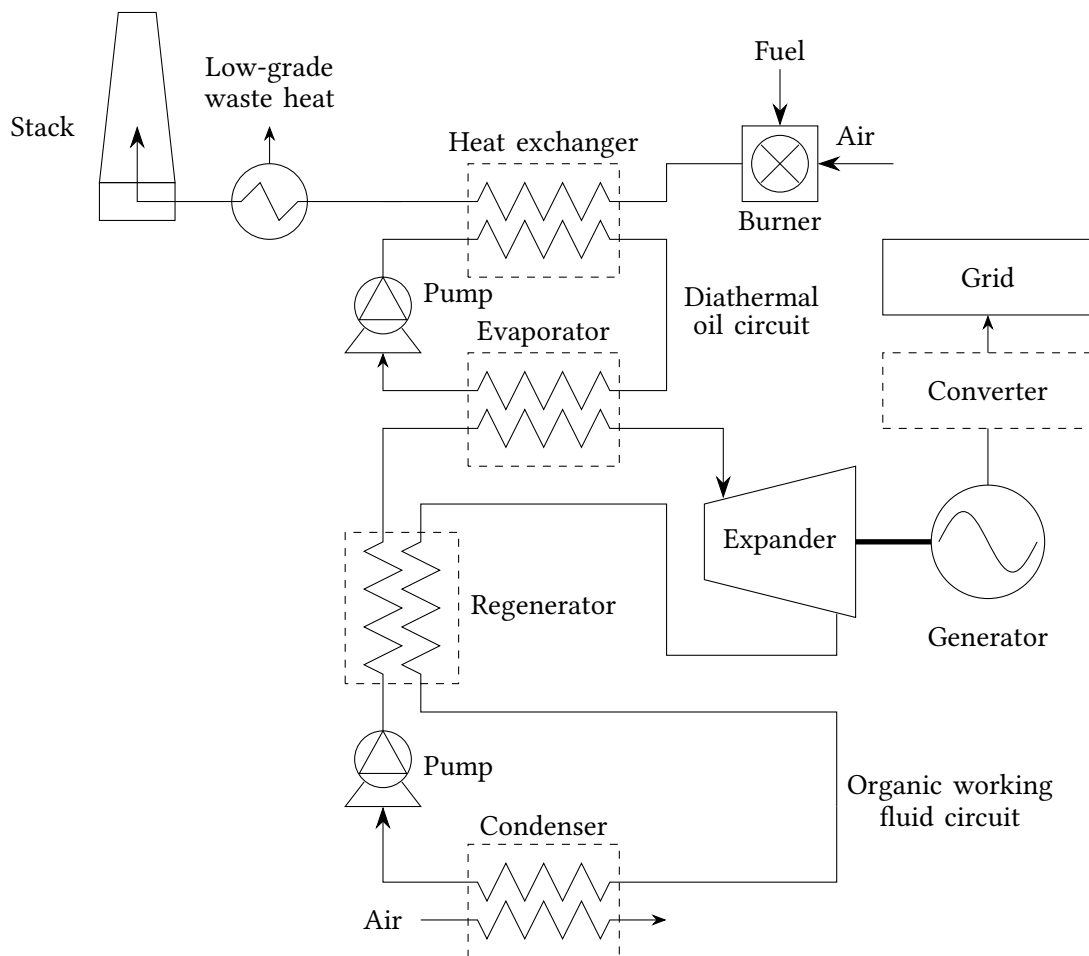


FIGURE 3.28: Schematic diagram of a regenerative organic Rankine cycle.
SOURCE: Own elaboration.

A key decision for designing an ORC unit is the selection of the organic working fluid, which requires careful consideration of various characteristics, such as heat transfer properties, environmental impact, safety considerations, chemical stability, pressure requirements, costs and availability, molecular weight, freezing point, saturation curve, thermodynamic performance, and corrosiveness [130, 161, 163]. Commonly used organic working fluids in ORC units include aliphatic hydrocarbons (e.g., *n*-pentane, *n*-hexane, *n*-octane, *n*-decane), cyclic hydrocarbons (e.g., cyclopentane, cyclohexane), aromatic hydrocarbons (e.g., benzene, toluene) and refrigerants (e.g., R134a, R236fa, R245ca, R245fa, R1233zd, R600a). Working fluids for use in organic Rankine cycles can be broadly classified into three main categories as wet, dry and isentropic depending on their behavior during adiabatic expansion, as shown in Fig. 3.29 [161–163, 169, 171, 172]. An expansion of a wet fluid (represented by state point segment $1 \rightarrow 2$), if not overheated, falls in the liquid/vapor area, potentially causing damage to the expander and leading to cycle inefficiencies due to the phase change [163, 164]. Since the purpose of the ORC focuses on recovering low-grade heat for power generation, adopting a superheated approach similar to the conventional steam Rankine cycle is not suitable. Consequently, a slight superheating at the exhaust of the evaporator is always preferred, which disadvantages wet fluids, since they remain in a two-phase state after expansion. By contrast, dry or isentropic working fluids do not condense during expansion from a saturated state, and thus, do not require superheating, thereby eliminating the concerns of impingement of liquid droplets on the expander blades [170, 171]. Nevertheless, if the saturated vapor curve of the dry fluid sharply deflects inward, the vapor will exit from the expander with a significant degree of superheat. Therefore, if dry working fluids are used, a regenerative cycle configuration is typically adopted to increase the thermodynamic efficiency of the organic Rankine cycle and avoid unnecessarily adding to the condenser cooling load [170].

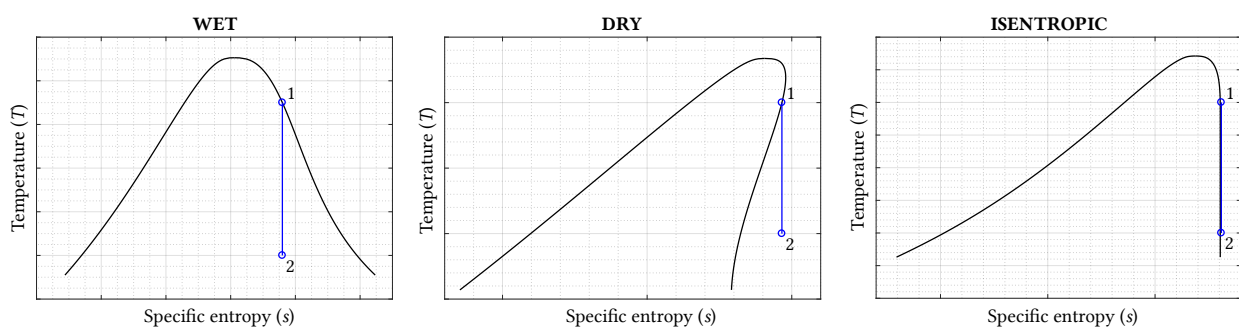


FIGURE 3.29: Traditional classification of pure working fluids. Isentropic expansions from saturated vapor states are represented by process $1 \rightarrow 2$. SOURCE: Adapted from Györke et al. [162].

ORC manufacturers have been active in the market since the early 1980s [161]. The ORC market is experiencing rapid growth. Since the installation of the first commercial ORC plants in the 1970s, the industry has witnessed an almost-exponential expansion [161]. Nowadays, Organic Rankine cycles offer a broad range of power outputs suitable for small to medium-scale applications, spanning from 0.01 to 10 MW [27, 130, 161, 163, 164]. However, most of ORC

systems are typically installed in the megawatt power range, while only a limited number of ORC plants exist in the kilowatt power range [161]. ORC is a mature technology for waste heat recovery from industrial processes, combined heat and power (CHP) from biomass, and geothermal power applications, although its adoption for solar applications is still unusual [161]. As of 2016, there was a total installed capacity of around 2701 MW worldwide, distributed over 705 projects and 1754 ORC units [173]. Power generation from geothermal brines is the main field of application, accounting for 74.8% of the global ORC installed capacity in 2016 [173]. However, industrial waste recovery applications have the largest number of ORC units installed. A total of 332 small-to-medium scale ORC units were fueled with biomass in 2016, collectively having a capacity of 301 MW [173].

The thermal efficiency of ORC units is heavily influenced by the heat source temperature and the choice for the working fluid. However, typical thermal efficiencies are in the range of 13–18% for with ORC units with a simple configuration and 16–23% for regenerative ORC configurations [27]. However, the net electrical efficiency is generally below 20% [160]. The estimated total capital cost for conventional ORC power plants is reported to be in the range of €4000–5000/kW [27, 174], and reducing the cost below €3000/kW is expected to be a tough task [175]. Although the ORC technology offers flexibility in terms of plant size, making it suitable for distributed applications, challenges persist regarding plant design, commissioning, operation, and decommissioning [27]. These issues need to be addressed to maintain competitive performance and cost-effectiveness.

An alternative to conventional subcritical ORCs is the concept of transcritical ORCs (also called supercritical Rankine cycle) and supercritical ORCs (also called supercritical Brayton cycle) [176, 177]. In both alternative cycle configurations, the evaporation of the working fluid occurs at supercritical conditions, meaning at pressures above its critical point [168, 177]. For most organic fluids, the critical point is attained at lower temperatures and pressures compared to those of water, making it relatively straightforward to reach supercritical conditions. Under such circumstances, the fluid undergoes a continuous phase change, devoid of any mixing between liquid and vapor phases, and without any abrupt changes in density. In these cycle variants, vaporization of the working fluid is not achieved by maintaining a constant temperature at a particular pressure. Instead, as the specific volume increases at a constant supercritical pressure, the temperature rises.

Because of better temperature glide matching between the heat source and the working fluid during heat addition, leading to no pinch point limitation, carbon dioxide (CO₂) has been proposed as working fluid for transcritical and supercritical cycles [168, 177, 178]. The choice of CO₂ offers numerous advantages, such as its non-toxic and non-flammable nature, its affordability and cost-effectiveness compared to conventional refrigerants, as well as its thermal and chemical stability, since it does not react with system materials [177]. However, a remarkable drawback is the requirement for additional safety precautions as a result of the high

operating pressures, thereby adding to the cost of these systems [168]. Another disadvantage of supercritical fluids is their low heat exchange coefficient, which requires large heat exchange areas [176].

Unlike conventional ORCs, for which commercial modules are widely available, research or commercial prototypes of transcritical and supercritical cycles are limited [168]. However, several demonstrations to validate transcritical and supercritical cycles using CO₂ as working fluid are currently underway [177, 178].

3.5.1.2.4 Kalina cycles

The Kalina cycle is another alternative to conventional ORCs to exploit low- and medium-temperature heat sources [179–181]. It was patented by the Russian engineer Alexander Kalina in 1984, so it constitutes a relatively recent development that has not gained widespread acceptance. The Kalina cycle has been suggested as bottoming power cycle in a few recent works about electricity generation integrating the gasification technology [182–184].

The Kalina cycle uses a zeotropic mixture of two fluids with different boiling points as working fluid. Since the zeotropic mixture boils over a range of temperatures as in distillation, more of the heat can be extracted from the source than with a pure working fluid. The same applies on the condenser side for heat rejection to a heat sink. Zeotropic working fluids condense across a range of temperatures, allowing external heat exchangers to recover the heat of condensation.

A standard Kalina cycle uses a solution of ammonia and water as working fluid [179–181]. However, the concentration of ammonia in the working fluid varies throughout the cycle. A schematic diagram of a typical Kalina cycle is presented in Fig. 3.30, which is similar to the conventional ORC, but includes a separator and an absorber. Initially, the subcooled zeotropic mixture of ammonia and water is pressurized in the pump to reach the maximum cycle pressure. The pressurized mixture is then preheated in a regenerator, and vaporized and superheated in the evaporator. The working fluid from the evaporator is at a high temperature and pressure, and has a high concentration of ammonia. Next, the mixture of water and ammonia is flashed in the separator, leading to a gaseous fraction rich in ammonia and a liquid fraction with little ammonia. The ammonia-rich vapor expands in the turbine to generate power, while the lean liquid solution of ammonia is sent to a regenerator to preheat the incoming mixture from the pump before undergoing depressurization through a throttling valve. The pressure and ammonia concentration of the fluid leaving the turbine are too high for it to be condensed solely by cooling water, so it is mixed with the lean solution of ammonia produced in the separator. The resulting mixture is eventually condensed in a low-pressure water-cooled condenser, closing the cycle.

The main advantage of the Kalina cycle arises from the unique properties of its working fluid: the ammonia concentration can be adjusted to achieve the desired boiling temperature.

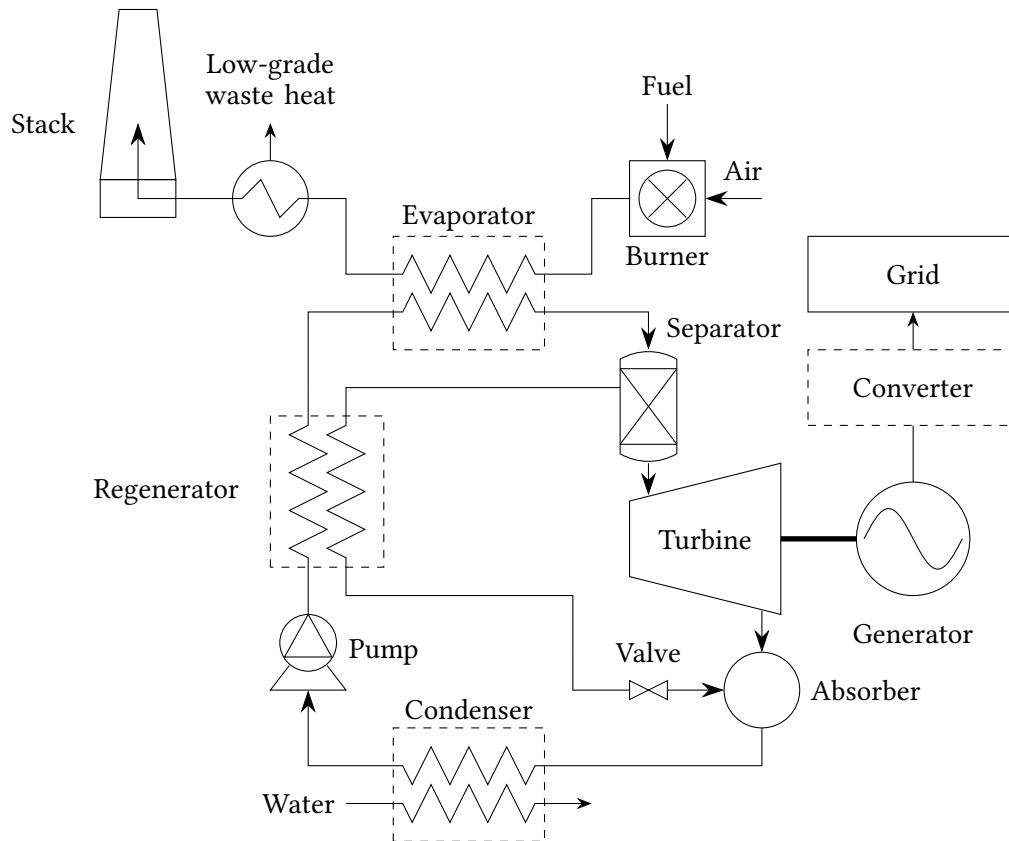


FIGURE 3.30: Schematic diagram of a Kalina cycle.
SOURCE: Own elaboration.

The Kalina cycle that uses a zeotropic mixture of ammonia and water as working fluid allows higher efficiency and power output to be achieved than with conventional ORCs [180]. However, for small-scale power applications and medium to high-temperature heat sources, the adoption of a Kalina cycle may not be justified due to the marginal improvement in performance compared to a well-optimized ORC [179]. Achieving this slight performance gain requires a complex plant configuration, large surface heat exchangers and the use of specialized materials that are both high-pressure resistant and corrosion-resistant [179]. Moreover, superheating of the working fluid is essential, because ammonia is a wet fluid and there is high risk of condensation and potential damage to the turbine blades if not superheated [179]. Another drawback is related to safety, since ammonia is toxic at exposure levels exceeding 500 ppm.

3.5.1.2.5 Stirling engines

The integration of Stirling engines with biomass gasifiers is a relatively novel, but promising approach for clean power generation [27, 185]. Unlike internal combustion engines, the Stirling engine is an external combustion engine that operates on a closed cycle, whereby a working fluid is alternatively compressed in a cold cylinder volume and expanded in a hot cylinder volume [131]. Stirling engines use pressurized gas (often air, helium or hydrogen), as working fluid, which

expands when heated through an external heat exchanger [11], propelling a piston to perform mechanical work [27]. After releasing the major fraction of its energy during expansion, the gas volume is then cooled and compressed to prepare for the next heating cycle. Stirling engines can be classified into three configurations: alpha type, beta type, and gamma type [131].

Since Stirling engines are external heat engines, the required heat input can be provided by any heat source, which makes them fuel-flexible by nature [27, 131]. Moreover, as combustion does not occur within the engine, its lifetime is not impacted by combustion gas contaminants and maintenance costs are low [27]. Stirling engines generally have a good performance under partial load operation, and only low levels of noise and vibration are produced [27, 131]. Because the working fluid is sealed inside the engine, there is no need to install valves or other mechanisms, which makes Stirling engines simpler than internal combustion engines [131]. Some additional advantages of Stirling engines include relatively high efficiency, with typical electrical efficiencies of about 25–30% and overall efficiencies in the range of 85–95% in CHP mode [27, 129]. Nevertheless, numerous challenges remain [27], including high capital cost (about €5000–6000/kW) [27], high-pressure operation (min. 150 bar) [185], slow response to load changes, and low power output (rarely above 200 kW). In addition, unlike internal combustion engines, the efficiency of Stirling engines decreases as the working temperature increases [185].

3.5.1.3 Fuel cells

Another potential use of the product gas from gasification is to generate electric power using fuel cells [11]. A fuel cell is an electrochemical device that converts the chemical energy of a fuel directly into electricity with exceptionally high efficiency, minimal emission of pollutants, lack of moving parts, and the ability to cater to a wide range of power requirements [26, 130, 131]. Fuel cell systems demonstrate superior electrical efficiency compared to electric generators driven by heat engines. Unlike fuel cells, heat engines, such as internal combustion engines and turbines, convert chemical energy into heat through combustion and use that heat to perform useful work [186]. The theoretical maximum thermodynamic efficiency of a heat engine, often referred to as the «Carnot efficiency», is defined as $\eta_{\text{Carnot}} = 1 - T_h/T_c$, where T_h is the absolute temperature of the hot inlet gas and T_c is the absolute temperature of the cold outlet gas. This equation indicates that the higher the temperature of the hot gas entering the heat engine and the lower the temperature of the cold outlet gas after expansion, the higher the thermodynamic efficiency [186]. Since fuel cells do not rely on combustion, their electrical efficiency is not tied to their maximum operating temperature, and much higher values are possible. Fig. 3.31 illustrates the efficiency characteristics of fuel cells in comparison to other options for electric power generation.

As shown in Fig. 3.31, fuel cells outperform heat engines in terms of efficiency when intended for electric power generation [27], mostly because they involve fewer energy transformations [186]. However, if mechanical shaft power is required, fuel cells require an equal number of

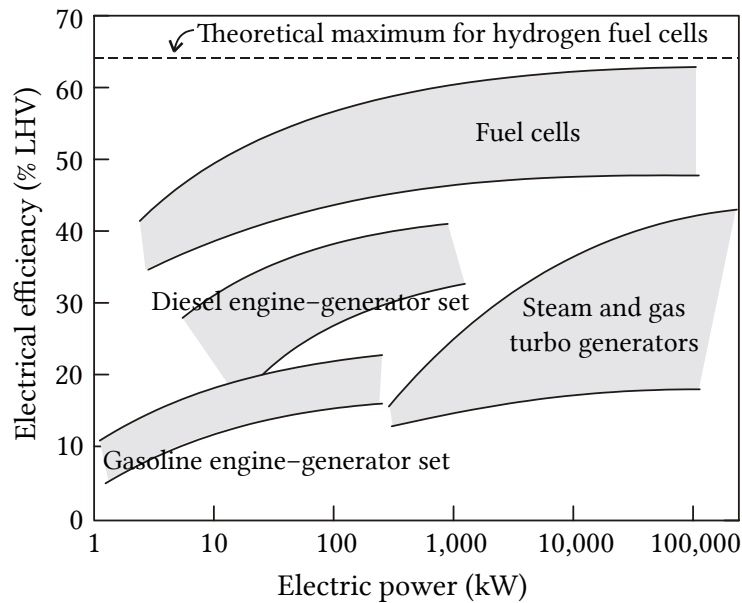


FIGURE 3.31: Comparison of electrical efficiencies across different power generation technologies.

SOURCE: Adapted from US Department of Energy [186].

energy conversions, although the specific transformations are different [186]. Therefore, fuel cells are more suitable for applications that require electrical energy as the end product, rather than mechanical energy [186]. Fuel cells also demonstrate higher efficiency under operation at partial loads. In contrast to heat engines, which achieve optimal efficiency at their design speed and experience a significant decline in efficiency during partial load conditions, fuel cells do not exhibit a sharp drop in efficiency as the power plant size decreases [186]. However, fuel cells face challenge in satisfying rapid response to the load changes [27]. Similarly to heat engines, fuel cell systems can also be used in CHP applications. Apart from delivering electric power, fuel cells also yield pure hot water and medium-grade waste heat [186], both of which can potentially be used, thereby increasing the overall efficiency of the combined systems in CHP mode.

A fuel cell is basically made up of a layer of electrolyte in contact with two porous electrodes (an anode or negative electrode and a cathode or positive electrode). Electrolytes may exist in liquid or solid forms, with operation possible at both low and high temperatures. Unlike high-temperature fuel cells, low-temperature fuel cells tend to require a noble metal catalyst, typically platinum, to facilitate the electrode reactions [186]. Fig. 3.32 shows a schematic illustration of a low-temperature fuel cell with a solid electrolyte that conducts hydrogen ions, indicating the reactants and products, as well as the directions of ion conduction across the cell.

In any fuel cell, a continuous supply of fuel is provided to the anode, while the cathode is continuously fed with an oxidizer, usually oxygen due to its high reactivity and its abundance in air [186]. Electrochemical reactions occur at the electrodes to produce a continuous electric current, with the specific reactions varying depending on the type of fuel cell being considered. The ionic species can be either positively charged or negatively charged. As the fuel and oxidizer

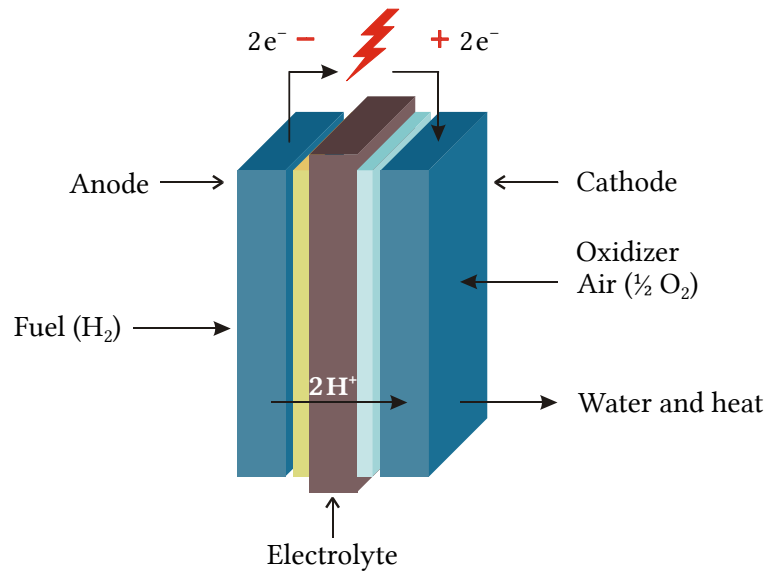


FIGURE 3.32: Schematic illustration of a generic low-temperature hydrogen fuel cell.

SOURCE: Adapted from US Department of Energy [186].

flow through flow channels to either side of the electrolyte [186], electrical energy is generated through the electrochemical oxidation of the fuel at the anode and the electrochemical reduction of the oxidizer at the cathode. Fuel cells are grouped together to form stacks.

There is a wide variety of fuel cells in different stages of development. Fuel cells can be classified based on various criteria, such as the combination of fuels and oxidizers, type of electrolyte, operating temperature, etc. Nevertheless, the most common classification of fuel cells is based on the type of electrolyte used, which in turn determines the operating temperature. Essentially, the following major types of fuel cells exist in increasing order of operating temperature [27, 131, 186].

Low-temperature fuel cells	{	• Proton exchange membrane fuel cell (PEMFC), also called polymer electrolyte membrane fuel cell • Alkaline fuel cell (AFC) • Phosphoric acid fuel cell (PAFC)
High-temperature fuel cells	{	• Molten carbonate fuel cell (MCFC) • Solid oxide fuel cell (SOFC)

Low-temperature fuel cells typically operate below $250\text{ }^{\circ}\text{C}$ [186]. Such low temperatures are insufficient to allow internal reforming of the fuel and therefore require an external source of hydrogen to operate. Moreover, low-temperature fuel cells demand exceptionally pure fuel, devoid of contaminants such as sulfur and carbon compounds, as well as residual liquid fuels (depending on the type of fuel cell), which can deactivate the fuel cell catalyst, thereby

compromising its operational functionality [186]. Consequently, these fuel cells are ill-suited for direct use with fuels of heterogeneous nature, such as the product gas from gasification, requiring complex downstream processing and purification operations. Prominent examples of low-temperature fuel cells include polymeric membrane or proton exchange membrane (PEMFC), alkaline (AFC) and phosphoric acid (PAFC) fuel cells. They are characterized by rapid start-up times and suffer from fewer material-related issues due to their operation at relatively lower temperatures, but are not tolerant of fuels containing contaminants or impurities.

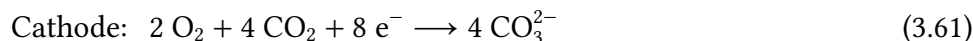
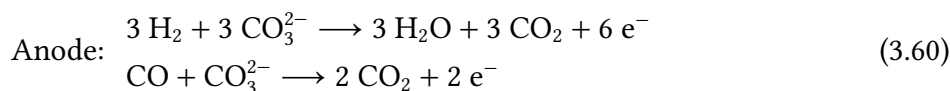
High-temperature fuel cells operate at temperatures above 600 °C and produce high-grade waste heat that can be used in CHP applications [186]. These high temperatures allow for spontaneous internal reforming of light hydrocarbons into hydrogen and carbon. High-temperature fuel cells react efficiently without the need for expensive noble metal catalysts such as platinum. On the other hand, the amount of energy released by the electrochemical reaction decreases as the reaction temperature increases. High-temperature fuel cells suffer from severe degradation problems, because few materials can work for extended periods in a high-temperature environment [186]. Furthermore, high-temperature operation is not easily adapted to large-scale applications and is also not suitable where fast start-up is required. For this reason, high-temperature fuel cells are preferred for stationary power generation with capacities ranging from a few tens of kilowatts to several megawatts, where the possibility of achieving higher efficiencies through heat integration and cogeneration offsets the disadvantages of increased material decomposition and slow start-up [186]. The most prominent high-temperature fuel cells are molten carbonate (MCFC) and solid oxide (SOFC) fuel cells.

3.5.1.3.1 Molten carbonate fuel cells

Molten carbonate fuel cells (MCFCs) use as electrolyte a molten salt at high temperature (around 650 °C) that conducts carbonate (CO_3^{2-}) ions from the cathode to the anode [186]. This stands in stark contrast to several other fuel cell types, where the conduction of hydrogen ions from the anode to the cathode is prevalent [186]. The electrolyte is composed of a molten mixture of alkaline carbonates (lithium, sodium and potassium), which is retained in a ceramic matrix of lithium aluminate (LiAlO_2). The cell operates at temperatures in the range of 600–700 °C and at pressures between 1–10 barg [186–189]. Due to high temperature required for operation, no noble metal catalysts are required [186].

Molten carbonate fuel cells may operate using pure hydrogen or light hydrocarbon fuels, which undergo a steam reforming reaction to yield hydrogen and carbon monoxide [186]. At the anode, hydrogen and carbon monoxide react with carbonate ions to produce water and carbon dioxide. Carbonate ions are regenerated at the cathode by reduction of oxygen and subsequent reaction with carbon dioxide. Carbonate ions migrate through the electrolyte from cathode to anode, while electrons are forced through an external circuit from the anode to the cathode. On

the other hand, the carbon dioxide generated at the anode is recirculated to be used at the cathode. The half-cell reactions at both electrodes are indicated below:



Thus, the fuel cell produces water, regardless of fuel, and carbon dioxide if using a hydrocarbon fuel [186]. Unlike other fuel cells, MCFCs have the potential to utilize a wide range of fuel types, and are at present undergoing some technological modifications to be able to handle fuels such as synthesis gas, natural gas and biogas for power generation [189]. This because MCFCs are able to use fuel gases like hydrogen, carbon monoxide, and methane after a reforming process [187]. Nonetheless, the contents of hydrogen and carbon monoxide in the product gas from gasification should ideally be maximized, yet not fall below 70% [187], in order to minimize the flow rate of gas through the cells, as well as the power required for the compression to the MCFC operating pressure (3–4 barg) [187]. Allothermal biomass gasification can accomplish this objective, although it is a more complex system with numerous challenges still to be overcome [187]. The product gas from biomass gasification contains impurities that negatively affect the MCFC operation, which include particulates, tar, soot, alkali compounds, nitrogen containing compounds and sulfur, which need to be removed to avoid deterioration [187]. In particular, MCFCs have a high intolerance to sulfur [186, 188], although most biomass feedstocks contain low percentage of sulfur [187].

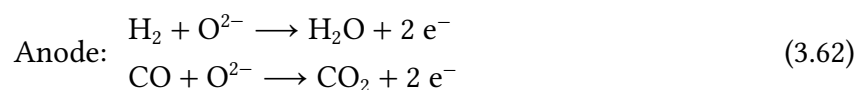
Molten carbonate fuel cells can reach electrical efficiencies of more than 50% [187]. Indeed, numerous hybrid systems incorporating MCFCs and gas turbines, which boast fuel-to-electricity efficiencies exceeding 70%, have been conceptualized and are currently in various stages of development [189]. Furthermore, unlike many internal combustion gas engines, the temperature of the waste heat from the process is typically about 400 °C, making it suitable for a wide range of CHP applications [187]. Preliminary cost assessments of the MCFC technology have estimated the total capital cost on investment in the range of €1300–2000/kW [187]. For further development, MCFCs need to be designed using stable materials resistant to corrosion and be operated for longer periods [188].

3.5.1.3.2 Solid oxide fuel cells

Solid oxide fuel cells (SOFCs) use a ceramic material as an electrolyte, which maintains its solid state at high operating temperatures [186]. The solid electrolyte consists of a non-porous metal oxide, usually zirconia (ZrO_2) stabilized with yttrium oxide (Y_2O_3) [186]. The O^{2-} ion is drawn through the electrolyte from the cathode to the anode by the reactive attraction of hydrogen and carbon monoxide to oxygen, while electrons are forced through an external circuit from the anode

to the cathode [186]. This is the opposite of most types of fuel cells, which conduct hydrogen ions from the anode to the cathode [186].

Just like MCFCs, SOFCs can operate using pure hydrogen or hydrocarbon fuels, which undergo spontaneous internal reforming at high temperatures [186], leading to an inlet fuel stream consisting of hydrogen with or without carbon monoxide. The half-cell reactions at both electrodes are shown below:



SOFCs operate at temperatures around 1000 °C and pressures close to 1 barg [186, 188]. Common configurations include tubular and flat (planar) designs, which differ in terms of dissipation losses within cells, sealing between fuel and oxidizing channels, and connections within a stack of cells [186]. Metals such as nickel and cobalt can be used as electrode materials, dispensing with the need for noble metal catalysts [186].

The SOFC technology holds the promise of achieving remarkably high electrical efficiencies, as well as for using the available high-grade waste heat in CHP applications [26, 186]. However, the SOFC technology is not yet mature. Some challenges that need to be overcome is developing practical fabrication processes, as well as stable and chemically compatible materials that can operate at high temperatures and remain solid over long periods of time [186].

For integration with biomass gasification, SOFCs are regarded as an attractive option, since they can operate at high temperatures with hydrogen, carbon monoxide, methane and mixtures thereof as fuel [26]. SOFCs have a relatively high tolerance to contaminants compared to MCFCs, such as sulfur (< 50 ppm) [27, 186], although the risk of carbon deposition increases with higher concentration of methane and tar [26, 27]. Therefore, despite the product gas from gasification is generally suitable as fuel for SOFCs, it must be cleaned to meet the stringent requirements with regard to impurities [26]. For this reason, fly ash and char particles need to be removed efficiently from the fuel, together with liquid and gaseous impurities, such as tar, sulfur compounds, alkalis, chlorides, and ammonia [26].

Numerous theoretical models and simulations on the integration of SOFCs and biomass gasifiers highlight the substantial potential of this combination, yielding electrical efficiencies between 34–45% and CHP efficiencies ranging from 74–80% [26]. However, the integration of SOFCs and biomass gasification has not been demonstrated on full scale and for long-term operation yet [26, 27]. Only a few experimental investigations have been performed with single cells or very small stacks, and for relatively short test durations [26].

The exhaust gases from SOFCs are at high temperatures (500–600 °C) and can be used to drive

a bottoming power cycle with an external turbine. By combining a SOFC with a bottoming gas turbine (hybrid SOFC/GT), a further increase of the electrical efficiency is theoretically possible [26, 27, 190]. Indeed, the hybrid SOFC/GT system has high load-following capability and may reach a maximum electrical efficiency higher than 75% in large scales, the highest of any power-cycle [190]. In this hybrid configuration, the excess fuel in the exhaust gas from the SOFC is used by the gas turbine to generate additional electricity [26]. The combination of a SOFC/GT hybrid system with a biomass gasifier has the potential to provide a very efficient power generation solution for small-scale decentralized CHP plants [26].

Recent developments on power generation for stationary applications using syngas to fuel SOFCs target to achieve substantial reductions in capital expenditures, while simultaneously enhancing durability up to 80,000 hours with a net electrical efficiency of 60% [27]. Presently, the capital costs of SOFCs range from €4000–8000/kW, with efficiencies in the range of 46–55% [27, 191].

3.5.2 Production of energy carriers and synthetic chemicals

One of the key advantages of gasification is the ability to transform low-cost or waste fuels, along with biomass, coal, and petcoke, into synthesis gas (syngas), which may eventually be used to produce valuable energy carriers, fuels or synthetic chemicals, such as hydrogen, methanol, ethanol or hydrocarbons [3]. Biomass is an attractive feedstock for production of these compounds, because it contributes little or no net carbon dioxide to the atmosphere when the biomass is grown sustainably [192].

3.5.2.1 Hydrogen production

Despite being an abundant and widely spread element on Earth, hydrogen is seldom found in its pure form, but rather bound together within heterogeneous molecules [193]. Pure hydrogen can be produced through thermochemical processing of fossil- or bio-derived resources, through biological processes, or through water electrolysis [193]. Nowadays, the overwhelming majority of the world's hydrogen production (~96%) comes from fossil resources [194–197], at unbeatable costs if the CO₂ emissions are not captured and sequestered, in which case the hydrogen produced is conventionally termed «gray hydrogen» [198]. The main sources of hydrogen production are the processes of steam reforming of light hydrocarbons and partial oxidation of heavier hydrocarbons, which together account for 78% of the global hydrogen production, while coal gasification is responsible for the remaining 18% [197, 199, 200]. The worldwide hydrogen production is mostly used by four sectors: ammonia production (50%), refinery applications (22%), methanol production (14%), and various reduction processes (7%), with the remaining 7% distributed to other consumers [196].

In general, hydrogen production processes can be categorized into three groups:

electrochemical, biological, and thermochemical methods [196], all of which can be implemented using renewable energy sources. Thermochemical conversion pathways relying on fossil fuels are the current established methods for large-scale hydrogen production in industrial settings and exhibit the highest technology readiness level at TRL 9 [196]. However, renewable hydrogen production via thermochemical conversion can also be achieved by using biomass as feedstock [196]. Thermochemical conversion methods such as gasification and pyrolysis yield a synthesis gas or syngas, mostly composed of hydrogen and carbon monoxide, which can then be subjected to various downstream processes in order to produce pure hydrogen [49, 196]. Among thermochemical methods, biomass gasification processes have been identified as the most promising conversion pathway for hydrogen production [196, 197], since they provide the highest energy and exergy efficiencies and allow achieving the lowest cost of hydrogen production [194, 199]. Therefore, for the sake of conciseness, pyrolysis conversion pathways are not discussed in this document.

Gasification is the predominant thermochemical conversion process globally and is anticipated to reach the industrial scale (TRL 9) for renewable hydrogen production from biomass within a few decades [194]. Steam gasification appears to be the most suitable gasification process, as it does not require an expensive oxidizing agent (oxygen) and is adapted to a wide variety of wet and dry feedstocks [194]. The current maturity status of hydrogen production through steam gasification of biomass has been reported at TRL 7–8 [194, 196]. Nonetheless, there are still multiple challenges associated with biomass gasification for hydrogen production, such as high capital costs, low hydrogen yield, low gasification efficiency, and high tar production [199]. Thus, governmental support and subsidies are yet necessary for successful development and implementation of hydrogen production based on biomass gasification technologies [196]. Other technologically available pathways incorporating the biomass gasification technology may also be used for hydrogen production. In Chapter 7, an alternative approach for continuous decentralized high-purity green hydrogen production from woody biomass through hybridization of an integrated gasification combined cycle (IGCC) and alkaline water electrolysis is explored [56]. This approach relies on electrochemical methods rather than thermochemical methods for hydrogen production, since the IGCC is intended for generation of the electric power consumed by the alkaline water electrolysis process. The proposed hybrid system is characterized by its energy self-sufficiency, as well as the modularity, scalability and high level of technological maturity of the equipment (all the units are at TRL 9 and commercially available). However, the capital investment of the required equipment is expected to be considerably high.

Hydrogen production from biomass gasification holds promise as an environmentally friendly and renewable energy carrier, particularly for its use in fuel cells for both mobile and stationary applications [26, 196]. Biomass gasification using steam or a combination of oxygen and steam as gasifying agent yields a hydrogen-rich syngas [26]. However, if air is used instead

as gasifying agent, the product gas is highly diluted with nitrogen, leading to a relatively low hydrogen concentration, which requires a higher effort for hydrogen purification [26]. By contrast, steam gasification can be used to obtain syngas with a high hydrogen concentration and yield, and a high H_2/CO molar ratio, although the gasification process becomes allothermal, meaning that it requires an external heat input. The hydrogen concentration ranges from 20 to 60 vol.% for steam gasification and only from 5 to 25 vol.% for air gasification [49]. Therefore, air-blown gasification processes are usually disregarded for hydrogen production applications [196]. Indeed, the research focus is currently on medium to small scale plants, where allothermal gasification processes are more advantageous [196].

Fig. 3.33 shows a schematic process flow diagram (PFD) for hydrogen production via allothermal biomass gasification using steam as gasifying agent. After the gasification and standard syngas conditioning process, a reforming stage followed by a water-gas shift stage is typically integrated to achieve a high hydrogen content within the syngas [26]. Rapeseed oil methyl ester (RME) scrubbers and amine scrubbers should also be included downstream of the water-gas shift reactor to separate tar and carbon dioxide from the product gas, respectively [196]. Pressure swing adsorption or membrane processes may eventually be used to separate and purify hydrogen from the hydrogen-rich syngas [26].

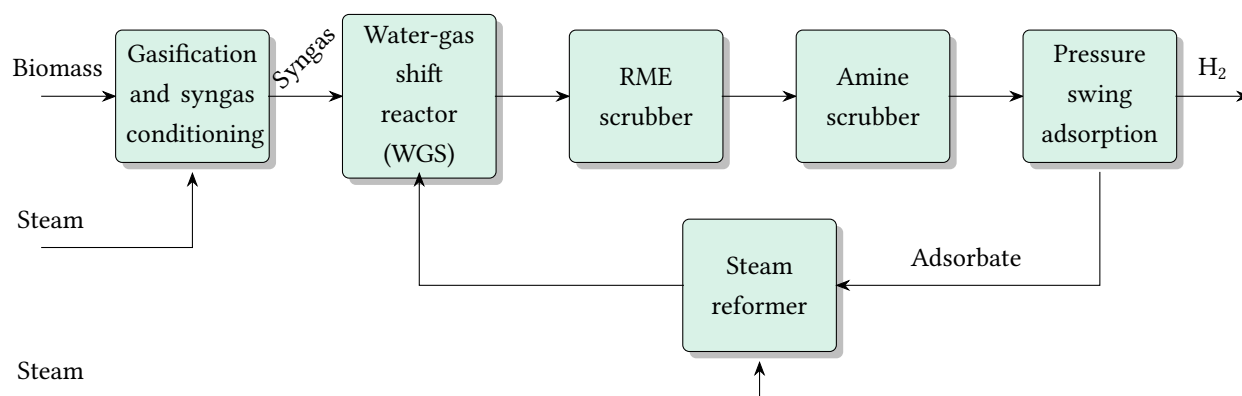


FIGURE 3.33: Process flow diagram for hydrogen production via steam gasification of biomass.
SOURCE: Own elaboration from Binder et al. [196].

3.5.2.1.1 Hydrogen yield increase

In order to increase the yield of hydrogen and reduce the content of carbon monoxide in the product gas from gasification, a water-gas shift (WGS) unit is used. The forward water-gas shift reaction (R10 in Table 3.1), is a well-established technology in industrial large-scale plants for either hydrogen production or adjustment of the CO/H_2 molar ratio in synthesis gas [196]. The forward water-gas shift reaction converts carbon monoxide and steam into hydrogen and carbon dioxide [201]. The equilibrium constant of the water-gas shift reaction decreases with rising temperature, favoring higher conversion rates at lower temperatures [196, 201]. The reaction

proceeds without change in the number of moles and in consequence pressure does not exert any significant effect on equilibrium [201]. In order to achieve low carbon monoxide and high hydrogen concentrations in the effluent without requiring a substantial excess of steam, operating the reaction at lower temperatures is preferred [201]. However, at low temperatures, reaction rates diminish and the reaction becomes kinetically hindered [201].

On an industrial scale, a WGS unit usually consists of one or more fixed-bed reactors [196]. For adjustment of the CO/H_2 molar ratio in synthesis applications, a high-temperature WGS stage with a relatively small CO conversion is typically enough [196]. However, for hydrogen production, the product gas stream requires further processing across one or two additional stages with gradually decreasing inlet and outlet temperatures to achieve a sufficiently high CO conversion [196]. Traditionally and in most industrial implementations, the WGS unit consists of two fixed-bed reactors and only one low-temperature WGS stage is used [201]. Depending on the feed of the WGS reactor, typical molar steam/dry gas ratios are between 0.6 and 2.2, with a minimum ratio of 0.4 [196].

In order to reach reasonable reaction rates, different catalysts may be used. Ferrochrome (Fe-Cr)-based catalysts are suitable for the high-temperature water-gas shift stage [196]. This high-temperature stage operates under adiabatic conditions, with gas inlet temperatures in the range of 350 to 550 °C, space velocities between 400 and 1200 h^{-1} , along with operating pressures above 20 bar, which vary according to plant requirements [196, 201]. The low-temperature stage (around 200 °C) takes advantage of the favorable equilibrium below 250 °C [201], and Co-Mo or Cu-Zn-based catalysts are typically used [196].

3.5.2.1.2 Hydrogen separation and purification

Hydrogen separation and purification from hydrogen-rich syngas may be accomplished through either pressure swing adsorption (PSA) or membrane-based processes [201]. However, when a high level of purity ($> 99\%$) is required, a PSA process becomes essential [196]. Indeed, production of high-purity hydrogen from a feed gas containing 70–90% H_2 using a PSA process has become a common industrial practice [201].

The PSA process relies on the physical binding of gas molecules onto a solid adsorbent material. The interaction between the gas and the adsorbent is mostly influenced by the gas component, its partial pressure, the type of adsorbent, and the temperature [196]. PSA is a mature and widely used process for gas separation at commercial scale in various industrial applications, such as for air separation, hydrogen production, and biogas upgrading [196, 201]. In fact, over 85% of current global hydrogen production units use PSA technology for hydrogen purification, and several hundred PSA process units have been installed around the world [201].

A simplified process flow diagram of a PSA process is shown in Fig. 3.34. The incoming feed gas is compressed and sequentially introduced into distinct adsorber vessels containing porous

solid adsorbents, such as zeolites, activated carbons, silica or alumina gels [196, 201]. The impurities from the hydrogen-containing feed gas mixture are selectively adsorbed onto packed columns of adsorbents within the vessels in order to produce a high-purity hydrogen product gas at feed pressure [201]. These packed columns are cyclically regenerated by reducing the pressure (depressurization) and purging them with high-pressure product gas (raffinate) [196]. The desorbed low-pressure product gas (adsorbate), which is enriched in the more strongly adsorbed components, contains the impurities from the feed and can be recycled for further utilization within upstream or downstream processes [196].

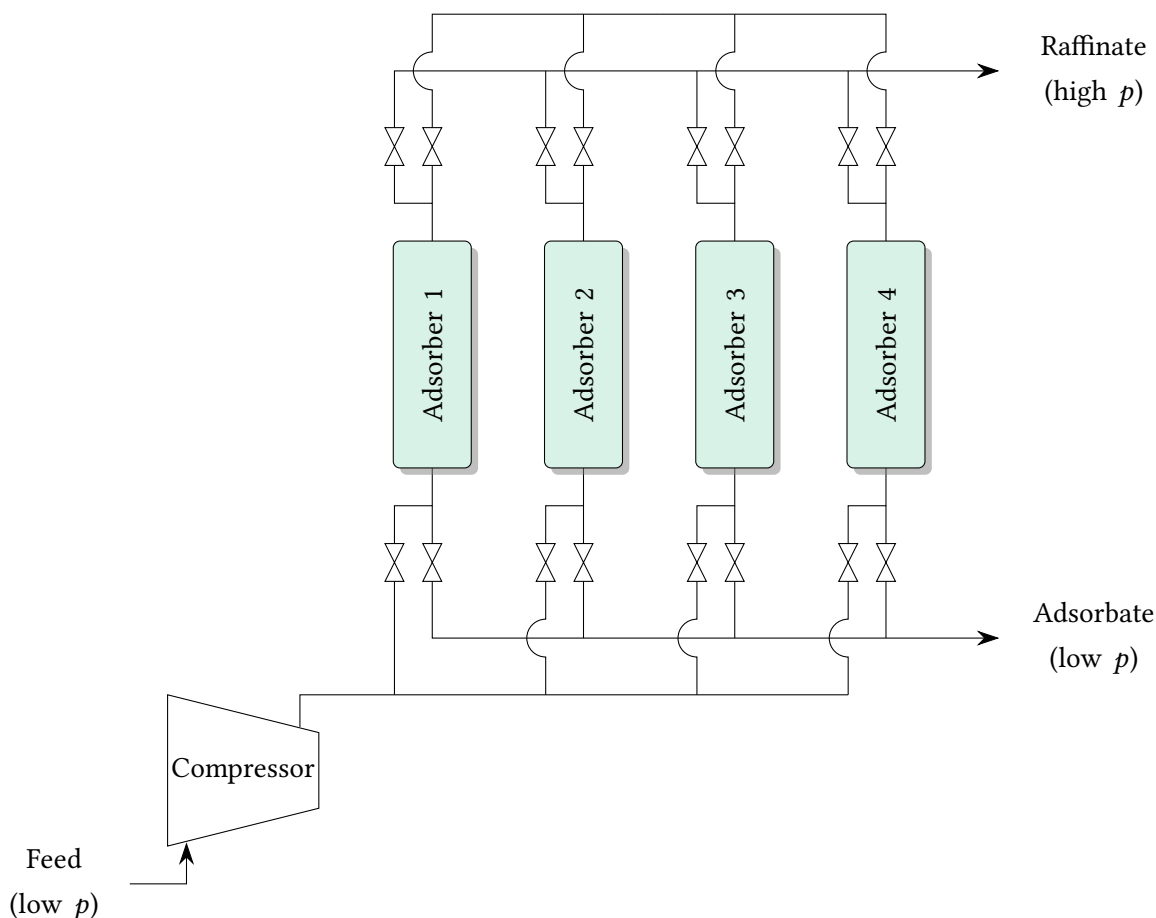


FIGURE 3.34: Simplified schematic diagram of a pressure swing adsorption (PSA) process.

SOURCE: Own elaboration from Binder et al. [196].

Although the concept of a hydrogen PSA process may seem rather straightforward, designing a functional hydrogen PSA unit can be quite challenging, because it generally involves the use of a multicolumn adsorption system operating under a cyclic steady state using a series of sequential, non-isothermal, non-isobaric, and non-steady-state process steps [201]. These include the steps of adsorption, desorption, and numerous complementary steps aimed at increasing the hydrogen purity and recovery in the product gas [201].

Considering the main gas components of the processed gas, the affinity for adsorption onto activated carbon can be characterized using the following relationship: $\text{CO}_2 > \text{CH}_4 > \text{CO} > \text{H}_2$

[201]. This indicates that activated carbon has a higher tendency to adsorb CO_2 , making it more effective at removing carbon dioxide from the feed gas compared to, for instance, hydrogen [196]. Therefore, activated carbon is a suitable adsorbent for pure hydrogen production [196].

With additional separation of the carbon dioxide prior to the PSA unit and further optimization measures, it is possible to achieve a hydrogen recovery rate of 90% [196]. Nevertheless, there is an inherent trade-off between hydrogen recovery and its purity [196]. Therefore, if high grade hydrogen (purity higher than 99.999%) is to be produced, the recovery rate should be significantly lower [201].

Similar to PSA, membrane-based processes are typically pressure-driven gas separation processes [196, 201]. However, unlike PSA, membrane processes usually provide a continuous throughput, rather than cyclical, making them easier to control [196, 201]. When selecting between membrane and PSA purification processes, it is important to consider scale. Experience has demonstrated that PSA scales up economically and may be the best choice for large-scale stationary applications [201]. Conversely, the economic feasibility of scaling down PSA is generally limited, making membrane-based processes a more favorable choice for small-scale applications [201].

A membrane is a discrete, thin interface that regulates the permeation of the chemical components it comes into contact with. This interface may either be molecularly homogeneous or heterogeneous. A schematic representation of a membrane gas separation system is illustrated in Fig. 3.35, where a membrane is sealed within a housing (pressure vessel) to form a membrane module [196, 201]. A feed gas stream enters within the membrane system, where it is split into two fractions: raffinate and permeate [201]. The hydrogen partial pressure in each stream is denoted by P_{H_2} , where the subscripts f , r , and p indicate the feed, raffinate, and permeate streams, respectively [201]. The permeate fraction contains a higher concentration of gas molecules that permeate more readily through the membrane, such as hydrogen [196].

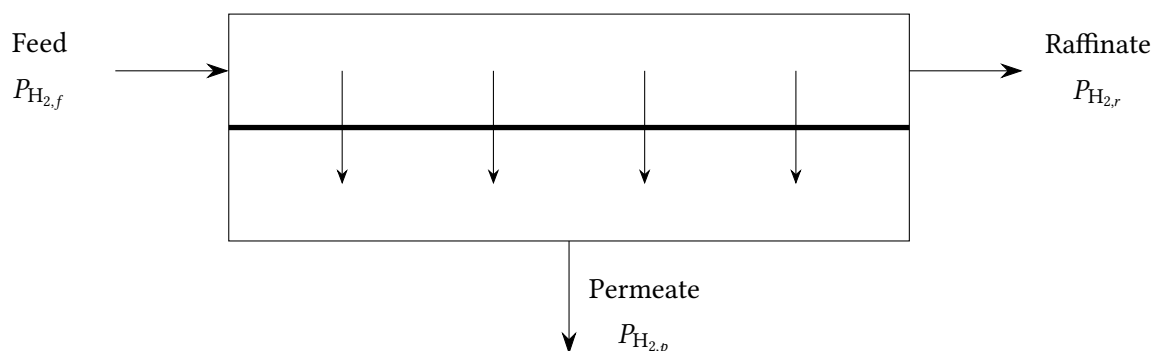


FIGURE 3.35: Simplified schematic diagram of a hydrogen separation membrane and membrane module.
SOURCE: Own elaboration from Liu et al. [201].

There are essentially four different types of membranes, or semipermeable barriers, which have either been commercialized for hydrogen separations or are being proposed for further

development and commercialization. They are polymeric membranes, porous (ceramic, carbon, metal) membranes, dense metal membranes, and ion-conductive membranes [196, 201]. Among these, it is noteworthy that only the polymeric membranes have witnessed significant commercialization, although dense metal membranes have also been commercialized for selected applications [196, 201].

3.5.2.2 Methanol production

Methanol (CH_3OH) is an alcohol predominantly used for the production of a variety of chemical compounds and fuels [202], and occasionally used itself as fuel in internal heat engines [42]. Within the chemical industry, it finds application in the production of intermediate compounds like formaldehyde and acetic acid, which in turn serve as building blocks for diverse products such as plywood, foams, resins, and plastics [202]. In the fuel sector, methanol is used to produce methyl tert-butyl ether (MTBE), which is used as an anti-knock instead of lead-based substances [202].

The synthesis of methanol from syngas is a well-established technology [201]. The overwhelming majority of commercially produced methanol is synthesized through catalytic conversion of syngas containing carbon monoxide, carbon dioxide, and hydrogen as the main components [201]. The essential reactions occurring during methanol synthesis are outlined below:



Among these three reactions, only two are stoichiometrically independent [201]. The first reaction yields methanol with low hydrogen consumption, but leads to a substantial heat output. The second reaction produces less heat, but consumes more hydrogen and generates steam as a by-product. Methanol formation is thermodynamically favored by low temperatures and high pressures [201, 202]. The composition of the syngas used for methanol synthesis should contain a H_2/CO molar ratio higher than 2 in order to promote conversion of CO_2 in the syngas and suppress side reactions [202, 203].

The conversion of syngas to methanol is severely limited by reaction thermodynamics, and only a part of the syngas is transformed into methanol per each pass through the reactors [201]. A typical per-pass conversion efficiency of syngas to methanol is about 25% [204]. The rate of conversion is influenced by the syngas composition, the pressure of the syngas feed, the space velocity (u_g), and the activity of the catalyst [201]. Unreacted syngas is usually recirculated to increase the conversion rate [204]. To address the constraints imposed by thermodynamics on

the conversion and methanol yield, one of the most effective approaches is timely and quickly removal of the reaction heat [201, 204]. Because of heat management, the once-through conversion is typically limited and in the order of 10%, while recycle ratios are of the order 7–9 [203]. Another approach to overcome the limited syngas conversion rates is the development of efficient catalysts with better performance at relatively low temperatures [201]. Thus far, most of the ongoing research efforts are being focused on the development of novel catalysts.

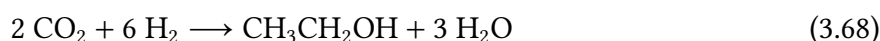
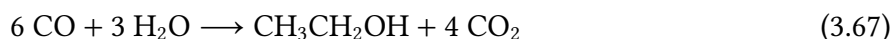
At present, in order to reach reasonable conversion rates of syngas into methanol, two process options are available: high pressure and low-pressure methanol synthesis. High-pressure methanol synthesis (about 250–350 bar) typically uses Zn-based or ZnO-based catalysts, which are only active at relatively high temperatures in the range of 350–400 °C [201]. However, the elevated operating pressures require complex facilities and demand high power consumption. This process is no longer economical and is being phased out [201]. By contrast, low-pressure methanol synthesis (about 50–100 bar) use Cu (reduced form of CuO) and ZnO on an Al₂O₃ support at reaction temperatures between 220–270 °C [201], although these catalysts have been found to be susceptible to sulfur and carbonyl poisoning, sintering, and thermal aging. Nowadays, the vast majority of operational methanol synthesis processes have adopted a low-pressure configuration [201].

Conventionally, methanol is produced in a two-phase system, where the reactants (CO, CO₂, and H₂) and products (CH₃OH and H₂O) constitute the gas phase, while the catalyst forms the solid phase [201]. Two major reactor configurations have been widely used: an adiabatic reactor containing a continuous bed of catalyst, with cooling achieved through injections of cold gas (known as the ICI system), and a multitubular reactor with an internal heat exchanger (referred to as the Lurgi system) [201]. Both systems are typically operated within the temperature range of 210–280 °C and at relatively low pressures around 5–7 MPa, using Cu/ZnO/Al₂O₃ catalysts [201].

3.5.2.3 Ethanol production

Ethanol (CH₃CH₂OH) is an alcohol that has predominant application as a solvent, a reagent within the chemical and pharmaceutical industry, or as a fuel [202]. Ethanol may be produced from biomass gasification-derived syngas using either fermentation methods or catalytic conversion processes with catalysts such as Mo, Rh, K, Cu, Zn, and Fe, pressures in the range of 1–100 bar and temperatures of about 230–300 °C [202]. However, published studies comparing catalytic processes and gas fermentation for ethanol production indicate that gas fermentation has greater fuel yield and energy efficiency. Syngas fermentation is an indirect method for producing ethanol, as well as acetic acids and other chemicals, from biomass feedstocks [204]. This approach may be preferred for its ability to process nearly any kind of biomass resources [204]. By contrast, direct fermentation of biomass, despite being the most widely used process for bioethanol production, encounters challenges with recalcitrant feedstocks, requiring

multiple enzymes, and thus, leading to high costs [204]. Therefore, the syngas fermentation approach may offer a more suitable solution for difficult-to-handle feedstocks, such as lignocellulosic biomass materials [204]. Moreover, syngas fermentation has a fundamental advantage over first generation ethanol production technologies, as it allows the use of non-food biomass with sufficient feedstock availability to produce substantial volumes of an environmentally sustainable fuel [205]. The overall reactions for ethanol production from syngas are as follows:



Syngas fermentation is usually not significantly affected by the H_2/CO molar ratio. Both H_2 and CO can be simultaneously converted, although organisms typically exhibit a preference for CO over H_2 [204]. Typical CO conversion rates reported in the literature for laboratory scale syngas fermentation processes are about 90%, whereas H_2 conversion rates tend to be around 70% [204]. Nevertheless, the yield of product is still relatively low, and achieving a very high product selectivity also poses a challenge [204].

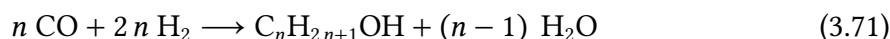
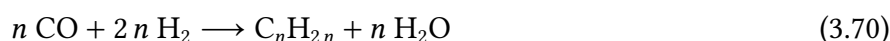
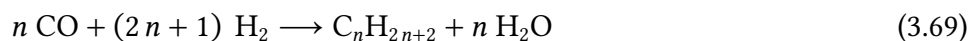
A typical issue in using syngas for fermentation arises from the high temperature of the syngas itself [204], which inhibits the growth of most microorganisms. If syngas is produced from gasification or reforming, it usually has a high temperature. However, the fermentation of syngas requires a relatively mild temperature environment. Consequently, the syngas needs to be cooled before undergoing fermentation [204]. Compared to mesophilic microorganism (30–40 °C), thermophilic microorganisms can grow at high temperatures (60–70 °C), thus requiring less cooling of the syngas [204, 205]. Another significant challenge in syngas fermentation is the slow mass transfer during cultivation of cells in liquid media with gas as a substrate [204]. Despite these challenges, after more than 25 years of research on syngas fermentation for the production of ethanol, this application is now being deployed at a near commercial scale [205, 206]. However, although the majority of the challenges associated with gasification and gas clean-up, fermentation and bioreactor design, and downstream processing have already been solved on an individual basis at a small scale, the integration of all of these components is complex, and poses a significant barrier to successful commercialization [205].

3.5.2.4 Fischer–Tropsch synthesis

Syngas can be used to produce synthetic chemicals, gasoline, and diesel fuel through the Fischer–Tropsch synthesis (FTS) [204]. In FTS, syngas reacts over catalysts to produce liquid hydrocarbons [201]. The products from FTS may be further upgraded through hydrotreating or hydrocracking reactions [201]. Moreover, since purified syngas is used in FTS, all the liquid products are free of sulfur and nitrogen. Therefore, the final products from FTS usually exhibit

exceptional quality and are of high market values [201]. Hydrocarbons with chain lengths in the range of 5–10 carbon atoms, after a downstream hydrogenation or isomerization treatment to increase their octane rating, are mostly used as gasoline fuel [201]. Shorter chain products such as butane and propane can also be oligomerized into gasoline [201]. However, complex downstream treatments lead to additional costs and reduce profitability. FT diesel has high linearity, low content of aromatic compounds and a very high cetane rating (as high as 75), which result in a superior quality compared to diesel fuels derived from other processes [201].

One of the major advantages of FTS is its product versatility [207]. The products from FTS are hydrocarbons, oxygenates (e.g., alcohols, aldehydes, acids, ketones), and water. The most abundant compound classes are alkanes (paraffins), alkenes (olefins), and alcohols, as shown by the synthesis reactions in Eqs. (3.69)–(3.71) [201, 203, 207, 208].



where n is the average hydrocarbon chain length and m is the number of hydrogen atoms per carbon atom, or H/C molar ratio. FTS may be conducted at a low-temperature range of 200–250 °C or at a high-temperature range of 300–350 °C [204]. At either temperature range, the excess heat generated from the highly exothermic synthesis reactions needs to be removed, requiring a heat exchange system [204, 208]. If the excess heat is not removed, the exothermic nature of the FT reactions can cause an anomalous temperature rise, which could in turn lead to catalyst deactivation [208].

FTS products are primarily a mixture of linear and branched hydrocarbons [201]. Among these, linear paraffins and α -olefins are the main products, with carbon chain lengths ranging from one carbon atom to as long as fifty, although a small amount of alcohols can also be produced during FTS [201]. Olefins from FTS are important building blocks for petrochemical synthesis to obtain high-molecular-weight chemicals, polymers, or alcohols [201]. Linear paraffin FTS products may either be recycled to generate more syngas or used as fuel, such as synthetic natural gas (SNG) [201]. Wax products are on the heavier side of the FTS product spectrum. Although most wax may be sent to a cracking process to produce shorter-chain products, the FT wax itself has a high quality [201].

According to the above reactions, the ideal H_2/CO molar ratio in the syngas for FTS is around 2 [203], which is higher than the typical H_2/CO molar ratios produced during biomass gasification [201]. Thus, it may be required or even preferred to externally adjust the syngas composition to achieve this molar ratio [203]. WGS reactors are typically used as part of the syngas conditioning unit to adjust the H_2/CO molar ratio in syngas prior to the FTS for maximum yields

[201]. Nevertheless, this does not imply that the H_2/CO molar ratio in the syngas feed always has to be near 2 [203]. An alternative process is to integrate the WGS functionalities into the FT catalyst itself. The WGS reaction can be carried out in situ in the FT reactor, with water produced in the chain growth reaction as WGS reactant. Therefore, an FT catalyst with WGS function can, in theory, achieve the maximum syngas conversion with a H_2/CO molar ratio of only 0.5 [201].

The most commonly used FT catalysts are Group VIII metals (Co, Ru, Fe, and Ni) [201, 208]. Among these, cobalt catalysts are reported about three times more active than iron-based catalysts, although they are also much more expensive [201, 204]. Despite being less active and stable than cobalt catalysts and prone to inhibition by the presence of water, iron catalysts are still a popular option for FTS [201]. Iron catalysts are much cheaper and exhibit strong WGS activity [204, 208]. Therefore, they are preferred for syngas with a relatively low H_2/CO molar ratio (0.5–1.3). Although their selectivity to heavy products is not as good as that of cobalt and ruthenium, iron catalysts are less sensitive to temperature change [201].

The products from FTS are mostly aliphatic straight-chain hydrocarbons, although branched hydrocarbons, unsaturated hydrocarbons, and primary alcohols are also formed in minor quantities [42]. The product distribution from FTS includes light hydrocarbons, such as methane (CH_4), ethene (C_2H_4) and ethane (C_2H_6), liquefied petroleum gas (LPG) such as propane and butane ($\text{C}_3\text{--C}_4$), gasoline ($\text{C}_5\text{--C}_{12}$), diesel fuels ($\text{C}_{13}\text{--C}_{22}$), and waxes ($\text{C}_{23}\text{--C}_{33}$) [42, 202]. The distribution of products distribution depends on the catalyst and process parameters such as temperature, pressure, and residence time. The distribution of products from FTS is described by the Anderson–Schulz–Flory equation [42].

$$y_n = \alpha n^{1-\alpha} \quad (3.72)$$

where y_n is the mole fraction of the product n . The value of parameter α is influenced by factors such as the composition of the synthesis gas, temperature, pressure, and the composition of the catalyst [42, 208]. Longer chain hydrocarbons are preferentially formed at high temperatures and low H_2/CO molar ratio, representing high α values (typically 0.9–0.95) [208]. As temperature increases, the probability of chain growth decreases. For instance, within the range of 300–350 °C, α values typically range from 0.65 to 0.70 [208].

In the Anderson–Schulz–Flory equation, the probability α of chain growth is assumed chain-length independent [201]. Therefore, the probability of a chain made up of n atoms (P_n) is:

$$P_n = \alpha^{n-1} (1 - \alpha) \quad (3.73)$$

where the term $(1 - \alpha)$ represents the chain termination [208]. The chain growth probability may be expressed as follows:

$$\alpha = \frac{r_p}{r_p + r_t} \quad (3.74)$$

where r_p and r_t represent the rate constants of propagation and termination, respectively [208]. A higher value of α means heavier products, whereas a lower value implies lighter compounds [201]. Given that $\alpha < 1$, the cumulative probability of all potential chains corresponds to the sum of the individual probabilities of each chain, resulting in a total probability of unity.

$$\sum_1^{\infty} P_n = (1 - \alpha) + \alpha (1 - \alpha) + \alpha^2 (1 - \alpha) + \dots = \sum_1^{\infty} \alpha^{n-1} (1 - \alpha) = \frac{1 - \alpha}{1 - \alpha} = 1 \quad (3.75)$$

The probability of a chain made up of n atoms corresponds to its mole fraction (y_n). This expression may be linearized as follows:

$$y_n = \alpha^{n-1} (1 - \alpha) = \alpha^n \frac{1 - \alpha}{\alpha} \Rightarrow \log y_n = \log \frac{1 - \alpha}{\alpha} + n \log \alpha \quad (3.76)$$

When plotting the logarithm of the molar fraction (y_n) with respect to the number of carbon atoms (n), a straight line is obtained with $\log \alpha$ being the slope [201].

The average number of carbon atoms ($\bar{n}$) is determined according to the following expression:

$$\begin{aligned} \bar{n} &= \sum_1^{\infty} n P_n = \sum_1^{\infty} \alpha^{n-1} (1 - \alpha) = (1 - \alpha) + 2 \alpha (1 - \alpha) + 3 \alpha^2 (1 - \alpha) + 4 \alpha^3 (1 - \alpha) + \dots \\ &= 1 - \alpha + 2 \alpha - 2 \alpha^2 + 3 \alpha^2 - 3 \alpha^3 + 4 \alpha^3 - 4 \alpha^4 + \dots = 1 + \alpha + \alpha^2 + \alpha^3 + \dots = \frac{1}{1 - \alpha} \end{aligned} \quad (3.77)$$

The mass fraction (x_n) of hydrocarbons with n carbon atoms may eventually be determined as shown in Eq. (3.78) [207, 208].

$$x_n = \frac{n y_n}{\bar{n}} = \frac{n [\alpha^{n-1} (1 - \alpha)]}{1/(1 - \alpha)} = n \alpha^n \frac{(1 - \alpha)^2}{\alpha} \Rightarrow \log \frac{x_n}{n} = n \log \alpha + \log \frac{(1 - \alpha)^2}{\alpha} \quad (3.78)$$

Fig. 3.36 illustrates how product selectivity varies with α . It can be observed that the maximum selectivity for diesel is achieved at $\alpha = 0.9$, whereas gasoline selectivity reaches its peak at $\alpha = 0.76$ [201]. The product selectivity is the highest for methane and then decreases as the chain length increases, although there is a local maximum at C₃–C₄ [201]. Most of the hydrocarbons from FTS are linear [201].

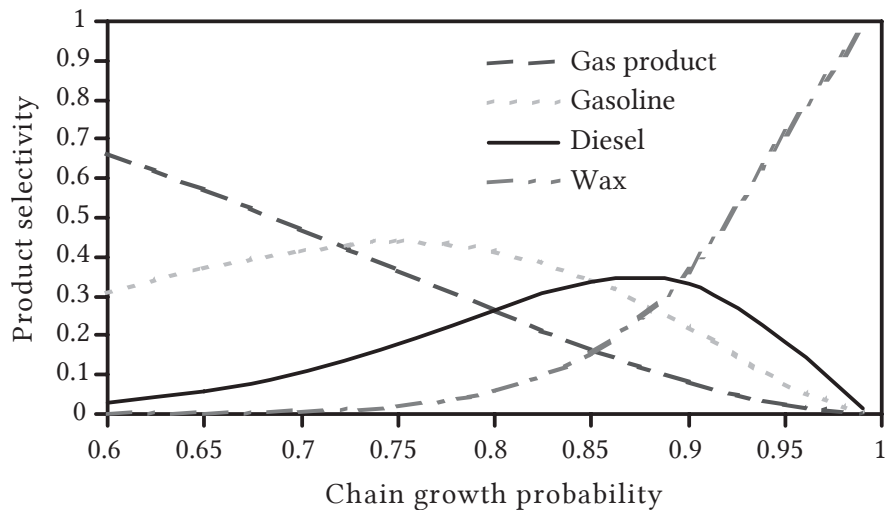


FIGURE 3.36: Relationship between product selectivity and chain growth probability in the Fischer–Tropsch synthesis. SOURCE: Adapted from Liu et al. [201].

References

- [1] C. Higman and M. van der Burgt, *Gasification*, 2nd ed. Elsevier, 2008, ISBN: 978-0-7506-8528-3. DOI: [10.1016/B978-0-7506-8528-3.X0001-6](https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-8528-3.X0001-6).
- [2] A. Kaupp and J. R. Goss, «History of small gas oroducer engine systems», in *Small Scale Gas Producer-Engine Systems*. Wiesbaden: Vieweg+Teubner Verlag, 1984, pp. 8–24, ISBN: 978-3-663-06868-6. DOI: [10.1007/978-3-663-06868-6_2](https://doi.org/10.1007/978-3-663-06868-6_2).
- [3] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3rd ed. Academic Press, 2018, ISBN: 978-0-12-812992-0. DOI: [10.1016/C2016-0-04056-1](https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-1).
- [4] P. Raman and N. Ram, «Performance analysis of an internal combustion engine operated on producer gas, in comparison with the performance of the natural gas and diesel engines», *Energy*, vol. 63, pp. 317–333, 2013. DOI: [10.1016/j.energy.2013.10.033](https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.10.033).
- [5] F. X. Barca Salom, «Ovens of manufactured gas: The incorporation of new technologies in Spanish gasworks (1842–1960)», 2013. [Online]. Available: <https://upcommons.upc.edu/handle/2117/17390>.
- [6] F. Y. Hagos, A. R. A. Aziz, and S. A. Sulaiman, «Trends of syngas as a fuel in internal combustion engines», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 6, p. 401 587, 2014. DOI: [10.1155/2014/401587](https://doi.org/10.1155/2014/401587).
- [7] R. W. Breault, «Gasification processes old and new: A basic review of the major technologies», *Energies*, vol. 3, no. 2, pp. 216–240, 2010. DOI: [10.3390/en3020216](https://doi.org/10.3390/en3020216).
- [8] Energy Research Division of the US Department of Energy, *Fixed bed coal gasification for production of industrial fuel gas*, Reading, Pennsylvania, 1977. DOI: [10.2172/5164572](https://doi.org/10.2172/5164572). [Online]. Available: <https://www.osti.gov/servlets/purl/5164572>.

-
- [9] K. Littlewood, «Gasification: Theory and application», *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 3, no. 1, pp. 35–71, 1977. DOI: [10.1016/0360-1285\(77\)90008-9](https://doi.org/10.1016/0360-1285(77)90008-9).
 - [10] A. Kaijser, «Driving on wood: the Swedish transition to wood gas during World War Two», *Hist. Technol.*, vol. 37, no. 4, pp. 468–486, 2021. DOI: [10.1080/07341512.2022.2033387](https://doi.org/10.1080/07341512.2022.2033387).
 - [11] T. B. Reed and A. Das, *Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems*. Golden, CO, US: Biomass Energy Foundation, 1988. [Online]. Available: <https://www.nrel.gov/docs/legosti/old/3022.pdf>.
 - [12] T. E. Ban, «Conversion of solid fuels to low-BTU gas», *Energy Sources*, vol. 2, no. 1, pp. 11–31, 1975. DOI: [10.1080/00908317508945939](https://doi.org/10.1080/00908317508945939).
 - [13] H. Zhang, L. Wang, J. van Herle, F. Maréchal, and U. Desideri, «Techno-economic comparison of green ammonia production processes», *Appl. Energy*, vol. 259, p. 114 135, 2020. DOI: [10.1016/j.apenergy.2019.114135](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114135).
 - [14] National Research Council (US). Advisory Committee on Technology Innovation (US). Agency for International Development. Bureau for Science and Technology., *Producer Gas: Another Fuel for Motor Transport* (BOSTID report), 2nd ed. Washington, DC, US: National Academy Press, 1983. [Online]. Available: https://pdf.usaid.gov/pdf_docs/PNAA954.pdf.
 - [15] J. W. Rayner, *Gasification by the moving-burden technique. ii*, United States, Jan. 1952. [Online]. Available: <https://www.osti.gov/biblio/5312375>.
 - [16] J. Karl and T. Pröll, «Steam gasification of biomass in dual fluidized bed gasifiers: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 98, pp. 64–78, 2018. DOI: [10.1016/j.rser.2018.09.010](https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.09.010).
 - [17] A. F. Kirkels and G. P. Verbong, «Biomass gasification: Still promising? A 30-year global overview», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 15, no. 1, pp. 471–481, 2011. DOI: [10.1016/j.rser.2010.09.046](https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.09.046).
 - [18] *The history of integrated gasification combined-cycle power plants*, vol. Volume 3: Coal, Biomass and Alternative Fuels; Cycle Innovations; Electric Power; Industrial and Cogeneration Applications; Organic Rankine Cycle Power Systems, Turbo Expo: Power for Land, Sea, and Air, Jun. 2017. DOI: [10.1115/GT2017-64507](https://doi.org/10.1115/GT2017-64507).
 - [19] Y. Neubauer, «Biomass gasification», in *Biomass Combustion Science, Technology and Engineering*, ser. Woodhead Publishing Series in Energy, L. Rosendahl, Ed., Woodhead Publishing, 2013, pp. 106–129, ISBN: 978-0-85709-131-4. DOI: [10.1533/9780857097439.2.106](https://doi.org/10.1533/9780857097439.2.106).
 - [20] A. Kushwah, T. Reina, and M. Short, «Modelling approaches for biomass gasifiers: A comprehensive overview», *Sci. Total Environ.*, vol. 834, p. 155 243, 2022. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2022.155243](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.155243).
-

-
- [21] M. F. Irfan, M. R. Usman, and K. Kusakabe, «Coal gasification in CO₂ atmosphere and its kinetics since 1948: A brief review», *Energy*, vol. 36, no. 1, pp. 12–40, 2011. DOI: [10.1016/j.energy.2010.10.034](https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.10.034).
- [22] L. Emami Tabatabaie, M. F. Irfan, W. A. M. Wan Daud, and M. H. Chakrabarti, «The effect of temperature on various parameters in coal, biomass and CO-gasification: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, no. 8, pp. 5584–5596, 2012. DOI: [10.1016/j.rser.2012.06.015](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.06.015).
- [23] N. Mahinpey and A. Gómez, «Review of gasification fundamentals and new findings: Reactors, feedstock, and kinetic studies», *Chem. Eng. Sci.*, vol. 148, pp. 14–31, 2016. DOI: [10.1016/j.ces.2016.03.037](https://doi.org/10.1016/j.ces.2016.03.037).
- [24] S. Sansaniwal, K. Pal, M. Rosen, and S. Tyagi, «Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 72, pp. 363–384, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2017.01.038](https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038).
- [25] H. Wiinikka, J. Wennebro, M. Gullberg, E. Pettersson, and F. Weiland, «Pure oxygen fixed-bed gasification of wood under high temperature (>1000°C) freeboard conditions», *Appl. Energy*, vol. 191, pp. 153–162, 2017. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.01.054](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.01.054).
- [26] S. Heidenreich, M. Müller, and P. U. Foscolo, *Advanced Biomass Gasification*. Academic Press, 2016, ISBN: 978-0-12-804296-0. DOI: [10.1016/B978-0-12-804296-0.00008](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-804296-0.00008).
- [27] N. Indrawan, A. Kumar, M. Moliere, K. A. Sallam, and R. L. Huhnke, «Distributed power generation via gasification of biomass and municipal solid waste: A review», *J. Energy Inst.*, vol. 93, no. 6, pp. 2293–2313, 2020. DOI: [10.1016/j.joei.2020.07.001](https://doi.org/10.1016/j.joei.2020.07.001).
- [28] T. K. Patra and P. N. Sheth, «Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 50, pp. 583–593, 2015. DOI: [10.1016/j.rser.2015.05.012](https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.05.012).
- [29] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno, and A. Coronas, «Review and analysis of biomass gasification models», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 14, no. 9, pp. 2841–2851, 2010. DOI: [10.1016/j.rser.2010.07.030](https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030).
- [30] A. Molino, S. Chianese, and D. Musmarra, «Biomass gasification technology: The state of the art overview», *J. Energy Chem.*, vol. 25, no. 1, pp. 10–25, 2016. DOI: [10.1016/j.jechem.2015.11.005](https://doi.org/10.1016/j.jechem.2015.11.005).
- [31] J. Ruiz, M. Juárez, M. Morales, P. Muñoz, and M. Mendivil, «Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 18, pp. 174–183, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2012.10.021](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.021).
- [32] M. La Villetta, M. Costa, and N. Massarotti, «Modelling approaches to biomass gasification: A review with emphasis on the stoichiometric method», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 74, pp. 71–88, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2017.02.027](https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.02.027).
-

-
- [33] D. Baruah and D. Baruah, «Modeling of biomass gasification: A review», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, pp. 806–815, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.07.129](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.129).
- [34] K. Miller, «Coal analysis», in *The Coal Handbook: Towards Cleaner Production*, ser. Woodhead Publishing Series in Energy, D. Osborne, Ed., vol. 1, Woodhead Publishing, 2013, pp. 151–189, ISBN: 978-0-85709-422-3. DOI: [10.1533/9780857097309.1.151](https://doi.org/10.1533/9780857097309.1.151).
- [35] L. Wang, C. L. Weller, D. D. Jones, and M. A. Hanna, «Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production», *Biomass Bioenerg.*, vol. 32, no. 7, pp. 573–581, 2008. DOI: [10.1016/j.biombioe.2007.12.007](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2007.12.007).
- [36] J. Arauzo, F. Bimbela, J. Ábrego, J. L. Sánchez, and A. Gonzalo, *Introducción a las tecnologías de aprovechamiento de biomasa*, 2014. [Online]. Available: <https://digital.csic.es/handle/10261/108763>.
- [37] C. Wilen, A. Moilanen, and E. Kurkela, *Biomass feedstock analyses* (VTT Publications 282). Finland: VTT Technical Research Centre of Finland, 1996, Project code: N6SU00115, ISBN: 951-38-4940-6. [Online]. Available: <https://www.osti.gov/etdeweb/servlets/purl/434876>.
- [38] S. Channiwala and P. Parikh, «A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels», *Fuel*, vol. 81, no. 8, pp. 1051–1063, 2002. DOI: [10.1016/S0016-2361\(01\)00131-4](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(01)00131-4).
- [39] A. Demirbaş, «Calculation of higher heating values of biomass fuels», *Fuel*, vol. 76, no. 5, pp. 431–434, 1997. DOI: [10.1016/S0016-2361\(97\)85520-2](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(97)85520-2).
- [40] G. Marlair, C. Cwiklinski, and A. Tewarson, «An analysis of some practical methods for estimating heats of combustion in fire safety studies», in *Interflam 99*, Edinburgh, United Kingdom, 1999. [Online]. Available: <https://hal-ineris.archives-ouvertes.fr/ineris-00972167>.
- [41] Aspen Technology, Inc. (AspenTech), *Physical Property Methods and Models 11.1*, 2001.
- [42] A. Demirbaş, *Biofuels: Securing the Planet's Future Energy Needs*. London: Springer-Verlag, 2009, ISBN: 978-1-84882-010-4. DOI: [10.1007/978-1-84882-011-1](https://doi.org/10.1007/978-1-84882-011-1).
- [43] L. Felix, S. K. Hoekman, and C. Coronella, «Wet torrefaction – The hydrothermal carbonization of biomass», International Workshop of Biomass Torrefaction for Energy, May 2012.
- [44] International Energy Agency (IEA), *Technology Roadmap - Bioenergy for Heat and Power*, 2022. [Online]. Available: <https://www.iea.org/reports/technology-roadmap-bioenergy-for-heat-and-power>.
- [45] J. Feroso *et al.*, «High-pressure co-gasification of coal with biomass and petroleum coke», *Fuel Process. Technol.*, vol. 90, no. 7, pp. 926–932, 2009. DOI: [10.1016/j.fuproc.2009.02.006](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2009.02.006).
-

-
- [46] Y. J. Kim, J. M. Lee, and S. D. Kim, «Coal gasification characteristics in an internally circulating fluidized bed with draught tube», *Fuel*, vol. 76, no. 11, pp. 1067–1073, 1997. DOI: [10.1016/S0016-2361\(97\)00112-9](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(97)00112-9).
- [47] R. Rauch, J. Hrbek, and H. Hofbauer, «Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas», *WIREs Energy Environ.*, vol. 3, no. 4, pp. 343–362, 2014. DOI: [10.1002/wene.97](https://doi.org/10.1002/wene.97).
- [48] E. Shayan, V. Zare, and I. Mirzaee, «Hydrogen production from biomass gasification: A theoretical comparison of using different gasification agents», *Energy Convers. Manag.*, vol. 159, pp. 30–41, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2017.12.096](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.12.096).
- [49] H. Song *et al.*, «Recent development of biomass gasification for h₂ rich gas production», *Appl. Energy Combust. Sci.*, vol. 10, p. 100 059, 2022. DOI: [10.1016/j.jaecs.2022.100059](https://doi.org/10.1016/j.jaecs.2022.100059).
- [50] B. Pandey, P. N. Sheth, and Y. K. Prajapati, «Air-CO₂ and oxygen-enriched air-CO₂ biomass gasification in an autothermal downdraft gasifier: Experimental studies», *Energy Convers. Manag.*, vol. 270, p. 116 216, 2022. DOI: [10.1016/j.enconman.2022.116216](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.116216).
- [51] D. Pio, H. Gomes, L. Tarelho, A. Vilas-Boas, M. Matos, and F. Lemos, «Superheated steam injection as primary measure to improve producer gas quality from biomass air gasification in an autothermal pilot-scale gasifier», *Renew. Energy*, vol. 181, pp. 1223–1236, 2022. DOI: [10.1016/j.renene.2021.09.083](https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.09.083).
- [52] A. Bridgwater, «The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation», *Fuel*, vol. 74, no. 5, pp. 631–653, 1995. DOI: [10.1016/0016-2361\(95\)00001-L](https://doi.org/10.1016/0016-2361(95)00001-L).
- [53] M. Formica, S. Frigo, and R. Gabbriellini, «Development of a new steady state zero-dimensional simulation model for woody biomass gasification in a full scale plant», *Energy Convers. Manag.*, vol. 120, pp. 358–369, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.05.009](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.05.009).
- [54] L. V. Martínez, J. E. Rubiano, M. Figueredo, and M. F. Gómez, «Experimental study on the performance of gasification of corncobs in a downdraft fixed bed gasifier at various conditions», *Renew. Energy*, vol. 148, pp. 1216–1226, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.10.034](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.10.034).
- [55] K. M. Broer and R. C. Brown, «The role of char and tar in determining the gas-phase partitioning of nitrogen during biomass gasification», *Appl. Energy*, vol. 158, pp. 474–483, 2015. DOI: [10.1016/j.apenergy.2015.08.100](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.08.100).
- [56] R. Aguado, A. Baccioli, A. Liponi, and D. Vera, «Continuous decentralized hydrogen production through alkaline water electrolysis powered by an oxygen-enriched air integrated biomass gasification combined cycle», *Energy Convers. Manag.*, vol. 289, p. 117 149, 2023. DOI: [10.1016/j.enconman.2023.117149](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117149).
-

-
- [57] L. Liu *et al.*, «Experimental study of biomass gasification with oxygen-enriched air in fluidized bed gasifier», *Sci. Total Environ.*, vol. 626, pp. 423–433, 2018. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2018.01.016](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.01.016).
- [58] G. Cheng *et al.*, «Gasification of biomass micron fuel with oxygen-enriched air: Thermogravimetric analysis and gasification in a cyclone furnace», *Energy*, vol. 43, no. 1, pp. 329–333, 2012. DOI: [10.1016/j.energy.2012.04.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.04.022).
- [59] P. Lv, Z. Xiong, J. Chang, C. Wu, Y. Chen, and J. Zhu, «An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed», *Bioresour. Technol.*, vol. 95, no. 1, pp. 95–101, 2004. DOI: [10.1016/j.biortech.2004.02.003](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.02.003).
- [60] S. Sharma and P. N. Sheth, «Air–steam biomass gasification: Experiments, modeling and simulation», *Energy Convers. Manag.*, vol. 110, pp. 307–318, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2015.12.030](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2015.12.030).
- [61] Y. Cheng, Z. Thow, and C.-H. Wang, «Biomass gasification with CO₂ in a fluidized bed», *Powder Technol.*, vol. 296, pp. 87–101, 2016. DOI: [10.1016/j.powtec.2014.12.041](https://doi.org/10.1016/j.powtec.2014.12.041).
- [62] J. Feng, S. Yan, R. Zhang, S. Gu, X. Qu, and J. Bi, «Characteristics of Co–Ca catalyzed coal hydrogasification in a mixture of H₂ and CO₂ atmosphere», *Fuel*, vol. 324, p. 124 486, 2022. DOI: [10.1016/j.fuel.2022.124486](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.124486).
- [63] J. D. Martínez, K. Mahkamov, R. V. Andrade, and E. E. Silva Lora, «Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines», *Renew. Energy*, vol. 38, no. 1, pp. 1–9, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2011.07.035](https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.07.035).
- [64] M. Ajourloo, M. Ghodrat, J. Scott, and V. Strezov, «Recent advances in thermodynamic analysis of biomass gasification: A review on numerical modelling and simulation», *J. Energy Inst.*, vol. 102, pp. 395–419, 2022. DOI: [10.1016/j.joei.2022.05.003](https://doi.org/10.1016/j.joei.2022.05.003).
- [65] U. Arena, «Fluidized bed gasification», in *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*, ser. Woodhead Publishing Series in Energy, F. Scala, Ed., Woodhead Publishing, 2013, pp. 765–812, ISBN: 978-0-85709-541-1. DOI: [10.1533/9780857098801.3.765](https://doi.org/10.1533/9780857098801.3.765).
- [66] T. B. Reed, R. Walt, S. Ellis, A. Das, and S. Deutsch, *Superficial velocity - the key to downdraft gasification*, United Kingdom, 1999. [Online]. Available: <https://www.osti.gov/etdeweb/biblio/20041469>.
- [67] M. Asadullah, «Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 29, pp. 201–215, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2013.08.074](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.08.074).
- [68] B. Li *et al.*, «Surface modification of Ni catalysts with trace Pt for oxidative steam reforming of methane», *J. Catal.*, vol. 245, no. 1, pp. 144–155, 2007. DOI: [10.1016/j.jcat.2006.10.004](https://doi.org/10.1016/j.jcat.2006.10.004).
-

-
- [69] S. Wang, G. Q. (Lu, and G. J. Millar, «Carbon dioxide reforming of methane to produce synthesis gas over metal-supported catalysts: State of the art», *Energy Fuels*, vol. 10, no. 4, pp. 896–904, 1996. DOI: [10.1021/ef950227t](https://doi.org/10.1021/ef950227t).
- [70] S. Mazhkoo, H. Dadfar, M. HajiHashemi, and O. Pourali, «A comprehensive experimental and modeling investigation of walnut shell gasification process in a pilot-scale downdraft gasifier integrated with an internal combustion engine», *Energy Convers. Manag.*, vol. 231, p. 113 836, 2021. DOI: [10.1016/j.enconman.2021.113836](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113836).
- [71] A. Saravanakumar, W.-H. Chen, K. D. Arunachalam, Y.-K. Park, and H. Chyuan Ong, «Pilot-scale study on downdraft gasification of municipal solid waste with mass and energy balance analysis», *Fuel*, vol. 315, p. 123 287, 2022. DOI: [10.1016/j.fuel.2022.123287](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.123287).
- [72] U. Lee, E. Balu, and J. Chung, «An experimental evaluation of an integrated biomass gasification and power generation system for distributed power applications», *Appl. Energy*, vol. 101, pp. 699–708, 2013. DOI: [10.1016/j.apenergy.2012.07.036](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.07.036).
- [73] M. La Villetta, M. Costa, D. Cirillo, N. Massarotti, and L. Vanoli, «Performance analysis of a biomass powered micro-cogeneration system based on gasification and syngas conversion in a reciprocating engine», *Energy Convers. Manag.*, vol. 175, pp. 33–48, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2018.08.017](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.08.017).
- [74] S. McAllister, J.-Y. Chen, and A. C. Fernandez-Pello, *Fundamentals of Combustion Processes*. Springer, 2011, ISBN: 978-1-4419-7942-1. DOI: [10.1007/978-1-4419-7943-8](https://doi.org/10.1007/978-1-4419-7943-8).
- [75] E. Biagini, F. Barontini, and L. Tognotti, «Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: Corn cobs», *Bioresour. Technol.*, vol. 173, pp. 110–116, 2014. DOI: [10.1016/j.biortech.2014.09.086](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.086).
- [76] A. Bridgwater, «Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass», *Chem. Eng. J.*, vol. 91, no. 2, pp. 87–102, 2003. DOI: [10.1016/S1385-8947\(02\)00142-0](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(02)00142-0).
- [77] G. Allesina and S. Pedrazzi, «Barriers to success: A technical review on the limits and possible future roles of small scale gasifiers», *Energies*, vol. 14, no. 20, 2021. DOI: [10.3390/en14206711](https://doi.org/10.3390/en14206711).
- [78] H. A. M. Knoef, «Inventory of biomass gasifier manufacturers and installations, final report to European Commission», *Contract DIS/1734/98-NL, Biomass Technology Group BV, University of Twente, Enschede*, 2000.
- [79] J. Hrbek, «Annex 1: Gasification facilities for CHP production – operational, under construction, under commissioning», in *Status report on thermal gasification of biomass and waste 2021*, IEA Bioenergy, 2022. [Online]. Available: <http://www.ieatask33.org/app/webroot/files/file/publications/special%20projects/2022/CHP-operational-final.pdf>.
-

-
- [80] J. Hrbek, «Annex 5: Other gasification technology – operational, commissioning, erection, planned», in *Status report on thermal gasification of biomass and waste 2021*, IEA Bioenergy, 2022. [Online]. Available: <https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2022/03/Other-technology-oper-final.pdf>.
- [81] J. Hrbek, «Annex 3: Gasification facilities for fuel synthesis – planned, under construction, under commissioning, operational», in *Status report on thermal gasification of biomass and waste 2021*, IEA Bioenergy, 2022. [Online]. Available: <http://task33.ieabioenergy.com/app/webroot/files/file/publications/special%20projects/2022/FS-op-final.pdf>.
- [82] J. Soares and A. C. Oliveira, «Experimental assessment of pine wood chips gasification at steady and part-load performance», *Biomass Bioenerg.*, vol. 139, p. 105 625, 2020. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105625](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105625).
- [83] R. Yin, R. Liu, J. Wu, X. Wu, C. Sun, and C. Wu, «Influence of particle size on performance of a pilot-scale fixed-bed gasification system», *Bioresour. Technol.*, vol. 119, pp. 15–21, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2012.05.085](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.085).
- [84] V. R. Patel, D. S. Upadhyay, and R. N. Patel, «Gasification of lignite in a fixed bed reactor: Influence of particle size on performance of downdraft gasifier», *Energy*, vol. 78, pp. 323–332, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2014.10.017](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.10.017).
- [85] U. Arena, «Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review», *Waste Manag.*, vol. 32, no. 4, pp. 625–639, 2012, Solid Waste Gasification. DOI: [10.1016/j.wasman.2011.09.025](https://doi.org/10.1016/j.wasman.2011.09.025).
- [86] A. Ramos, E. Monteiro, and A. Rouboa, «Numerical approaches and comprehensive models for gasification process: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 110, pp. 188–206, 2019. DOI: [10.1016/j.rser.2019.04.048](https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.04.048).
- [87] S. Safarian, R. Unnþórsson, and C. Richter, «A review of biomass gasification modelling», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 110, pp. 378–391, 2019. DOI: [10.1016/j.rser.2019.05.003](https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.05.003).
- [88] S. Jarungthammachote and A. Dutta, «Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimization approach and its application to spouted bed and spout-fluid bed gasifiers», *Energy Convers. Manag.*, vol. 49, no. 6, pp. 1345–1356, 2008. DOI: [10.1016/j.enconman.2008.01.006](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.01.006).
- [89] M. P. González-Vázquez, F. Rubiera, C. Pevida, D. T. Pio, and L. A. Tarelho, «Thermodynamic analysis of biomass gasification using Aspen Plus: Comparison of stoichiometric and non-stoichiometric models», *Energies*, vol. 14, no. 1, 2021. DOI: [10.3390/en14010189](https://doi.org/10.3390/en14010189).
-

-
- [90] R. Tavares, E. Monteiro, F. Tabet, and A. Rouboa, «Numerical investigation of optimum operating conditions for syngas and hydrogen production from biomass gasification using Aspen Plus», *Renew. Energy*, vol. 146, pp. 1309–1314, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.07.051](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.07.051).
- [91] Z. Zainal, R. Ali, C. Lean, and K. Seetharamu, «Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials», *Energy Convers. Manag.*, vol. 42, no. 12, pp. 1499–1515, 2001. DOI: [10.1016/S0196-8904\(00\)00078-9](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(00)00078-9).
- [92] S. Jarungthammachote and A. Dutta, «Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier», *Energy*, vol. 32, no. 9, pp. 1660–1669, 2007. DOI: [10.1016/j.energy.2007.01.010](https://doi.org/10.1016/j.energy.2007.01.010).
- [93] S. Ferreira, E. Monteiro, P. Brito, and C. Vilarinho, «A holistic review on biomass gasification modified equilibrium models», *Energies*, vol. 12, no. 1, 2019. DOI: [10.3390/en12010160](https://doi.org/10.3390/en12010160).
- [94] I. P. Silva, R. M. Lima, G. F. Silva, D. S. Ruzene, and D. P. Silva, «Thermodynamic equilibrium model based on stoichiometric method for biomass gasification: A review of model modifications», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 114, p. 109305, 2019. DOI: [10.1016/j.rser.2019.109305](https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109305).
- [95] A. Z. Mendiburu, J. A. Carvalho, R. Zanzi, C. R. Coronado, and J. L. Silveira, «Thermochemical equilibrium modeling of a biomass downdraft gasifier: Constrained and unconstrained non-stoichiometric models», *Energy*, vol. 71, pp. 624–637, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2014.05.010](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.05.010).
- [96] A. Gambarotta, M. Morini, and A. Zubani, «A non-stoichiometric equilibrium model for the simulation of the biomass gasification process», *Appl. Energy*, vol. 227, pp. 119–127, 2018, Transformative Innovations for a Sustainable Future – Part III. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.07.135](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.07.135).
- [97] K. Rabea, S. Michailos, M. Akram, K. J. Hughes, D. Ingham, and M. Pourkashanian, «An improved kinetic modelling of woody biomass gasification in a downdraft reactor based on the pyrolysis gas evolution», *Energy Convers. Manag.*, vol. 258, p. 115495, 2022. DOI: [10.1016/j.enconman.2022.115495](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115495).
- [98] A. Gagliano, F. Nocera, M. Bruno, and G. Cardillo, «Development of an equilibrium-based model of gasification of biomass by Aspen Plus», *Energy Procedia*, vol. 111, pp. 1010–1019, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.03.264](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264).
- [99] R. Karamarković and V. Karamarković, «Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures», *Energy*, vol. 35, no. 2, pp. 537–549, 2010. DOI: [10.1016/j.energy.2009.10.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2009.10.022).
-

-
- [100] N. S. Barman, S. Ghosh, and S. De, «Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier – A realistic model including tar», *Bioresour. Technol.*, vol. 107, pp. 505–511, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2011.12.124](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.12.124).
- [101] E. S. Aydın, Ö. Yücel, and H. Sadıkoğlu, «Development of a semi-empirical equilibrium model for downdraft gasification systems», *Energy*, vol. 130, pp. 86–98, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2017.04.132](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.04.132).
- [102] E. Azzone, M. Morini, and M. Pinelli, «Development of an equilibrium model for the simulation of thermochemical gasification and application to agricultural residues», *Renew. Energy*, vol. 46, pp. 248–254, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2012.03.017](https://doi.org/10.1016/j.renene.2012.03.017).
- [103] Y.-i. Lim and U.-D. Lee, «Quasi-equilibrium thermodynamic model with empirical equations for air–steam biomass gasification in fluidized-beds», *Fuel Process. Technol.*, vol. 128, pp. 199–210, 2014. DOI: [10.1016/j.fuproc.2014.07.017](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.07.017).
- [104] A. Z. Mendiburu, J. A. Carvalho, and C. J. Coronado, «Thermochemical equilibrium modeling of biomass downdraft gasifier: stoichiometric models», *Energy*, vol. 66, pp. 189–201, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2013.11.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.11.022).
- [105] A. Abuadala, I. Dincer, and G. Naterer, «Exergy analysis of hydrogen production from biomass gasification», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 35, no. 10, pp. 4981–4990, 2010, Novel Hydrogen Production Technologies and Applications. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2009.08.025](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2009.08.025).
- [106] Ö. Ç. Mutlu and T. Zeng, «Challenges and opportunities of modeling biomass gasification in Aspen Plus: A review», *Chem. Eng. Technol.*, vol. 43, no. 9, pp. 1674–1689, 2020. DOI: [10.1002/ceat.202000068](https://doi.org/10.1002/ceat.202000068).
- [107] Aspen Technology, Inc. (AspenTech), *Getting started modeling processes with solids V8.4*. 2013.
- [108] A. M. Salem and M. C. Paul, «An integrated kinetic model for downdraft gasifier based on a novel approach that optimises the reduction zone of gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 109, pp. 172–181, 2018. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.12.030](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.030).
- [109] C. R. Altafini, P. R. Wander, and R. M. Barreto, «Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model», *Energy Convers. Manag.*, vol. 44, no. 17, pp. 2763–2777, 2003. DOI: [10.1016/S0196-8904\(03\)00025-6](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00025-6).
- [110] Ö. Yücel and M. A. Hastaoğlu, «Kinetic modeling and simulation of throated downdraft gasifier», *Fuel Process. Technol.*, vol. 144, pp. 145–154, 2016. DOI: [10.1016/j.fuproc.2015.12.023](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.12.023).
- [111] B. Babu and P. N. Sheth, «Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor», *Energy Convers. Manag.*, vol. 47, no. 15, pp. 2602–2611, 2006. DOI: [10.1016/j.enconman.2005.10.032](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2005.10.032).
-

-
- [112] A. Y. Mutlu and Ö. Yücel, «An artificial intelligence based approach to predicting syngas composition for downdraft biomass gasification», *Energy*, vol. 165, pp. 895–901, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2018.09.131](https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.09.131).
- [113] S. Ascher, I. Watson, and S. You, «Machine learning methods for modelling the gasification and pyrolysis of biomass and waste», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 155, p. 111 902, 2022. DOI: [10.1016/j.rser.2021.111902](https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111902).
- [114] R. Mikulandrić, D. Lončar, D. Böhning, R. Böhme, and M. Beckmann, «Artificial neural network modelling approach for a biomass gasification process in fixed bed gasifiers», *Energy Convers. Manag.*, vol. 87, pp. 1210–1223, 2014. DOI: [10.1016/j.enconman.2014.03.036](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.03.036).
- [115] R. Mikulandrić, D. Böhning, R. Böhme, L. Helsen, M. Beckmann, and D. Lončar, «Dynamic modelling of biomass gasification in a co-current fixed bed gasifier», *Energy Convers. Manag.*, vol. 125, pp. 264–276, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.04.067](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.04.067).
- [116] S. Ascher, W. Sloan, I. Watson, and S. You, «A comprehensive artificial neural network model for gasification process prediction», *Appl. Energy*, vol. 320, p. 119 289, 2022. DOI: [10.1016/j.apenergy.2022.119289](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2022.119289).
- [117] F. Elmaz, Ö. Yücel, and A. Y. Mutlu, «Predictive modeling of biomass gasification with machine learning-based regression methods», *Energy*, vol. 191, p. 116 541, 2020. DOI: [10.1016/j.energy.2019.116541](https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116541).
- [118] D. Baruah, D. Baruah, and M. Hazarika, «Artificial neural network based modeling of biomass gasification in fixed bed downdraft gasifiers», *Biomass Bioenerg.*, vol. 98, pp. 264–271, 2017. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.01.029](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.01.029).
- [119] M. Puig-Arnavat, J. A. Hernández, J. C. Bruno, and A. Coronas, «Artificial neural network models for biomass gasification in fluidized bed gasifiers», *Biomass Bioenerg.*, vol. 49, pp. 279–289, 2013. DOI: [10.1016/j.biombioe.2012.12.012](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.12.012).
- [120] E. E. Özbaş, D. Aksu, A. Öngen, M. A. Aydın, and H. K. Özcan, «Hydrogen production via biomass gasification, and modeling by supervised machine learning algorithms», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 44, no. 32, pp. 17 260–17 268, 2019. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.02.108](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.108).
- [121] C. Chiñas-Palacios, C. Vargas-Salgado, J. Águila-León, and E. Hurtado-Pérez, «A cascade hybrid PSO feed-forward neural network model of a biomass gasification plant for covering the energy demand in an AC microgrid», *Energy Convers. Manag.*, vol. 232, p. 113 896, 2021. DOI: [10.1016/j.enconman.2021.113896](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113896).
- [122] R. I. Singh, A. Brink, and M. Hupa, «CFD modeling to study fluidized bed combustion and gasification», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 52, no. 2, pp. 585–614, 2013. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2012.12.017](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.12.017).
-

-
- [123] J. Xie, W. Zhong, B. Jin, Y. Shao, and H. Liu, «Simulation on gasification of forestry residues in fluidized beds by Eulerian–Lagrangian approach», *Bioresour. Technol.*, vol. 121, pp. 36–46, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2012.06.080](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.06.080).
- [124] X. Ku, T. Li, and T. Løvås, «Eulerian–Lagrangian simulation of biomass gasification behavior in a high-temperature entrained-flow reactor», *Energy Fuels*, vol. 28, no. 8, pp. 5184–5196, 2014. DOI: [10.1021/ef5010557](https://doi.org/10.1021/ef5010557).
- [125] A. Klimanek, W. Adamczyk, A. Katelbach-Woźniak, G. Węcel, and A. Szłek, «Towards a hybrid Eulerian–Lagrangian CFD modeling of coal gasification in a circulating fluidized bed reactor», *Fuel*, vol. 152, pp. 131–137, 2015. DOI: [10.1016/j.fuel.2014.10.058](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.10.058).
- [126] X. Ku, T. Li, and T. Løvås, «CFD–DEM simulation of biomass gasification with steam in a fluidized bed reactor», *Chem. Eng. Sci.*, vol. 122, pp. 270–283, 2015. DOI: [10.1016/j.ces.2014.08.045](https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.08.045).
- [127] L. Zhao and Y. Lu, «Hydrogen production by biomass gasification in a supercritical water fluidized bed reactor: A CFD–DEM study», *J. Supercrit. Fluids*, vol. 131, pp. 26–36, 2018. DOI: [10.1016/j.supflu.2017.07.022](https://doi.org/10.1016/j.supflu.2017.07.022).
- [128] J. Ahrenfeldt, T. P. Thomsen, U. Henriksen, and L. R. Clausen, «Biomass gasification cogeneration – A review of state of the art technology and near future perspectives», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 50, no. 2, pp. 1407–1417, 2013. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2011.12.040](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.12.040).
- [129] P. Kaparaju and J. Rintala, «Generation of heat and power from biogas for stationary applications: boilers, gas engines and turbines, combined heat and power (CHP) plants and fuel cells», in *The Biogas Handbook*, A. Wellinger, J. Murphy, and D. Baxter, Eds., Woodhead Publishing, 2013, pp. 404–427, ISBN: 978-0-85709-498-8. DOI: [10.1533/9780857097415.3.404](https://doi.org/10.1533/9780857097415.3.404).
- [130] M. Wegener, A. Malmquist, A. Isalgué, and A. Martin, «Biomass-fired combined cooling, heating and power for small scale applications – a review», *Renew. Sust. Energy Rev.*, vol. 96, pp. 392–410, 2018. DOI: [10.1016/j.rser.2018.07.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.07.044).
- [131] M. Liu, Y. Shi, and F. Fang, «Combined cooling, heating and power systems: A survey», *Renew. Sust. Energy Rev.*, vol. 35, pp. 1–22, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.03.054](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.03.054). [Online]. Available: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032114002263>.
- [132] M. Baratieri, P. Baggio, B. Bosio, M. Grigante, and G. Longo, «The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 29, no. 16, pp. 3309–3318, 2009. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2009.05.003](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.05.003).
- [133] M. L. Valderrama Ríos, A. Martínez González, E. E. Silva Lora, and O. A. Almazán del Olmo, «Reduction of tar generated during biomass gasification: A review», *Biomass Bioenerg.*, vol. 108, pp. 345–370, 2018. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.12.002](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.002).
-

-
- [134] G. Boiger, V. Buff, D. Sharman, M. Boldrini, V. Lienhard, and D. Drew, «Simulation-based investigation of tar formation in after-treatment systems for biomass gasification», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00915-7](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00915-7).
- [135] N. Proenza Pérez, E. Blanco Machín, D. Travieso Pedroso, J. J. Roberts, J. Santana Antunes, and J. Luz Silveira, «Biomass gasification for combined heat and power generation in the Cuban context: Energetic and economic analysis», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 90, pp. 1–12, 2015. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2015.06.095](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2015.06.095).
- [136] M. Costa, M. La Villetta, N. Massarotti, D. Piazzullo, and V. Rocco, «Numerical analysis of a compression ignition engine powered in the dual-fuel mode with syngas and biodiesel», *Energy*, vol. 137, pp. 969–979, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2017.02.160](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.02.160).
- [137] S. Tsiakmakis, D. Mertzis, A. Dimaratos, Z. Toumasatos, and Z. Samaras, «Experimental study of combustion in a spark ignition engine operating with producer gas from various biomass feedstocks», *Fuel*, vol. 122, pp. 126–139, 2014. DOI: [10.1016/j.fuel.2014.01.013](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.01.013).
- [138] N. Henao, E. Lora, D. Maya, O. Venturini, and E. Franco, «Technical feasibility study of 200 kw gas microturbine coupled to a dual fluidized bed gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 130, p. 105 369, 2019. DOI: [10.1016/j.biombioe.2019.105369](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105369).
- [139] M. Cadorin *et al.*, «Analysis of a micro gas turbine fed by natural gas and synthesis gas: MGT test bench and combustor CFD analysis», *J. Eng. Gas Turbines Power*, vol. 134, no. 7, p. 071 401, May 2012. DOI: [10.1115/1.4005977](https://doi.org/10.1115/1.4005977).
- [140] M. C. Lee, J. Yoon, S. Joo, and Y. Yoon, «Gas turbine combustion characteristics of H₂/CO synthetic gas for coal integrated gasification combined cycle applications», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 40, no. 34, pp. 11 032–11 045, 2015. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2015.06.086](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.06.086).
- [141] *Fundamental impact of firing syngas in gas turbines*, vol. Volume 3: Turbo Expo 2007, 2007, pp. 175–182. DOI: [10.1115/GT2007-27385](https://doi.org/10.1115/GT2007-27385).
- [142] C. Ghenai, «Combustion of syngas fuel in gas turbine can combustor», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 2, p. 342 357, 2010. DOI: [10.1155/2010/342357](https://doi.org/10.1155/2010/342357).
- [143] P. Laranci, E. Bursi, and F. Fantozzi, «Numerical analysis of a microturbine combustion chamber modified for biomass derived syngas», in *Proc. ASME Turbo Expo*, vol. 2, American Society of Mechanical Engineers Digital Collection, 2011, pp. 541–548, ISBN: 9780791854624. DOI: [10.1115/GT2011-45551](https://doi.org/10.1115/GT2011-45551).
- [144] C. Mărculescu, V. E. Cenușă, and F. N. Alexe, «Analysis on using biomass lean syngas in micro gas turbines», *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, vol. 40, no. 1, p. 012 036, 2016. DOI: [10.1088/1755-1315/40/1/012036](https://doi.org/10.1088/1755-1315/40/1/012036).
- [145] P. Pilavachi, «Mini- and micro-gas turbines for combined heat and power», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 22, no. 18, pp. 2003–2014, 2002. DOI: [10.1016/S1359-4311\(02\)00132-1](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(02)00132-1).
-

-
- [146] M. Kautz and U. Hansen, «The externally-fired gas-turbine (EFGT-Cycle) for decentralized use of biomass», *Appl. Energy*, vol. 84, no. 7, pp. 795–805, 2007. DOI: [10.1016/j.apenergy.2007.01.010](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2007.01.010).
- [147] U. Arena, F. Di Gregorio, and M. Santonastasi, «A techno-economic comparison between two design configurations for a small scale, biomass-to-energy gasification based system», *Chem. Eng. J.*, vol. 162, no. 2, pp. 580–590, 2010. DOI: [10.1016/j.cej.2010.05.067](https://doi.org/10.1016/j.cej.2010.05.067).
- [148] D. Cocco, P. Deiana, and G. Cau, «Performance evaluation of small size externally fired gas turbine (EFGT) power plants integrated with direct biomass dryers», *Energy*, vol. 31, no. 10, pp. 1459–1471, 2006. DOI: [10.1016/j.energy.2005.05.014](https://doi.org/10.1016/j.energy.2005.05.014).
- [149] M. Niu, J. Xie, S. Liang, L. Liu, L. Wang, and Y. Peng, «Simulation of a new biomass integrated gasification combined cycle (BIGCC) power generation system using Aspen Plus: Performance analysis and energetic assessment», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 46, no. 43, pp. 22 356–22 367, 2021. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2021.04.076](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.04.076).
- [150] D. Vera, F. Jurado, K. D. Panopoulos, and P. Grammelis, «Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry», *Int. J. Energy Res.*, vol. 36, no. 3, pp. 355–367, 2012. DOI: [10.1002/er.1802](https://doi.org/10.1002/er.1802).
- [151] W. de Paepe, S. Abraham, P. Tsirikoglou, F. Contino, A. Parente, and G. Ghorbaniasl, «Operational optimization of a typical micro gas turbine», *Energy Procedia*, vol. 142, pp. 1653–1660, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.12.545](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.545).
- [152] W. de Paepe, D. Coppitters, S. Abraham, P. Tsirikoglou, G. Ghorbaniasl, and F. Contino, «Robust operational optimization of a typical micro gas turbine», *Energy Procedia*, vol. 158, pp. 5795–5803, 2019. DOI: [10.1016/j.egypro.2019.01.549](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.549).
- [153] L. Galanti and A. F. Massardo, «Thermoeconomic analysis of micro gas turbine design in the range 25-500 kW_e», *Proc. ASME Turbo Expo.*, vol. 5, pp. 317–327, 2010. DOI: [10.1115/1.GT2010-22351](https://doi.org/10.1115/1.GT2010-22351).
- [154] N. Badshah, K. Al-attab, and Z. Zainal, «Design optimization and experimental analysis of externally fired gas turbine system fuelled by biomass», *Energy*, vol. 198, p. 117 340, 2020. DOI: [10.1016/j.energy.2020.117340](https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117340).
- [155] S. Cordiner and V. Mulone, «Experimental–numerical analysis of a biomass fueled microgeneration power-plant based on microturbine», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 71, no. 2, pp. 905–912, 2014. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2014.02.015](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.02.015).
- [156] W. Wiser, *Energy Resources: Occurrence, Production, Conversion, Use*. Springer New York, 1999, ISBN: 9780387987446.
- [157] K. Al-attab and Z. Zainal, «Externally fired gas turbine technology: A review», *Appl. Energy*, vol. 138, pp. 474–487, 2015. DOI: [10.1016/j.apenergy.2014.10.049](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.10.049).
-

-
- [158] S. Soltani, M. Yari, S. Mahmoudi, T. Morosuk, and M. Rosen, «Advanced exergy analysis applied to an externally-fired combined-cycle power plant integrated with a biomass gasification unit», *Energy*, vol. 59, pp. 775–780, 2013. DOI: [10.1016/j.energy.2013.07.038](https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.07.038).
- [159] S. Soltani, S. Mahmoudi, M. Yari, and M. Rosen, «Thermodynamic analyses of an externally fired gas turbine combined cycle integrated with a biomass gasification plant», *Energy Convers. Manag.*, vol. 70, pp. 107–115, 2013. DOI: [10.1016/j.enconman.2013.03.002](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.03.002).
- [160] R. A. Kishore and S. Priya, «A review on low-grade thermal energy harvesting: Materials, methods and devices», *Materials*, vol. 11, no. 8, 2018. DOI: [10.3390/ma11081433](https://doi.org/10.3390/ma11081433).
- [161] S. Quoilin, M. van den Broek, S. Declaye, P. Dewallef, and V. Lemort, «Techno-economic survey of organic Rankine cycle (ORC) systems», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 22, pp. 168–186, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2013.01.028](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.028).
- [162] G. Györke, U. K. Deiters, A. Groniewsky, I. Lassu, and A. R. Imre, «Novel classification of pure working fluids for Organic Rankine Cycle», *Energy*, vol. 145, pp. 288–300, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2017.12.135](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.12.135).
- [163] F. Vélez, J. J. Segovia, M. C. Martín, G. Antolín, F. Chejne, and A. Quijano, «A technical, economical and market review of organic Rankine cycles for the conversion of low-grade heat for power generation», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, no. 6, pp. 4175–4189, 2012. DOI: [10.1016/j.rser.2012.03.022](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.03.022).
- [164] A. Auld, A. Berson, and S. Hogg, «Organic Rankine cycles in waste heat recovery: A comparative study», *Int. J. Low-Carbon Technol.*, vol. 8, pp. i9–i18, 2013. DOI: [10.1093/ijlct/ctt033](https://doi.org/10.1093/ijlct/ctt033).
- [165] D. Dragomir-Stanciu, S. M. Sagheblian, and A. Kurchania, «The influence of condensing temperature on the efficiency of solar power systems with ORC», *Procedia Manufacturing*, vol. 46, pp. 359–363, 2020. DOI: [10.1016/j.promfg.2020.03.052](https://doi.org/10.1016/j.promfg.2020.03.052).
- [166] U. Arena, F. Di Gregorio, G. De Troia, and A. Saponaro, «A techno-economic evaluation of a small-scale fluidized bed gasifier for solid recovered fuel», *Fuel Process. Technol.*, vol. 131, pp. 69–77, 2015. DOI: [10.1016/j.fuproc.2014.11.003](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.11.003).
- [167] B. de Mena, D. Vera, F. Jurado, and M. Ortega, «Updraft gasifier and ORC system for high ash content biomass: A modelling and simulation study», *Fuel Process. Technol.*, vol. 156, pp. 394–406, 2017. DOI: [10.1016/j.fuproc.2016.09.031](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.09.031).
- [168] B. F. Tchanche, M. Pétrissans, and G. Papadakis, «Heat resources and organic Rankine cycle machines», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 39, pp. 1185–1199, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.07.139](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.139).
-

-
- [169] U. Drescher and D. Brüggemann, «Fluid selection for the Organic Rankine Cycle (ORC) in biomass power and heat plants», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 27, no. 1, pp. 223–228, 2007. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2006.04.024](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.04.024).
- [170] P. J. Mago, L. M. Chamra, K. Srinivasan, and C. Somayaji, «An examination of regenerative organic Rankine cycles using dry fluids», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 28, no. 8, pp. 998–1007, 2008. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2007.06.025](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2007.06.025).
- [171] J. Bao and L. Zhao, «A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 24, pp. 325–342, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2013.03.040](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.03.040).
- [172] H. Herath, M. Wijewardane, R. Ranasinghe, and J. Jayasekera, «Working fluid selection of Organic Rankine Cycles», *Energy Reports*, vol. 6, pp. 680–686, 2020. DOI: [10.1016/j.egyrr.2020.11.150](https://doi.org/10.1016/j.egyrr.2020.11.150).
- [173] T. Tartière and M. Astolfi, «A world overview of the organic Rankine cycle market», *Energy Procedia*, vol. 129, pp. 2–9, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.09.159](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.09.159).
- [174] J. Kalina, «Integrated biomass gasification combined cycle distributed generation plant with reciprocating gas engine and ORC», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 31, no. 14, pp. 2829–2840, 2011. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2011.05.008](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.05.008).
- [175] ENTRAS, *Can waste heat be converted into electricity economically?* [Online]. Available: https://www.entras.be/archive/project%7B%5C_%7Dfeasibility%7B%5C_%7Dlines/.
- [176] S. Karellas, A. Schuster, and A.-D. Leontaritis, «Influence of supercritical ORC parameters on plate heat exchanger design», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 33–34, pp. 70–76, 2012. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2011.09.013](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.09.013).
- [177] J. Sarkar, «Review and future trends of supercritical CO₂ Rankine cycle for low-grade heat conversion», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 48, pp. 434–451, 2015. DOI: [10.1016/j.rser.2015.04.039](https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.04.039).
- [178] Y. M. Kim, J. L. Sohn, and E. S. Yoon, «Supercritical CO₂ Rankine cycles for waste heat recovery from gas turbine», *Energy*, vol. 118, pp. 893–905, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2016.10.106](https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.10.106).
- [179] P. Bombarda, C. M. Invernizzi, and C. Pietra, «Heat recovery from Diesel engines: A thermodynamic comparison between Kalina and ORC cycles», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 30, no. 2, pp. 212–219, 2010. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2009.08.006](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.08.006).
- [180] D. Walraven, B. Laenen, and W. D’haeseleer, «Comparison of thermodynamic cycles for power production from low-temperature geothermal heat sources», *Energy Convers. Manag.*, vol. 66, pp. 220–233, 2013. DOI: [10.1016/j.enconman.2012.10.003](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2012.10.003).
-

-
- [181] C. Yue, D. Han, W. Pu, and W. He, «Comparative analysis of a bottoming transcritical ORC and a Kalina cycle for engine exhaust heat recovery», *Energy Convers. Manag.*, vol. 89, pp. 764–774, 2015. DOI: [10.1016/j.enconman.2014.10.029](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.10.029).
 - [182] L. Tan, X. Dong, Z. Gong, and M. Wang, «Investigation on performance of an integrated SOFC-GE-KC power generation system using gaseous fuel from biomass gasification», *Renew. Energy*, vol. 107, pp. 448–461, 2017. DOI: [10.1016/j.renene.2017.02.012](https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.02.012).
 - [183] Y. Ji-Chao and B. Sobhani, «Integration of biomass gasification with a supercritical CO₂ and Kalina cycles in a combined heating and power system: A thermodynamic and exergoeconomic analysis», *Energy*, vol. 222, p. 119 980, 2021. DOI: [10.1016/j.energy.2021.119980](https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.119980).
 - [184] F. Kartal and U. Özveren, «Energy and exergy analysis of entrained bed gasifier/GT/Kalina cycle model for CO₂ co-gasification of waste tyre and biochar», *Fuel*, vol. 331, p. 125 943, 2023. DOI: [10.1016/j.fuel.2022.125943](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125943).
 - [185] J.-H. Leu, «Biomass power generation through direct integration of updraft gasifier and Stirling engine combustion system», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 2, p. 256 746, 2010. DOI: [10.1155/2010/256746](https://doi.org/10.1155/2010/256746).
 - [186] US Department of Energy, *Hydrogen Fuel Cell Engines and Related Technologies*, 2001. [Online]. Available: <https://www.energy.gov/eere/fuelcells/hydrogen-and-fuel-cell-technologies-office>.
 - [187] G. Iaquaniello and A. Mangiapane, «Integration of biomass gasification with MCFC», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 31, no. 3, pp. 399–404, 2006. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2005.09.010](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2005.09.010).
 - [188] J. Andújar and F. Segura, «Fuel cells: History and updating. A walk along two centuries», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 13, no. 9, pp. 2309–2322, 2009. DOI: [10.1016/j.rser.2009.03.015](https://doi.org/10.1016/j.rser.2009.03.015).
 - [189] M. Yekini Suberu, M. Wazir Mustafa, and N. Bashir, «Energy storage systems for renewable energy power sector integration and mitigation of intermittency», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 35, pp. 499–514, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.04.009](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.009).
 - [190] D. Oryshchyn, N. F. Harun, D. Tucker, K. M. Bryden, and L. Shadle, «Fuel utilization effects on system efficiency in solid oxide fuel cell gas turbine hybrid systems», *Appl. Energy*, vol. 228, pp. 1953–1965, 2018. DOI: [10.1016/j.apenergy.2018.07.004](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.07.004).
 - [191] G. Hackett, *Systems analysis of solid oxide fuel cell plant configurations*, 2018. [Online]. Available: <https://netl.doe.gov/sites/default/files/netl-file/FE22-Hackett-Systems-Analysis-of-SOFC-Plant-Configurations.pdf>.
 - [192] R. H. Williams, E. D. Larson, R. E. Katofsky, and J. Chen, «Methanol and hydrogen from biomass for transportation», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 1, no. 5, pp. 18–34, 1995. DOI: [10.1016/S0973-0826\(08\)60083-6](https://doi.org/10.1016/S0973-0826(08)60083-6).
-

-
- [193] M. Buffi, M. Prussi, and N. Scarlat, «Energy and environmental assessment of hydrogen from biomass sources: Challenges and perspectives», *Biomass Bioenerg.*, vol. 165, p. 106 556, 2022. DOI: [10.1016/j.biombioe.2022.106556](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106556).
- [194] T. Lepage, M. Kammoun, Q. Schmetz, and A. Richel, «Biomass-to-hydrogen: A review of main routes production, processes evaluation and techno-economical assessment», *Biomass Bioenerg.*, vol. 144, p. 105 920, 2021. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105920](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105920).
- [195] T. K. Patra, S. Mukherjee, and P. N. Sheth, «Process simulation of hydrogen rich gas production from producer gas using HTS catalysis», *Energy*, vol. 173, pp. 1130–1140, 2019. DOI: [10.1016/j.energy.2019.02.136](https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.02.136).
- [196] M. Binder, M. Kraussler, M. Kuba, and M. Luisser, *Hydrogen from biomass gasification*, IEA Bioenergy, 2018. [Online]. Available: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2019/01/Wasserstoffstudie_IEA-final.pdf.
- [197] A. Arregi, M. Amutio, G. Lopez, J. Bilbao, and M. Olazar, «Evaluation of thermochemical routes for hydrogen production from biomass: A review», *Energy Convers. Manag.*, vol. 165, pp. 696–719, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2018.03.089](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.03.089).
- [198] International Renewable Energy Agency (IRENA), *Hydrogen: A renewable energy perspective*, Tokyo, Japan, 2019. [Online]. Available: https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2019/Sep/IRENA%5C_Hydrogen%5C_2019.pdf.
- [199] I. Dincer and C. Acar, «Review and evaluation of hydrogen production methods for better sustainability», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 40, no. 34, pp. 11 094–11 111, 2015. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2014.12.035](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.12.035).
- [200] P. Nikolaidis and A. Poullikkas, «A comparative overview of hydrogen production processes», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 67, pp. 597–611, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2016.09.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.09.044).
- [201] K. Liu, C. Song, and V. Subramani, *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*. Hoboken, New Jersey, USA: John Wiley & Sons, Ltd, 2010, ISBN: 9780471719755. DOI: [10.1002/9780470561256](https://doi.org/10.1002/9780470561256).
- [202] A. Molino, V. Larocca, S. Chianese, and D. Musmarra, «Biofuels production by biomass gasification: A review», *Energies*, vol. 11, no. 4, 2018. DOI: [10.3390/en11040811](https://doi.org/10.3390/en11040811).
- [203] A. de Klerk, «Transport fuel: Biomass-, coal-, gas- and waste-to-liquids processes», in *Future Energy*, T. M. Letcher, Ed., 3rd ed., Elsevier, 2020, pp. 199–226, ISBN: 978-0-08-102886-5. DOI: [10.1016/B978-0-08-102886-5.00010-4](https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102886-5.00010-4).
- [204] L. Yang and X. Ge, «Biogas and syngas upgrading», in ser. *Advances in Bioenergy*, Y. Li and X. Ge, Eds., vol. 1, Elsevier, 2016, pp. 125–188. DOI: [10.1016/bs.aibe.2016.09.003](https://doi.org/10.1016/bs.aibe.2016.09.003).
- [205] J. Daniell, M. Köpke, and S. D. Simpson, «Commercial biomass syngas fermentation», *Energies*, vol. 5, no. 12, pp. 5372–5417, 2012. DOI: [10.3390/en5125372](https://doi.org/10.3390/en5125372).
-

- [206] J. R. Phillips, R. L. Huhnke, and H. K. Atiyeh, «Syngas fermentation: A microbial conversion process of gaseous substrates to various products», *Fermentation*, vol. 3, no. 2, 2017. DOI: [10.3390/fermentation3020028](https://doi.org/10.3390/fermentation3020028).
- [207] H. Gruber *et al.*, «Fischer-Tropsch products from biomass-derived syngas and renewable hydrogen», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, pp. 2281–2292, 2021. DOI: [10.1007/s13399-019-00459-5](https://doi.org/10.1007/s13399-019-00459-5).
- [208] R. G. dos Santos and A. C. Alencar, «Biomass-derived syngas production via gasification process and its catalytic conversion into fuels by Fischer Tropsch synthesis: A review», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 45, no. 36, pp. 18 114–18 132, 2020. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.07.133](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.07.133).

EVALUACIÓN EXPERIMENTAL DE UNA PLANTA PILOTO DE GASIFICACIÓN ALIMENTADA CON ORUJILLO PELETIZADO PARA LA PRODUCCIÓN COMBINADA DE ELECTRICIDAD, CALOR Y BIOCARBÓN

Este capítulo examina el funcionamiento de una planta de gasificación experimental alimentada con orujo extractado seco (orujillo) para la producción simultánea de electricidad, calor y biocarbón en la industria oleícola. La planta de gasificación consta de un gasificador de lecho fijo de tipo *downdraft* que utiliza aire como agente gasificante y genera un gas combustible pobre en un proceso autotérmico o autosuficiente. Tras una etapa de acondicionamiento del gas pobre en una unidad de enfriamiento y limpieza, finalmente se alimenta a un motor de cuatro tiempos de encendido provocado por chispa acoplado a un generador eléctrico. Se ha realizado una exhaustiva evaluación experimental de esta instalación, tanto en condiciones nominales de operación como a carga parcial, complementada con un análisis fisicoquímico del material sólido carbonoso descargado por el fondo del gasificador. Se han calculado los balances de masa y energía de la planta de gasificación, incluyendo el rendimiento de conversión de carbono y diversos rendimientos de conversión de energía. Los resultados han revelado una operación estable de la planta de gasificación en términos de composición y poder calorífico del gas producto y de producción combinada de electricidad y calor en el grupo motogenerador. En condiciones nominales de operación, el rendimiento eléctrico neto de la planta de gasificación ha sido del 12–13 %, con un rendimiento medio de conversión de carbono de la materia prima sólida en gas pobre ligeramente por encima del 80 %

y un rendimiento medio del gas frío cercano al 70 %. Por último, se ha realizado una evaluación de viabilidad económica para una instalación de mayor escala, arrojando un periodo de recuperación de 5 a 9 años.

4.1 Introducción

El cultivo del olivo y la extracción del aceite de oliva constituyen una importante actividad cultural y económica en la cuenca del Mediterráneo, donde se concentra alrededor del 95 % de la producción mundial de aceite de oliva [1]. Los olivares ocupan alrededor de 10 millones de hectáreas en los países mediterráneos [2]. En concreto, la mayor superficie de olivar del mundo se encuentra en España, con más de 2,5 millones de hectáreas [2], lo que supone más de la mitad de la superficie total dedicada a este cultivo en Europa. En cuanto a la producción de aceite de oliva, España es también el primer país del mundo, con una producción anual de unos 1,3 millones de toneladas de media en los últimos quince años (2007–2022), lo que supone en torno al 50 % de la producción mundial de aceite de oliva [1]. El mayor número de productores de aceite de oliva en España se encuentra en Andalucía, con más de 800 almazaras y aproximadamente el 75 % de la producción nacional de aceite de oliva [3]. Sin embargo, cabe destacar que la producción española de aceite de oliva se concentra en gran medida en el interior de Andalucía, con la provincia de Jaén por sí sola representando alrededor del 25 % de la superficie total de olivar a nivel nacional y responsable de alrededor del 35–40 % de la producción nacional de aceite de oliva [4]. De hecho, la provincia de Jaén dedica casi la totalidad de su superficie agrícola al cultivo del olivo [5]. En ninguna otra parte del continente europeo se puede encontrar semejante concentración y continuidad de cultivos frutales leñosos de hoja perenne [5].

Hoy en día, la inmensa mayoría (~90 %) de las almazaras en España operan de acuerdo con el proceso de extracción del aceite continuo en dos fases mediante centrifugación [6], que constituye el proceso de extracción predominante con más del 95 % de la producción nacional de aceite de oliva [7]. En el proceso de extracción del aceite de oliva en dos fases, se produce masivamente un subproducto conocido como orujo graso húmedo o alperujo [6]. Se estima que aproximadamente el 70–75 % en peso de las aceitunas procesadas se convierten en alperujo, un lodo espeso con un contenido de humedad notablemente alto (60–70 %, base húmeda) formado por pulpa de aceituna, piel, huesos triturados y una cantidad menor de aceite de oliva [8-10]. El remanente de aceite de oliva contenido en el alperujo, conocido como aceite de orujo de oliva crudo, suele precisar una posterior extracción con la ayuda de disolventes orgánicos industriales, normalmente hexano. Para tal fin, el alperujo se evacúa continuamente de las almazaras y se transporta a plantas extractoras de aceite de orujo de oliva u orujeras en camiones cisterna. El orujo húmedo se descarga luego en grandes balsas ubicadas en las inmediaciones de estas plantas, donde se almacena y se seca inicialmente al aire hasta cierto

punto. No obstante, habitualmente se requiere una etapa de secado adicional a gran escala en secaderos continuos de tambor rotativo, caracterizada por un notable consumo energético, antes de la extracción del aceite de orujo de oliva crudo con el disolvente orgánico, en la que se obtiene orujo extractado seco u orujillo como subproducto. La producción media de orujillo en Andalucía oscila entre las 1,2–1,5 millones de toneladas anuales [11]. Por tanto, se garantiza una amplia disponibilidad de este subproducto del proceso de extracción del aceite de orujo de oliva crudo a un coste relativamente bajo (10–25 €/t) [12]. El orujillo se puede utilizar como combustible para satisfacer las necesidades energéticas de la industria oleícola. Sin embargo, el transporte de larga distancia de dicha materia prima a menudo está limitado debido a penalizaciones económicas y, por tanto, la demanda debe satisfacerse mediante la oferta local. Esta limitación incentiva un mayor número de plantas de bioenergía descentralizadas a pequeña escala, en lugar de un número menor de centrales termoeléctricas convencionales a gran escala alimentadas con biomasa.

Debido a la creciente conciencia medioambiental sobre la gestión y recuperación de residuos en la industria oleícola, la gasificación de biomasa ha estado captando recientemente una creciente atención para fomentar la economía circular cerrando el ciclo de la producción de aceite de oliva a través de la generación combinada de calor y electricidad (también conocida como cogeneración) de forma descentralizada [13–18]. La gasificación es un proceso de conversión termoquímica, mediante el cual una materia prima sólida carbonosa se oxida parcialmente mediante un agente gasificante y se convierte en un combustible gaseoso. El producto gaseoso de la gasificación con oxígeno puro, dióxido de carbono y/o vapor como agente gasificante generalmente se denomina gas de síntesis o sintegás, una mezcla de gases combustibles con cantidades menores de gases no combustibles, como el dióxido de carbono y el vapor de agua [19]. Sin embargo, si se utiliza aire del ambiente como agente gasificante, también habrá una cantidad importante de nitrógeno presente en la mezcla de gases, lo que da lugar a un gas de síntesis altamente diluido, para el cual se utiliza el término de gas producto o gas pobre [19]. En el caso particular de la gasificación con aire, el gas pobre se compone principalmente de monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H_2), dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4), nitrógeno (N_2), vapor de agua (H_2O) y fracciones más pequeñas de otros hidrocarburos ligeros que se encuentran en estado gaseoso a 20 °C (principalmente, C_2 a C_4), con frecuencia designados colectivamente como C_nH_m . Estos hidrocarburos ligeros incluyen principalmente C_2H_2 y, en menor medida, C_2H_4 [20, 21]. Otros compuestos que también pueden estar presentes a niveles de traza incluyen, pero no están limitados a: amoníaco (NH_3), cianuro de hidrógeno (HCN), sulfuro de hidrógeno (H_2S), sulfuro de carbonilo (COS) y una gran variedad de hidrocarburos cíclicos y aromáticos, genéricamente denominados alquitrans [22, 23].

Para aplicaciones de generación distribuida en plantas de gasificación de biomasa, se suele preferir el aire del ambiente al oxígeno puro o al vapor como agente gasificante. Aunque la gasificación con oxígeno puro evita la dilución por nitrógeno, lo que da lugar a un gas de

síntesis con una densidad energética superior a la del gas pobre [24], normalmente no se considera la instalación de una unidad de separación de aire para plantas de cogeneración a pequeña escala, debido a los excesivamente altos costes de operación y de capital, que contrarrestan cualquier ventaja [14]. En la gasificación con aire, la materia prima suministrada al gasificador se oxida parcialmente en un proceso autotérmico. Las reacciones exotérmicas de oxidación proporcionan suficiente calor para sostener las reacciones endotérmicas de reducción requeridas para la formación del gas producto [24, 25]. El gas producto de la gasificación, una vez acondicionado, puede utilizarse como combustible para la producción descentralizada de electricidad y/o calor mediante motores de combustión interna, turbinas de gas o incluso pilas de combustible [21]. Sin embargo, los motores de combustión interna son actualmente la opción más habitual para plantas de cogeneración de gasificación de biomasa a pequeña escala, debido a sus numerosas ventajas frente a otras unidades de generación eléctrica, como su bajo coste de capital, su modularidad, su fiabilidad, su buen rendimiento a carga parcial y su elevado rendimiento de operación [19].

Entre los diseños existentes para reactores de gasificación, los gasificadores de tipo *downdraft* son indiscutiblemente la opción preferida para generación distribuida en plantas de cogeneración a pequeña escala ($< 1 \text{ MW}_t$) [24, 26-28], debido a su fabricación relativamente simple, bajo coste de inversión, operación fiable y aplicabilidad a numerosas materias primas [24, 29, 30]. En los gasificadores *downdraft*, el lecho móvil de materia prima sólida se dirige junto con el aire en dirección descendente, experimentando varias reacciones termoquímicas mientras pasa por cuatro zonas diferentes: secado, pirólisis, oxidación y reducción. El gas producto de la gasificación de biomasa con aire en gasificadores *downdraft* se caracteriza por una densidad energética relativamente baja ($\text{PCI} = 4\text{--}6 \text{ MJ/Nm}^3$) como consecuencia del efecto de la dilución por nitrógeno [24, 26]. Sin embargo, una gran ventaja de los gasificadores *downdraft* sobre la mayoría diseños es su menor producción de alquitranes, con un valor medio de tan solo alrededor de un gramo de alquitrán por metro cúbico normal de gas producto [24, 31], ya que los alquitranes formados en la zona de pirólisis se queman inmediatamente después en la zona de oxidación en un fenómeno denominado «pirólisis llameante» [24]. Aunque los alquitranes en estado gaseoso son combustibles, pueden ensuciar intensamente e incluso llegar a bloquear las tuberías y el equipamiento mecánico aguas abajo del gasificador tras condensarse, originando un líquido espeso, pegajoso y altamente viscoso [23, 32, 33]. Por lo tanto, se suele incluir una unidad de acondicionamiento para reducir el contenido de alquitrán y otras impurezas en el gas pobre hasta niveles aceptables [26, 34, 35]. Debido a su menor producción de alquitrán, las plantas de gasificación para generación de electricidad de forma descentralizada que utilizan gasificadores *downdraft* requieren una unidad de acondicionamiento del gas producto más simple y menos robusta, con un menor consumo energético [24, 31].

Aparte de la electricidad y el calor, otro producto potencialmente valioso de la gasificación de biomasa es un subproducto sólido carbonoso recalcitrante conocido como biocarbón. Debido

a sus excelentes propiedades fisicoquímicas, este subproducto podría utilizarse como enmienda del suelo en el olivar [36-39], proporcionando una gran variedad de beneficios:

1. Debido a su elevada superficie específica y volumen de poros [36, 40], el biocarbón mejora la capacidad de retención de agua del suelo agrícola y la retención de nutrientes disueltos [39, 41]. Esta propiedad puede ser ventajosa para que los olivares resistan sequías y reduzcan el desperdicio de agua [42].
2. El uso del biocarbón como enmienda del suelo previene la erosión y la lixiviación [41]. El biocarbón también puede absorber sustancias tóxicas, produciendo una acción depurativa del suelo [42].
3. El biocarbón promueve el crecimiento de las plantas y puede aumentar el rendimiento de los cultivos hasta en un 10 % de media [39]. Si se deposita en el suelo agrícola, el biocarbón estimula la rizosfera al promover el desarrollo de una amplia y diversificada comunidad microbiana, incluyendo los microorganismos que impulsan el crecimiento de las plantas [36, 39, 43, 44].
4. Desde una perspectiva medioambiental, el uso del biocarbón como enmienda del suelo constituye un sumidero de carbono, es decir, un secuestro de carbono a largo plazo en el olivar [36, 38, 40, 41, 45, 46]. Dicho de otro modo, una parte importante del contenido de carbono que antes había sido capturado y retenido por los olivos finalmente retorna al suelo, evitando su emisión a corto plazo a la atmósfera en forma de dióxido de carbono y contribuyendo a reducir el calentamiento global [36, 42].

A pesar de todas estas ventajas, es conveniente señalar que el biocarbón de la gasificación puede contener cantidades significativas de sustancias peligrosas para el medio ambiente. La gasificación de biomasa a temperaturas inferiores a 700 °C favorece la formación de mayores cantidades de contaminantes procedentes de las reacciones de pirólisis, designados genéricamente como alquitranes, que incluyen hidrocarburos aromáticos policíclicos (HAP), policlorobifenilos (PCB), dioxinas y furanos [45, 47]. Dado que estos contaminantes tienen efectos tóxicos que pueden representar un riesgo para la fauna del suelo [45], se debe certificar la seguridad química del biocarbón antes de su uso como enmienda del suelo [39]. Las normas de certificación de biocarbón más utilizadas son la Iniciativa Internacional del Biocarbón (IBI, por sus siglas en inglés de International Biochar Initiative) y el Certificado Europeo del Biocarbón (EBC, por sus siglas en inglés de European Biochar Certificate) [47-49].

Se han dedicado varios trabajos experimentales a evaluar el funcionamiento de gasificadores *downdraft* precomerciales alimentados con una gran variedad de materias primas de naturaleza renovable, entre las que se incluyen astillas de madera, briquetas o pélets de diversas especies de árboles [20, 35, 50-70], semillas de girasol [61], pasto varilla [62], cáscara de arroz [63, 71-75], bagazo de caña de azúcar [31, 34], cáscara de coco [30, 31, 34, 76], cáscaras de avellana [77], cáscaras de nuez [78], huesos de aceitunas y podas de olivar [13, 16-18], zuros de maíz [21, 30, 70, 72, 79] o residuos de algodón [25, 42, 72]. Sin embargo, se ha trabajado muy poco en la

gasificación del orujillo [80, 81], a pesar de la alta disponibilidad de este subproducto de la industria oleícola en los países de la cuenca del Mediterráneo. De hecho, no se conocen trabajos de investigación experimentales previos sobre plantas de cogeneración a escala piloto basadas en gasificadores *downdraft* alimentados con orujillo peletizado. Además, debe tenerse en cuenta que la mayoría de los artículos de investigación citados anteriormente se centran principalmente en el gasificador de biomasa, y hay pocos trabajos disponibles en la literatura científica sobre plantas de cogeneración de gasificación de biomasa a pequeña escala que incluyan balances detallados de masa y energía, discusión de rendimientos y pérdidas de conversión de energía, datos dinámicos de operación de la planta, así como resultados experimentales sobre la producción y caracterización del biocarbón. Por tanto, el objetivo de este capítulo es realizar una evaluación experimental exhaustiva del funcionamiento de una planta de gasificación a escala piloto para la producción combinada de calor, electricidad y biocarbón en la industria oleícola utilizando orujillo como materia prima, dada la gran disponibilidad de este subproducto de la producción de aceite de oliva. Cabe destacar que los resultados de este trabajo no se limitan a una sola región o país y, por lo tanto, se pueden aplicar a cualquier región productora de aceite de oliva en el mundo. Además, a diferencia de la mayoría de los trabajos experimentales mencionados anteriormente, que se centran principalmente en el comportamiento del gasificador, se ha adoptado un enfoque holístico para evaluar el funcionamiento de la planta de gasificación en su conjunto. El comportamiento dinámico instantáneo de la planta de gasificación durante la operación se ha investigado a través de mediciones en tiempo real de todos los parámetros involucrados. En este contexto, se ha considerado la interacción instantánea entre el gasificador *downdraft* y el grupo motogenerador. Si bien este capítulo se centra en la producción combinada de electricidad y calor a partir de orujillo peletizado, se ha realizado una investigación adicional para la cuantificación y caracterización fisicoquímica del residuo carbonoso descargado por el fondo del gasificador.

4.2 Metodología

El enfoque metodológico de este capítulo se ha dividido en varias partes. En primer lugar, se presenta la caracterización fisicoquímica de la biomasa utilizada como materia prima para el proceso de gasificación. A continuación, se describe la planta de gasificación a escala piloto, además de los equipos de instrumentación, automatización y registro de datos. Finalmente, se detalla el procedimiento operativo y las ecuaciones que gobiernan el comportamiento de la planta, así como la evaluación de la incertidumbre.

4.2.1 Materia prima

El proceso de gasificación está intensamente influenciado por las propiedades fisicoquímicas de la biomasa. Los gasificadores de lecho fijo son más adecuados para materias primas con tamaños de partículas que oscilan entre 3–51 mm [24]. Idealmente, la mayoría de las partículas deberían tener tamaños entre 10 mm y 25 mm [50, 56]. Las partículas de gran tamaño no deberían superar los 5 mm, y los finos (menos de 10 mm) normalmente se limitan a un máximo del 10 % en peso de la materia prima [50]. Esto se debe a que las partículas finas en los gasificadores *downdraft* favorecen la formación de clínques de cenizas, que perturban el flujo óptimo en el lecho del gasificador, lo que genera caídas de presión excesivas, bajas temperaturas en la zona de reducción y un funcionamiento inestable [79, 82]. En este sentido, la peletización es una opción adecuada para el acondicionamiento y la densificación de la biomasa antes de ser suministrada a los gasificadores *downdraft*, lo que permite la producción de combustibles secos estables de tamaño uniforme con mayor densidad energética [61]. Este trabajo propone utilizar orujillo como materia prima para la planta de gasificación. Sin embargo, dado que alrededor del 80 % en peso del orujillo crudo presenta un tamaño de partícula inferior a 3 mm, la materia prima debe peletizarse previamente.

El orujillo peletizado utilizado como materia prima para la planta de gasificación fue suministrado por una empresa local de compraventa de biomasa en el municipio de Linares (Andalucía, España). Como puede observarse en la Fig. 4.2, los pélets de orujillo tienen forma cilíndrica, con diámetros de unos 10 mm y longitudes comprendidas entre 10 mm y 35 mm. La Tabla 4.2 recoge varias propiedades fisicoquímicas del orujillo peletizado que son de interés para el proceso de gasificación. Debido a la naturaleza heterogénea de esta materia prima, se determinaron rangos de propiedades con valores mínimos, promedio y máximos a partir de una gran variedad de muestras. El análisis inmediato incluye el contenido de humedad, contenido de cenizas, materia volátil y carbono fijo; mientras que el análisis elemental, determinado según la norma ISO 16948:2015, indica los contenidos de carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre, cloro y oxígeno de la materia prima. Se utilizó un calorímetro isoperibólico automático Parr (serie 6400, Moline, Illinois, EE. UU.) para determinar experimentalmente el poder calorífico superior de la materia prima de acuerdo con la norma ISO 18125:2017. Sin embargo, en los procesos de conversión termoquímica, es más razonable utilizar el poder calorífico inferior (PCI) de la materia prima, ya que excluye el calor de vaporización del agua, que no contribuye al poder calorífico real del combustible [16]. Los poderes caloríficos inferiores incluidos en la Tabla 4.2 se estimaron a partir de los poderes caloríficos superiores determinados experimentalmente y los análisis inmediato y elemental. Otra propiedad física importante del orujillo peletizado es la densidad aparente (ρ_f^*), que se define como la masa de materia prima contenida en un recipiente dividida por el volumen total del recipiente, incluyendo el volumen ocupado por los huecos. Esta propiedad se midió rigurosamente según la norma ISO 17828:2015. Es deseable una alta

densidad aparente de la materia prima, ya que implica un alto contenido de energía por unidad de volumen [78].

4.2.2 Descripción de la planta

En este trabajo de investigación, se ha instalado una planta de gasificación de biomasa a pequeña escala fabricada por Ankur Scientific Energy Technologies Pvt. Ltd. (India) en las proximidades de una almazara experimental (IFAPA Centro “Venta del Llano”, Andalucía, España). La planta de gasificación consta de un gasificador de lecho fijo *downdraft*, una unidad de enfriamiento y limpieza del gas producto y un motor de cuatro tiempos de encendido provocado por chispa acoplado a un generador eléctrico. El gasificador *downdraft* es un reactor estratificado sin garganta (también llamado “*open-top*” o “*topless*”) que opera a presión ambiental. El gasificador *downdraft* en modo de operación autotérmico convierte la materia prima carbonosa en un gas combustible pobre que, tras una leve etapa de acondicionamiento, se utiliza para accionar un grupo motogenerador convencional fabricado por Weifang Naipute Gas Genset Co. Ltd. (China). El grupo motogenerador está constituido por un motor de encendido provocado por chispa de cuatro cilindros en línea con aspiración natural y un carburador modificado para funcionar con el gas producto de la gasificación. Los cilindros del motor están diseñados para operar con una relación de compresión fija de 9.6:1. El eje del cigüeñal del motor está directamente conectado a un generador de corriente alterna (CA) síncrono trifásico sin escobillas autoexcitado y equipado con regulador automático de tensión (AVR). Para generar energía eléctrica en CA con una frecuencia constante de 50 Hz, la velocidad de rotación del motor se mantiene a 1500 rpm mediante un regulador de velocidad. Las especificaciones técnicas del grupo motogenerador alimentado con gas producto del gasificador *downdraft* se recogen en la Tabla 4.1.

TABLA 4.1: Principales características y parámetros nominales de operación del grupo motogenerador.

Motor de combustión interna		Generador eléctrico	
Tipo	Cuatro tiempos, encendido provocado	Tipo	Síncrono, sin escobillas
Número de cilindros	Cuatro	Número de polos	Cuatro
Disposición	En línea	Modo de excitación	Derivación (autoexcitado)
Potencia nominal	15 kW	Potencia activa nominal	10 kW
Diámetro interior × Carrera	90 × 100 mm	Corriente nominal	18 A
Desplazamiento total	2,54 L	Tensión nominal	400 V
Velocidad nominal	1500 rpm	Frecuencia nominal	50 Hz
Relación de compresión	9,6:1	Factor de potencia nominal	0,8 (en atraso)

En la Fig. 4.2 se muestra un diseño en 3D de la planta de gasificación de biomasa. El gasificador *downdraft* (4) está fabricado en acero inoxidable con un revestimiento interior refractario y está acoplado a un conducto para extraer el producto gaseoso, mientras que el subproducto sólido se descarga por el fondo. El gas pobre caliente que sale del gasificador



FIGURA 4.1: Pélets de orujillo utilizados como materia prima para la planta de gasificación.

TABLA 4.2: Propiedades fisicoquímicas del orujillo peletizado.

Análisis inmediato, % en peso	Mínimo	Promedio	Máximo
Humedad, tal como se recibió	4,80	9,88	13,80
Ceniza, base seca	5,40	7,20	9,20
Materia volátil, base seca	70,24	73,53	76,67
Carbono fijo, base seca	16,43	19,27	22,36
Análisis elemental, % en peso	Mínimo	Promedio	Máximo
Carbono	47,49	51,02	55,44
Hidrógeno	5,26	5,88	6,50
Nitrógeno	0,40	0,95	2,20
Azufre	0,07	0,14	0,24
Cloro	0,12	0,26	0,40
Oxígeno (por diferencia)	31,04	34,55	38,86
Poder calorífico superior (PCS), MJ/kg	Mínimo	Promedio	Máximo
Base húmeda	17,64	18,81	19,98
Base seca	19,12	20,07	20,94
Poder calorífico inferior (PCI), MJ/kg	Mínimo	Promedio	Máximo
Base húmeda	16,06	17,23	18,44
Base seca	17,68	18,61	19,55
Densidad aparente (ρ_f^*), kg/m ³	Mínimo	Promedio	Máximo
Base húmeda	681,3	698,7	716,1

generalmente contiene trazas de cenizas, hollín, alquitrán, humedad y otras impurezas que, si no se eliminan, pueden generar graves problemas de incrustaciones y corrosión en los equipos mecánicos. Por tanto, el combustible gaseoso debe enfriarse hasta temperatura ambiente y limpiarse para cumplir con los requisitos estipulados por el fabricante del motor de combustión interna [18], que están recogidos en la Tabla 4.3. Una ventaja destacable de la utilización de motores de combustión interna como unidad de generación de electricidad frente a turbinas de gas o pilas de combustible es su mayor tolerancia a contaminantes [83, 84]. De hecho, los motores pueden operar con gas pobre con contenidos de alquitrán de hasta aproximadamente 50–100 mg/Nm³ [23, 26, 68, 84, 85] y contenidos de material particulado en suspensión por debajo de 50 mg/Nm³ [26, 68, 85]. Para cumplir con dichos requisitos de limpieza, la planta de gasificación incorpora una unidad de acondicionamiento del gas pobre aguas abajo del gasificador con los siguientes componentes. En primer lugar, un lavador húmedo (5) reduce drásticamente la temperatura del gas pobre mediante la pulverización de un chorro de agua a presión con un caudal nominal de 150 L/min. Las finas gotas de agua rociadas por la boquilla del lavador eliminan el hollín y las partículas de cenizas volantes junto con los alquitranes formados en el proceso de gasificación y, si están presentes, el amoníaco y los compuestos alcalinos, que se disuelven fácilmente en el agua. El gas pobre luego sale del lavador con una temperatura de alrededor de 40–45 °C, dependiendo de las temperaturas del gas de entrada y del agua de refrigeración [16]. El rápido enfriamiento del gas pobre en el lavador húmedo también provoca la sobresaturación de vapores y la formación de una neblina densa compuesta por pequeñas gotas de agua líquida y partículas de alquitrán. Para eliminar esta neblina indeseada, además del resto de contaminantes que se forman cuando los vapores se enfrían por debajo de su punto de rocío, se utiliza un filtro de gruesos (6) relleno de carbón seco, dos filtros de finos (7) rellenos de serrín y un filtro de mangas de seguridad.

TABLA 4.3: Requisitos mínimos de acondicionamiento del gas pobre para uso como combustible en motores de combustión interna.

Parámetro	Valor límite
Temperatura del gas pobre	$\leq 45\text{ °C}$
PCI del gas pobre	$\geq 4,2\text{ MJ/kg}$
Contenido de alquitrán	$\leq 100\text{ mg/Nm}^3$ (preferiblemente $\leq 20\text{ mg/Nm}^3$)
Partículas	$\leq 50\text{ mg/Nm}^3$
Sulfuro de hidrógeno	$\leq 20\text{ mg/Nm}^3$
Vapor de agua	$\leq 5\text{ % vol.}$

El balance de planta (BOP) incluye los motores eléctricos del mecanismo de vibración de la tolva, el raspador de carbón, la bomba de eliminación de carbón, la bomba del lavador húmedo, la bomba de la torre de refrigeración, el ventilador de la torre de refrigeración y el ventilador centrífugo. Asimismo, cabe destacar otros componentes con consumo eléctrico importante como

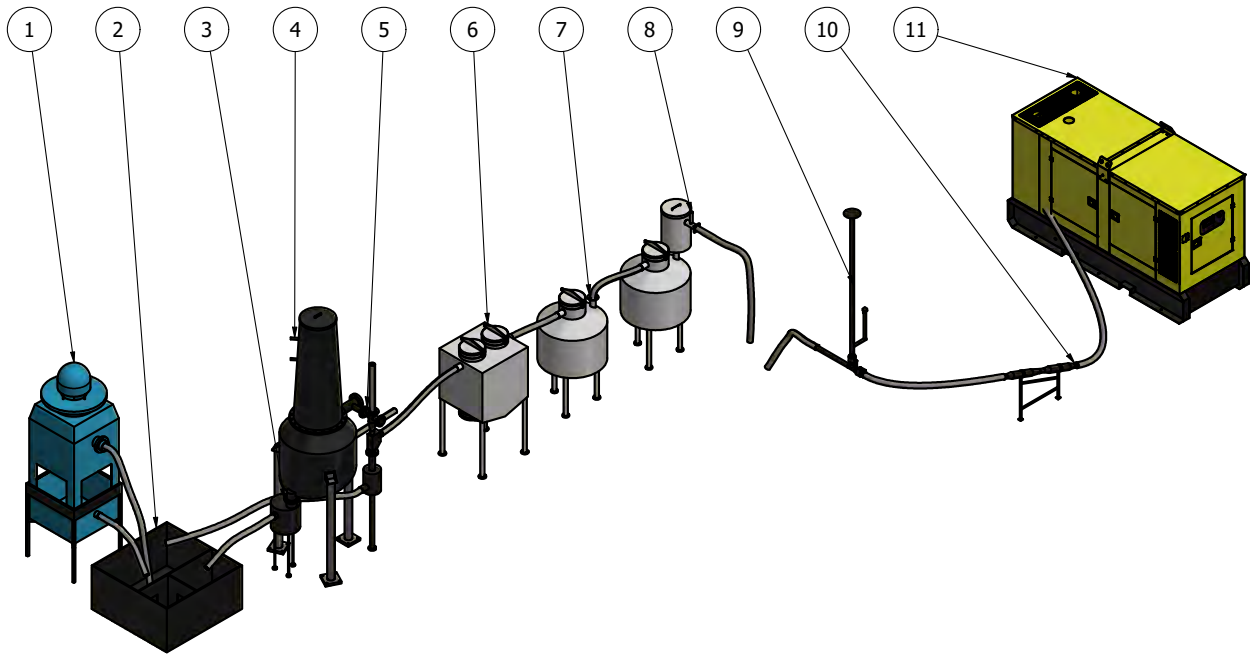


FIGURA 4.2: Diseño 3D de la planta de gasificación de biomasa: ① torre de refrigeración; ② depósito de agua; ③ unidad de eliminación de carbón; ④ gasificador de lecho fijo *downdraft*; ⑤ lavador húmedo; ⑥ filtro de gruesos; ⑦ filtros de finos; ⑧ filtro de mangas de seguridad; ⑨ antorcha; ⑩ caudalímetro Venturi; ⑪ grupo motogenerador.

los equipos de instrumentación y control y los dispositivos electrónicos de potencia. El generador síncrono se puede conectar directamente a la red eléctrica o a un banco de cargas resistivas tras haber alcanzado la velocidad nominal y, a excepción de los elementos de protección eléctrica, no se requiere ningún otro equipo o dispositivo eléctrico.

4.2.3 Instrumentación

Para controlar y monitorizar todos los datos operativos relevantes, se utilizaron una serie de termopares, sensores de presión, un analizador de gas de síntesis portátil (Gasboard 3100P, Hubei Cubic-Ruiyi Instrument Co. Ltd., China) y un medidor de caudal volumétrico de gas.

El consumo de materia prima promediado en el tiempo se calculó de acuerdo con la Ec. (4.1), que considera lotes constantes de 6 kg pesados previamente que se cargan a intervalos tales que la disminución de volumen de materia prima dentro del gasificador se repone por completo [18, 25, 30, 59].

$$\dot{m}_f = \frac{m_f}{\Delta t} \quad (4.1)$$

donde m_f es la masa de la materia prima y Δt es el intervalo de tiempo en el que se cargan los lotes de orujillo peletizado previamente pesados. En otros trabajos [50, 78], el consumo de materia prima también se estima en función de la disminución de volumen dentro del gasificador, pero

usando un método de cálculo indirecto a través de la densidad aparente media de la materia prima.

Se colocaron algunos termopares tipo K (cromel-alumel) calibrados en varias zonas de la planta de gasificación: dos secciones transversales internas a lo largo del eje del gasificador *downdraft* (zonas de pirólisis y oxidación), en la salida del reactor y después del lavador húmedo. Los termopares se conectaron al panel de control para mostrar las temperaturas dentro del gasificador en tiempo real. Además, se instaló una serie de sensores de presión diferencial para determinar las caídas de presión a través del lecho del gasificador y después de cada uno de los filtros.

El caudal volumétrico de gas pobre frío se midió por medio de un caudalímetro Venturi calibrado colocado aguas abajo de la unidad de acondicionamiento de gas [70]. El gas producto de la gasificación que fluye a través del caudalímetro Venturi puede tratarse con seguridad como un fluido incompresible, ya que el número de Mach, definido por la relación entre la velocidad del flujo y la velocidad del sonido, es mucho menor que 0,3, y por lo tanto, los efectos de compresibilidad son insignificantes, con errores inferiores al 1 % [86]. Un sensor de presión diferencial conectado a la sección convergente cónica y a la sección de garganta del caudalímetro Venturi registra la caída de presión, que como se puede comprobar en la Ec. (4.2), proporciona una indicación del caudal volumétrico de gas pobre a través de la tubería.

$$\dot{V}_{cg} = \frac{\pi}{4} d_1^2 \sqrt{\frac{2}{\rho_{cg}} \cdot \frac{p_1 - p_2}{\left(\frac{d_1}{d_2}\right)^4 - 1}} \quad (4.2)$$

donde los subíndices 1 y 2 se refieren a las secciones convergente cónica y de garganta del caudalímetro Venturi, respectivamente. La siguiente ecuación empírica fue proporcionada por el fabricante para la calibración:

$$\dot{V}_{cg} = 23,144 \sqrt{\Delta p} \quad (4.3)$$

donde $\dot{V}_{cg}$ es el caudal volumétrico del gas pobre frío en m³/h y Δp es la caída de presión en la garganta en milímetros de columna de agua (mmH₂O). El caudal volumétrico de aire se puede estimar por balance de masa de acuerdo con la Ec. (4.4), suponiendo que el nitrógeno en el aire de entrada es inerte y que el contenido de nitrógeno del análisis elemental de la materia prima puede despreciarse [25, 38, 42, 64, 72, 78, 79, 87].

$$\dot{V}_{air} = \frac{T_{air}}{T_{cg}} \cdot \frac{p_{cg}}{p_{air}} \cdot \frac{y_{N_2,cg}}{y_{N_2,air}} \dot{V}_{cg} \quad (4.4)$$

donde $\dot{V}_{air}$ y $\dot{V}_{cg}$ son los caudales volumétricos del aire de admisión y del gas pobre frío, T_{air} y T_{cg} son las temperaturas absolutas del aire y del gas pobre, p_{air} y p_{cg} son las presiones absolutas del aire y del gas pobre, $y_{N_2,air}$ y $y_{N_2,cg}$ son las fracciones molares de nitrógeno en el aire y en el

gas pobre, respectivamente. Por lo tanto, en condiciones idénticas de temperatura y presión, el caudal volumétrico de nitrógeno en el aire de entrada al gasificador se puede suponer igual al caudal volumétrico de nitrógeno en el gas pobre frío.

La planta de gasificación cuenta con un punto de muestreo de gas en línea ubicado aguas abajo de la unidad de acondicionamiento del gas pobre, junto al ventilador centrífugo, donde se conecta el analizador de gas de síntesis portátil. Este equipo se utilizó para la medición simultánea de las concentraciones volumétricas de monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H₂), dióxido de carbono (CO₂), oxígeno (O₂), metano (CH₄) y otros hidrocarburos ligeros (C_nH_m) en el gas pobre, mientras que el balance de nitrógeno (N₂) se calcula automáticamente por diferencia [21, 88]. Las mediciones de la composición volumétrica del gas pobre se realizan continuamente en un intervalo de tiempo especificado por el usuario y solo requieren un caudal de 0,06 m³/h. La concentración de H₂ se determina usando un detector de conductividad térmica (TCD) con una precisión de $\leq 3\%$ sobre escala completa (FS). Las concentraciones de CO, CO₂, CH₄ y C_nH_m se obtienen mediante un sensor infrarrojo no dispersivo (NDIR) con una precisión de $\leq 2\%$ FS. La concentración de O₂ se determina usando un detector de captura de electrones (ECD) con una precisión de $\leq 3\%$ FS. Aunque el gas pobre también contiene vapor de agua, el analizador de gas no cuenta con ningún dispositivo para medir su concentración [33], por lo que la composición volumétrica del gas pobre se proporciona en base seca.

Los parámetros eléctricos de operación de la planta de gasificación fueron monitorizados mediante analizadores de redes (Carlo Gavazzi CPA-050, Italia), capaces de medir una gran variedad de parámetros, incluyendo potencia activa y reactiva, frecuencia, tensión, intensidad de corriente, factor de potencia ($\cos \varphi$) y distorsión armónica total (THD). Estos dispositivos se han utilizado para medir los perfiles de carga de las fases del generador conectadas a un banco de carga resistivo [59], además de la electricidad consumida por los equipos auxiliares, también conocidas como cargas parásitas. Como en ocasiones se conecta una carga trifásica desequilibrada, se debe utilizar un analizador de potencia diferente para controlar cada fase.

4.2.4 Evaluación del funcionamiento de la planta

Los parámetros principales que se midieron para la evaluación del funcionamiento de la planta fueron el consumo de biomasa, el caudal de aire y gas pobre, las temperaturas de operación, la composición del gas pobre y el poder calorífico inferior (PCI), así como los parámetros eléctricos del grupo motogenerador.

Los valores registrados de consumo de biomasa y caudal de aire se utilizaron para calcular el dosado relativo aire-combustible (λ), que es un parámetro fundamental en los procesos de gasificación de biomasa y expresa la relación oxidante/combustible real (*actual*) suministrada al gasificador *downdraft* frente a la relación oxidante/combustible requerida para la combustión estequiométrica (*stoich*) [14, 25, 31, 50, 57, 73, 76].

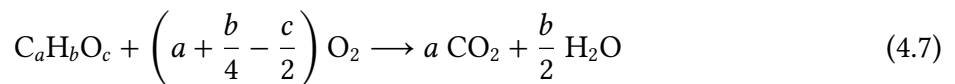
$$\lambda = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_f} \right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_f} \right)_{stoich}} \quad (4.5)$$

donde $\dot{m}_{air}$ es el caudal másico de aire del ambiente como agente gasificante y $\dot{m}_f$ es el consumo de orujillo como combustible. Esta definición es la misma que la del exceso de aire utilizado para los procesos de combustión, excepto que se prefiere para situaciones de deficiencia de aire, como las que se ocurren en un gasificador [24]. En consecuencia, una mezcla de aire y combustible con $\lambda = 1$ es estequiométrica; para mezclas ricas en combustible, $\lambda < 1$; y para mezclas pobres en combustible, $\lambda > 1$. Por tanto, la combustión completa teóricamente ocurre para un dosado relativo igual a la unidad, donde todo el carbono en la materia prima se oxida estequiométricamente para proporcionar la concentración máxima de dióxido de carbono en la corriente de producto gaseoso.

El requerimiento estequiométrico de oxígeno se ha estimado utilizando los datos promedio para el análisis elemental de la materia prima recogidos en la Tabla 4.2. Para un consumo de biomasa dado en el gasificador *downdraft*:

$$\lambda = \frac{(\dot{m}_{O_2})_{actual}}{(\dot{m}_{O_2})_{stoich}} = \frac{(\dot{n}_{O_2})_{actual}}{(\dot{n}_{O_2})_{stoich}} = \frac{y_{O_2,air} \frac{\dot{m}_{air}}{M_{air}}}{\dot{m}_f \left(\frac{x_{C,f}}{M_C} + \frac{x_{H,f}}{4 M_H} - \frac{x_{O,f}}{2 M_O} \right)} \quad (4.6)$$

donde M_{air} es la masa molar media ponderada del aire, $y_{O_2,air}$ es la fracción molar del oxígeno en el aire atmosférico y $x_{C,f}$, $x_{H,f}$, $x_{O,f}$ son las fracciones másicas de carbono, hidrógeno y oxígeno del análisis elemental de la materia prima [64, 89]. La expresión de la Ec. (4.6) surge de la reacción de combustión completa de un combustible sólido genérico que contiene carbono, hidrógeno y oxígeno, como se muestra en la Ec. (4.7). Las reacciones de oxidación del nitrógeno y el azufre no se han tenido en cuenta para el cálculo del dosado relativo, debido al contenido comparativamente mucho menor de ambos elementos en la materia prima y al hecho de que la mayor parte de estos elementos permanece enlazada a otros compuestos en el carbón y en los alquitranes [22].



El poder calorífico inferior por unidad de masa (MJ/kg) del gas pobre se puede determinar mediante la Ec. (4.8), en función de las fracciones másicas (x_i) y poderes caloríficos inferiores (PCI_i) de los k componentes combustibles que constituyen el gas pobre limpio (CO, H₂, CH₄ y C_nH_m) [18, 58, 66]. Los poderes caloríficos inferiores de los principales gases combustibles a 25 °C son, CO: 10,112 MJ/kg, H₂: 119,96 MJ/kg y CH₄: 50,048 MJ/kg [90].

$$\text{PCI}_{cg} = \sum_{i=1}^k x_i \text{PCI}_i \quad (\text{MJ/kg}) \quad (4.8)$$

Sin embargo, el poder calorífico inferior de los combustibles gaseosos, como el gas producto de la gasificación, se expresa habitualmente por unidad de volumen en condiciones normales (MJ/Nm^3), tal como se indica en la Ec. (4.9).

$$\text{PCI}_{cg} = \sum_{i=1}^k y_i \rho_i \text{PCI}_i \quad (\text{MJ/Nm}^3) \quad (4.9)$$

donde y_i y ρ_i son, respectivamente, las fracciones molares y las densidades en condiciones normales de temperatura y presión ($T_0 = 0^\circ\text{C}$, $p_0 = 1 \text{ atm}$) de los k componentes combustibles que constituyen el gas pobre limpio [66, 79]. Para el cálculo de la densidad del gas pobre, se asume un comportamiento de gas ideal [28, 78], tal que:

$$\rho_{cg} = \frac{p_{cg} \sum_{i=1}^k y_i M_i}{R T_{cg}} \quad (4.10)$$

donde M_i es la masa molar de cada compuesto gaseoso. El caudal másico de gas pobre se calcula finalmente como:

$$\dot{m}_{cg} = \dot{V}_{cg} \rho_{cg} \quad (4.11)$$

El rendimiento de gas frío (η_{cg}) se define como el rendimiento del proceso de gasificación una vez que el gas pobre se ha limpiado y enfriado hasta temperatura ambiente [24]. Expresa la fracción del flujo de energía química de la materia prima que permanece en el gas pobre frío. Matemáticamente, este parámetro se determina de la siguiente manera:

$$\eta_{cg} = \frac{\dot{m}_{cg} \text{PCI}_{cg}}{\dot{m}_f \text{PCI}_f} \quad (4.12)$$

donde $\dot{m}_{cg}$ y $\dot{m}_f$ representan el caudal másico del gas pobre frío y el consumo de orujillo, respectivamente.

El rendimiento de conversión de carbono (η_{cc}) se define a continuación como la fracción de carbono sólido en la materia prima convertida en cada uno de los k compuestos gaseosos del gas pobre limpio que contienen carbono (CO , CO_2 , CH_4 y C_nH_m) [25, 28, 57, 65, 78],

$$\eta_{cc} = \frac{\dot{V}_{cg} p_{cg}}{R T_{cg}} \cdot \frac{M_C \sum_{i=1}^k y_i n_{Ci}}{\dot{m}_f x_{C,f}} = \frac{\dot{m}_{cg} M_C \sum_{i=1}^k \frac{x_i}{M_i} n_{Ci}}{\dot{m}_f x_{C,f}} \quad (4.13)$$

donde M_C es la masa molar del carbono. Además, n_{Ci} y M_i son, respectivamente, el número de átomos de carbono y masas molares de cada compuesto que contiene carbono. Para el cálculo del rendimiento de conversión de carbono, se ha supuesto que los C_nH_m son esencialmente hidrocarburos C_2 . También cabe destacar que el alquitrán se ha considerado una impureza gaseosa; y por lo tanto, no se ha incluido en el rendimiento de conversión de carbono. Si el dosado relativo aire-combustible (λ) está por debajo de 0,2, el rendimiento de conversión de carbono disminuye drásticamente [76]. En consecuencia, para maximizar la cantidad de materia prima que se gasifica, se recomienda que $\lambda > 0,2$.

Los datos del analizador de redes incluyen la potencia activa trifásica desarrollada por el generador síncrono conectado en estrella (P_{gen}), que se puede determinar fácilmente mediante la siguiente expresión:

$$P_{gen} = \sqrt{3} UI \cos \varphi \quad (4.14)$$

donde U es la tensión de línea (V), I es la intensidad de corriente de línea (A) y $\cos \varphi$ es el factor de potencia (FP).

El rendimiento eléctrico bruto de la planta de gasificación ($\eta_{e,bruto}$) se calcula de acuerdo con la Ec. (4.15), como la relación entre la producción de energía eléctrica bruta y el flujo de energía química de la materia prima.

$$\eta_{e,bruto} = \frac{P_{gen}}{\dot{m}_f PCI_f} \quad (4.15)$$

El rendimiento eléctrico neto de la planta de gasificación ($\eta_{e,neto}$) se calcula como se muestra en la Ec. (4.16) restando todas las cargas parásitas (P_{cargas}) de la generación de energía eléctrica bruta [87].

$$\eta_{e,neto} = \frac{P_{gen} - P_{cargas}}{\dot{m}_f PCI_f} \quad (4.16)$$

La relación entre el rendimiento eléctrico bruto y el rendimiento de gas frío en las Ecs. (4.15) y (4.12) indica el rendimiento eléctrico del grupo motogenerador, expresado de la siguiente manera:

$$\eta_{gen} = \frac{P_{gen}}{\dot{m}_{cg} PCI_{cg}} = \frac{\eta_{e,bruto}}{\eta_{cg}} \quad (4.17)$$

Para determinar el calor residual disponible en los gases de escape del motor de combustión interna, se debe conocer el caudal másico de los gases de escape. El caudal másico medio de los gases de escape para un motor de cuatro tiempos se puede calcular como se muestra en la Ec. (4.18). El caudal másico de un motor depende de la densidad del aire del ambiente en el colector

de admisión ($\rho_{air,in}$), el rendimiento volumétrico (η_V), la cilindrada del motor (V_d), la velocidad de rotación del motor (N) y la relación combustible/aire ($m_{cg}/m_{aire,in}$) [91].

$$\dot{m}_{eg} = \frac{1}{2} \eta_V V_d N \rho_{air,in} \left[1 + \left(\frac{\dot{m}_{cg}}{\dot{m}_{aire,in}} \right) \right] \quad (4.18)$$

4.2.5 Evaluación de la incertidumbre

Las incertidumbres en la evaluación experimental de la planta de gasificación surgen de la exactitud y precisión de los instrumentos de medición, así como de la influencia de las condiciones ambientales y la observación de las lecturas [74]. Las principales incertidumbres están asociadas con las mediciones del consumo de materia prima y el caudal de gas pobre [30]. Las incertidumbres de las diferentes magnitudes se han determinado de acuerdo con la Guía para la Expresión de Incertidumbre en Medidas de la Oficina Internacional de Pesas y Medidas [92]. El consumo de materia prima se midió mediante una báscula digital con una incertidumbre absoluta de $\pm 0,1$ kg. La caída de presión requerida en el sensor de presión diferencial del caudalímetro Venturi para un determinado caudal de gas pobre se midió con una incertidumbre de $\pm 0,05$ Pa. Las incertidumbres de los parámetros calculados se han estimado utilizando la siguiente ecuación:

$$\Delta f = \sqrt{\left(\frac{\partial f}{\partial z_1} \Delta z_1 \right)^2 + \left(\frac{\partial f}{\partial z_2} \Delta z_2 \right)^2 + \dots + \left(\frac{\partial f}{\partial z_n} \Delta z_n \right)^2} \quad (4.19)$$

donde Δf es la incertidumbre del parámetro calculado (f) y $z_1, z_2, \dots, z_n$ son las incertidumbres de las variables medidas [25, 74, 75]. La evaluación de la propagación de la incertidumbre conduce a una incertidumbre de aproximadamente 1 % en el rendimiento de gas frío.

4.3 Resultados y discusión

Esta sección se ha estructurado en cuatro partes. La primera parte está dedicada a investigar el funcionamiento del gasificador *downdraft* alimentado con orujillo peletizado en régimen de operación estacionario y transitorio. A continuación, se examina el funcionamiento del grupo motogenerador alimentado con el gas producto del gasificador. Inmediatamente después, se incluye una descripción general del funcionamiento de la planta en la que se analizan los rendimientos y pérdidas de conversión de energía. La última parte presenta una evaluación experimental sobre la producción y propiedades fisicoquímicas del carbón descargado por el fondo del gasificador.

4.3.1 Funcionamiento del gasificador

Durante la operación del gasificador *downdraft* alimentado con orujillo peletizado, se lograron una composición del gas pobre y un poder calorífico bastante estables. En condiciones de operación en estado estacionario, el PCI del gas pobre normalmente oscila entre 4,5–5,0 MJ/Nm³, lo cual concuerda con el rango típico en gasificadores de lecho fijo *downdraft* [24]. El consumo medio de materia prima en el gasificador *downdraft* fue de aproximadamente 13,3 kg/h de orujillo peletizado. La producción específica de gas pobre se situó en el rango de 2–3 Nm³/kg, lo cual es consistente con los valores típicos mencionados en la literatura [21, 25, 26, 51, 59, 61, 63, 79, 82, 93]. Este parámetro se ha determinado como el volumen de gas pobre frío procedente de la gasificación de cada kilogramo de materia prima.

La Fig. 4.3 muestra la composición volumétrica y el poder calorífico inferior del gas producto del gasificador *downdraft* durante 5 horas de operación continua, de acuerdo con el procedimiento experimental descrito anteriormente. El caudal volumétrico de gas se ajustó a 40 m³/h ($\lambda \approx 0,4$) durante los primeros 150 minutos de funcionamiento y luego se redujo a 30 m³/h ($\lambda \approx 0,3$) para los 150 minutos restantes. Se puede observar que la concentración de nitrógeno y oxígeno disminuyen drásticamente durante los primeros 10 minutos de operación a medida que comienza a formarse el gas pobre. El nitrógeno es prácticamente inerte durante todo el proceso de gasificación y su concentración en el gas pobre disminuye con el aumento del consumo de materia prima en el gasificador. La caída brusca de la concentración de oxígeno en el gas producto se debe a que el oxígeno es el componente más reactivo dentro del gasificador, seguido por el vapor de agua y el dióxido de carbono [24]. Inicialmente, el principal componente combustible en el gas producto es el monóxido de carbono, porque la cinética de la reacción de oxidación parcial del carbono para formar monóxido de carbono es la más rápida de entre todas las reacciones de gasificación del carbono [24]. Esta reacción consume rápidamente todo el oxígeno, dejando apenas oxígeno disponible para otras reacciones y, por lo tanto, la concentración de monóxido de carbono en el gas producto alcanza su valor máximo. En otros trabajos [57, 78] se puede observar una tendencia similar en la concentración de monóxido de carbono durante la fase de arranque de un gasificador *downdraft*. Inmediatamente después, la concentración decreciente de monóxido de carbono se explica principalmente por la formación creciente de hidrógeno y dióxido de carbono como productos de la reacción directa de desplazamiento del gas de agua, que transcurre en fase gaseosa. Por consiguiente, la concentración de hidrógeno aumenta rápidamente a expensas de la de monóxido de carbono. La rápida formación del monóxido de carbono explica el primer pico en el PCI del gas producto. Cabe señalar que el poder calorífico del monóxido de carbono es ligeramente superior al del hidrógeno si se expresa por unidad de volumen. Como se muestra en la Fig. 4.3, la concentración de metano también alcanza su valor máximo durante la fase de arranque, lo que a su vez puede estar relacionado con una mayor concentración de alquitranes. Por esta razón,

durante los primeros 30 minutos de operación de la planta antes de que se alcancen las condiciones de estado estacionario, el gas pobre generalmente se quema en la antorcha como medida de precaución, debido a la mayor formación de alquitrán en los momentos inmediatamente posteriores a la puesta en marcha del gasificador, cuando la temperatura del lecho aún no es lo suficientemente alta. Aunque la formación de alquitrán siempre es un aspecto importante que debe estar controlado, no supuso ningún problema destacable durante la operación de la planta. De hecho, de acuerdo con las especificaciones del fabricante, la unidad de acondicionamiento del gas pobre puede reducir el contenido de alquitrán en el gas frío y limpio hasta alrededor de 5–15 mg/Nm³, que está por debajo del valor límite para ser utilizado como combustible en motores de combustión interna (véase la Tabla 4.3). La concentración de alquitrán en el gas pobre acondicionado se mide como se indica en la especificación técnica publicada por el Centro de Investigación Energética de los Países Bajos (ECN) [94]. Además, se pudo verificar visualmente que la llama de la antorcha era translúcida, prácticamente invisible (azulada si se enciende de noche), lo que sugiere que la concentración de alquitrán en el gas pobre cumple con los requerimientos del motor. No obstante, esto deberá confirmarse en trabajos futuros, ya que el muestreo y análisis detallado de los alquitranes es una tarea compleja y costosa que no ha sido previsto en el alcance de este trabajo.

Se asume estado estacionario cuando prácticamente se ha alcanzado el equilibrio termodinámico y no se aprecia ningún cambio significativo en la concentración de los productos con el tiempo [24]. El tiempo necesario para alcanzar las condiciones de estado estacionario desde el arranque del gasificador está comprendido entre 30–60 min. Se han mencionado intervalos de tiempo similares para alcanzar condiciones de estado estacionario en trabajos anteriores [21, 31, 78]. Posteriormente, se observan fracciones volumétricas muy estables de cada compuesto gaseoso. Como se muestra en la Fig. 4.3, la composición volumétrica promedio del gas pobre acondicionado durante la operación de la planta en estado estacionario (para un valor de $\lambda \approx 0,4$) fue: 15,3 % CO, 17,7 % H₂, 2,3 % CH₄, 0,1 % C_nH_m, 12,0 % CO₂, 0,1 % O₂ y 52,5 % N₂; mientras que durante los últimos 150 minutos de operación (para un valor de $\lambda \approx 0,3$), el gas pobre presentó la siguiente composición volumétrica promedio: 12,0 % CO, 18,1 % H₂, 3,2 % CH₄, 0,2 % C_nH_m, 13,9 % CO₂, 0,1 % O₂ y 52,5 % N₂. Cabe señalar que el operador de la planta no puede modificar directamente el valor de λ , sino el caudal de aire a través del lecho del gasificador mediante el ajuste de la posición de la válvula de mariposa. El valor de λ se calculó tras haber finalizado el ensayo, como se indica en la Ec. (4.6).

La planta de gasificación estuvo operando la mayor parte del tiempo en régimen de estado estacionario. Sin embargo, en ocasiones también se producen estados transitorios en situaciones como cambios en el caudal de aire, suministro reducido de materia prima o composición variable de la materia prima. Uno de los enfoques más efectivos para controlar el funcionamiento del gasificador *downdraft* es modificar el caudal de aire [35]. Este parámetro de operación permite ajustar el dosado relativo aire–combustible (λ), que indica el caudal de aire

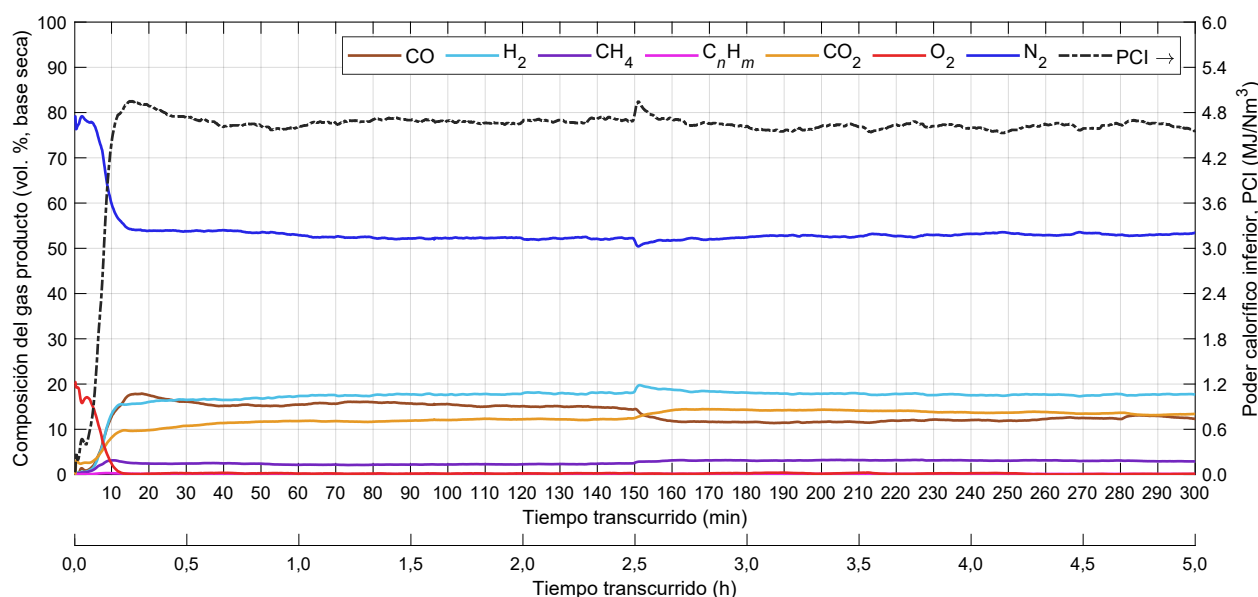


FIGURA 4.3: Composición y poder calorífico del gas pobre durante 5 horas de funcionamiento continuo.

con respecto al requerido para la combustión estequiométrica. El suministro de aire relativo presenta una función clave durante el proceso de gasificación, ya que controla el alcance de las reacciones exotérmicas de oxidación, que a su vez influyen en la temperatura de gasificación. Con caudales de aire más altos, se alcanzan temperaturas más elevadas dentro del gasificador, lo que conduce a mayores rendimientos de conversión de carbono de la materia prima en gas pobre [21]. Sin embargo, si el caudal de aire es demasiado alto, una oxidación excesiva de la materia prima conduce a una reducción considerable del poder calorífico del gas pobre y, por lo tanto, a un menor rendimiento de gas frío [35, 66]. La evaluación experimental del funcionamiento del gasificador se llevó a cabo con valores variables del dosado relativo aire-combustible comprendidos entre 0,2–0,4, lo que concuerda totalmente con el rango típico de dosados relativos en procesos de gasificación de biomasa con aire [26, 27, 30, 39, 53, 71, 76]. La caída de presión a través del lecho del gasificador estuvo la mayor parte del tiempo en el rango de 40–90 mmH₂O (0,39–0,88 kPa), con mayores caídas de presión durante la operación a valores más altos de dosado relativo (λ). Se ha mencionado un intervalo de presión diferencial similar, de 50–75 mmH₂O (0,49–0,74 kPa), en un trabajo relacionado [51]. La caída de presión en la unidad de acondicionamiento del gas pobre (incluyendo el filtro de gruesos, los filtros de finos y el filtro de mangas de seguridad) osciló entre 20–60 mmH₂O (0,20–0,59 kPa).

En la Fig. 4.4 se puede observar el efecto de modificar repentinamente el caudal de aire sobre el funcionamiento del proceso de gasificación. En un ensayo diferente, el caudal volumétrico de gas pobre se ajustó a 40 m³/h hasta que prácticamente se alcanzaron las condiciones de estado estacionario tras poco más de una hora de operación de la planta. A partir de entonces, la válvula de mariposa que controla el suministro de aire se cerró parcialmente para proporcionar un caudal de 30 m³/h y luego se abrió de nuevo para proporcionar 40 m³/h a intervalos regulares de 30 minutos. Con el aumento del caudal de aire, la creciente disponibilidad de

oxígeno origina un menor contenido de hidrógeno, metano y otros hidrocarburos ligeros. Se favorece la formación de monóxido de carbono y vapor de agua frente a la formación de dióxido de carbono e hidrógeno, respectivamente; como productos de las reacciones de oxidación del carbono y el hidrógeno, además de la reacción inversa de desplazamiento del gas de agua. La mayor disponibilidad de oxígeno también provoca que se oxide más carbono para formar monóxido de carbono, debido a la rápida cinética de la reacción de oxidación parcial, y aumenta la relación CO/CO_2 . Asimismo, mayores caudales de aire están relacionados con perfiles de temperatura más altos debido a una combustión más pronunciada de materia prima. A su vez, las altas temperaturas aceleran la reacción de Boudouard, favoreciendo concentraciones más altas de monóxido de carbono y concentraciones más bajas de dióxido de carbono en el gas pobre [69], lo que también influye en el aumento de la relación CO/CO_2 . Además, un mayor caudal de aire implica una mayor presencia de nitrógeno en la composición del gas pobre y una reducción del contenido de alquitranes [66, 69, 95]. Por contra, un menor caudal de aire conduce a concentraciones más altas de hidrógeno e hidrocarburos ligeros en el gas pobre, mientras que la formación de monóxido de carbono se ve obstaculizada a favor de la formación de dióxido de carbono a través de la reacción directa de desplazamiento de gas de agua y la relación CO/CO_2 disminuye. Una mayor cantidad de metano e hidrocarburos ligeros en una atmósfera menos oxidante también está relacionada con una mayor producción de alquitranes [24, 39].

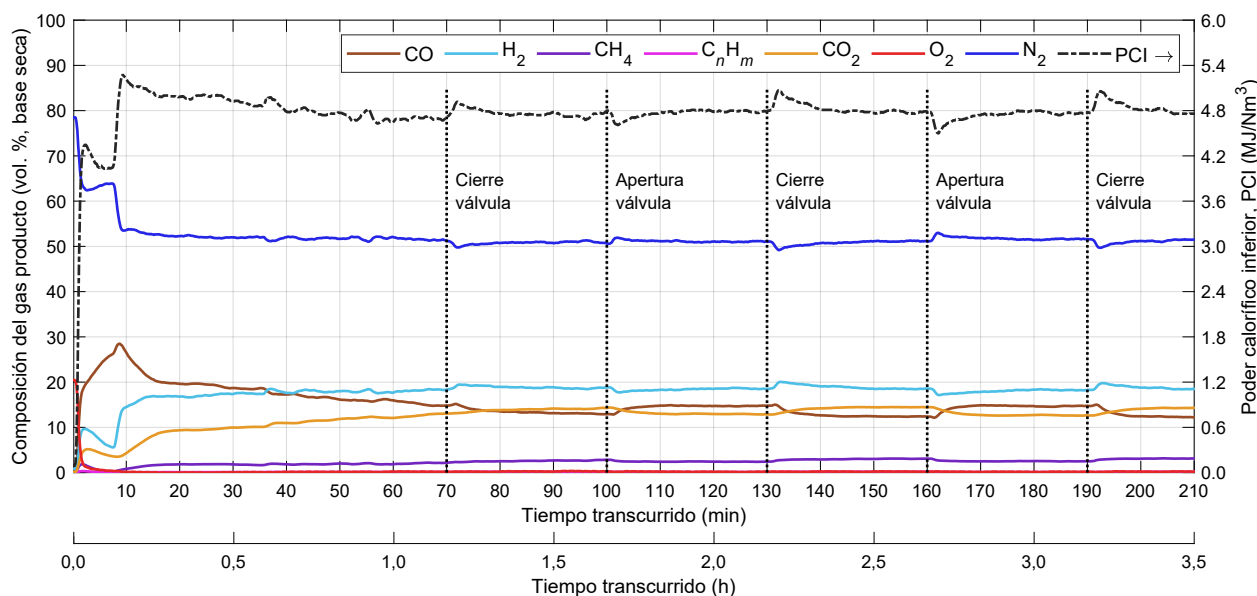


FIGURA 4.4: Efecto de modificar el caudal de aire sobre la composición y el poder calorífico del gas pobre.

La Fig. 4.5 ilustra el comportamiento térmico del gasificador *downdraft* durante la operación en régimen de estado estacionario. Se monitorizaron las temperaturas superficiales continuamente a lo largo de la altura del gasificador por medio de una cámara termográfica (SATIR D600, Irlanda). La temperatura máxima en la superficie externa del gasificador estuvo comprendida entre 350–400 °C, mientras que la temperatura mínima que se muestra en el termograma corresponde a la temperatura ambiente. Sin embargo, cabe señalar que el

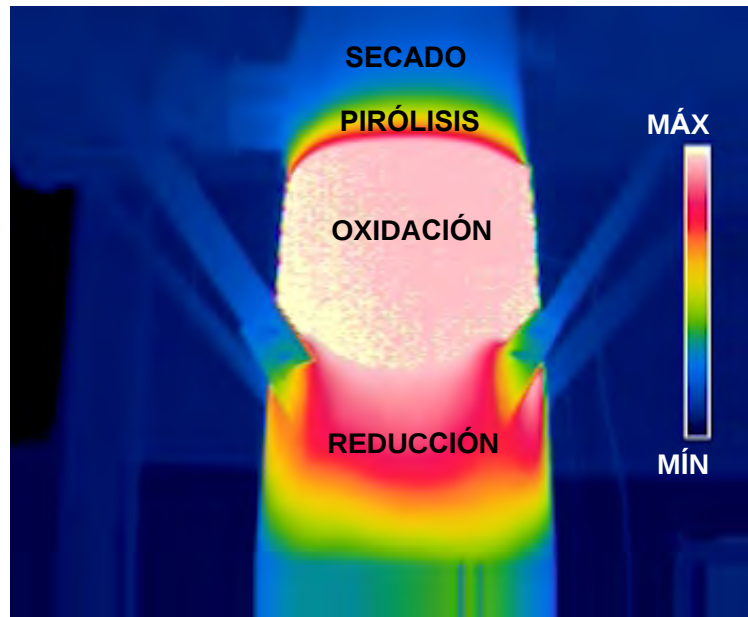


FIGURA 4.5: Termograma del gasificador *downdraft* en régimen de estado estacionario mostrando una distribución de temperatura estratificada. La temperatura máxima es de unos 350–400 °C, mientras que la temperatura mínima corresponde a la temperatura ambiente.

termograma se incluye en este capítulo con el fin de mostrar gráficamente la distribución relativa de temperaturas en el gasificador, en lugar de los valores específicos de las temperaturas superficiales. En este sentido, se observa claramente una distribución de temperatura estratificada a lo largo del eje vertical del gasificador, donde se pueden identificar las zonas de secado, pirólisis, oxidación y reducción. De acuerdo con las lecturas de los termopares, se observó que la temperatura máxima en la zona de oxidación estuvo la mayor parte del tiempo entre 800–1100 °C [21, 57, 58, 67, 76], con temperaturas máximas promedio de alrededor de 1000 °C cuando el gasificador está operando en condiciones de estado estacionario [26, 35]. Las elevadas temperaturas máximas que se alcanzan dentro del gasificador promueven el craqueo térmico de los alquitranes, que normalmente ocurre a temperaturas comprendidas entre 700–1250 °C [28]. La posterior disminución de la temperatura justo por debajo de la zona de oxidación se atribuye a las reacciones endotérmicas que transcurren en la zona de reducción y son responsables de la formación de los gases combustibles que componen el gas pobre [76].

4.3.2 Funcionamiento del grupo motogenerador

El gas producto de la gasificación, una vez acondicionado, se utiliza finalmente como combustible en un motor de combustión interna alternativo de gas acoplado a un generador eléctrico. La energía química del gas pobre frío se transforma finalmente en cuatro formas de energía en el grupo motogenerador: trabajo en el eje para generar electricidad, gases de combustión como calor residual a alta temperatura, agua caliente del circuito de refrigeración como calor residual a baja temperatura y pérdidas de calor irreversibles [58].

El rendimiento de los generadores eléctricos impulsados por motores de combustión interna alternativos a pequeña escala suele situarse en el rango del 30–35 %, pero en el contexto de gases combustibles de menor calidad, como el gas pobre, su rendimiento se reduce significativamente [19, 96]. El valor teórico de reducción de potencia cuando un motor de gas natural se adapta para operar con gas pobre es de alrededor del 30 % [26, 85]. La reducción de potencia del motor cuando se utiliza gas pobre como combustible puede llegar a alcanzar el 70 % [97], aunque esta caída de potencia se puede compensar con la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero y otros contaminantes [97]. La reducción de potencia de un motor alimentado con gas pobre se atribuye principalmente al poder calorífico inferior del combustible, además de al alto volumen de mezcla de gas/aire que se introduce en los cilindros del motor, es decir, el rendimiento volumétrico, que limita la potencia del motor [85].

La producción eléctrica del generador se disipó como calor por medio de un banco de cargas resistivas [38, 58, 59, 78], compuesto por 10 elementos calefactores conectados en paralelo para obtener la máxima potencia del generador en cada una de las tres fases. La Fig. 4.6 muestra un esquema eléctrico unifilar de la conexión del banco de cargas resistivas a la salida del generador trifásico conectado en estrella, donde se utilizan colores específicos para identificar los conductores de fases y neutro de acuerdo con el estándar internacional IEC 60446. Cada resistencia tiene un intervalo de carga mínimo de $\sim 0,6$ kW y un consumo máximo de potencia de $\sim 1,2$ kW. Con el fin de mantener el motor en un funcionamiento estable, se aumenta la carga lentamente con incrementos de 0,6–3,6 kW a la vez que se ajusta la válvula de mariposa de admisión [58]. Cuando el grupo motogenerador se sobrecarga, la potencia eléctrica bruta cae por debajo de 50 Hz o 230 V y el sistema se desconecta [58]. Se probaron varias configuraciones en condiciones de operación a carga parcial y a carga completa, con potencias eléctricas comprendidas entre 3,6–12,0 kW [78]. En condiciones de operación próximas a la potencia nominal, se midió una corriente de línea de 15,2 A, mientras que la potencia total disipada como calor por los elementos calefactores en las tres fases fue de 10,5 kW. La potencia eléctrica máxima del grupo motogenerador alimentado con el gas pobre procedente de la gasificación del orujillo peletizado en condiciones de operación a plena carga fue de unos 12 kW, es decir, ~ 2 kW por encima de su potencia nominal. Esto demuestra que el gas producto de la gasificación del orujillo peletizado fue capaz de llevar el grupo motogenerador a su máxima potencia nominal. Sin embargo, se recomienda operar cerca del punto de diseño para evitar posibles daños al equipamiento electromecánico. La potencia eléctrica bruta generada a partir de las tensiones constantes de 400 V entre las fases conectadas en estrella se mantuvo durante casi todo el tiempo constante a la frecuencia deseada de 50 Hz, con el eje del cigüeñal del motor girando a una velocidad de 1500 rpm. Los valores mínimo y máximo de la frecuencia durante los estados transitorios fueron de 49,35 Hz y 50,79 Hz, respectivamente; cumpliendo así con el rango de 49,0–51,0 Hz requerido para la conexión a la red eléctrica nacional [98]. El factor de potencia ($\cos \varphi$) y la distorsión armónica total (THD) son otros indicadores de calidad claves de

la energía eléctrica generada. En unidades de generación de electricidad de gran calidad, $\cos \varphi$ debe ser lo más próximo posible a la unidad y el THD debe ser lo más bajo posible. Tal fue el caso de la potencia eléctrica de salida del grupo motogenerador, ya que $\cos \varphi$ estaba muy cerca de 1 y la THD se mantuvo siempre por debajo del 1 %.

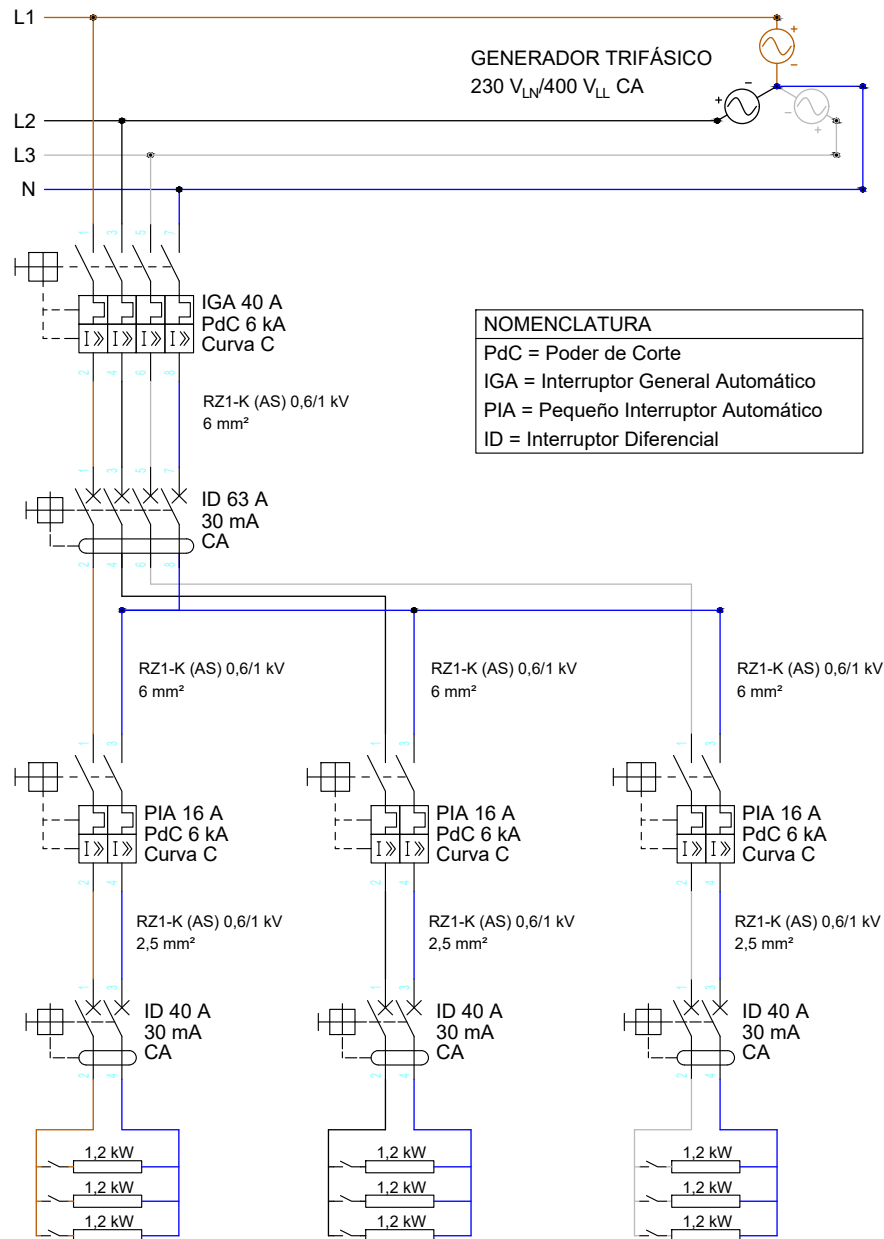


FIGURA 4.6: Esquema eléctrico unifilar de conexión del generador trifásico a un banco de cargas resistivas.

En la Fig. 4.7 se presenta un ejemplo del funcionamiento de la planta de gasificación durante 5 horas de operación continua. La potencia eléctrica de salida del grupo motogenerador se evaluó bajo cargas escalonadas puramente resistivas de 3,6, 7,2 y 10,8 kW, o aprox. $\frac{1}{3}$, $\frac{2}{3}$ y $\frac{3}{3}$ de las condiciones nominales de funcionamiento. La potencia máxima de salida se estableció en 10,8 kW, la cual se sitúa dentro del intervalo de tolerancia del 10 % sobre el valor nominal, ya que un incremento de carga por encima de este valor durante un periodo prolongado podría

llegar a dañar el generador eléctrico. La carga se ajustó encendiendo simultáneamente cada uno de los elementos calefactores de 1,2 kW conectados a cada una de las tres fases para lograr una carga equilibrada. Sin embargo, para evitar que el generador eléctrico se desconecte en condiciones de operación próximas a la nominal con grandes incrementos de carga (es decir, 3,6 kW), el aumento de carga se escalonó mediante incrementos más pequeños de 0,6 kW en cada una de las tres fases, como se muestra en la Fig. 4.7 poco antes de llegar a los 200 minutos de funcionamiento. La carga trifásica se desequilibra en ese corto periodo de tiempo de ajuste de la carga. Como se observa en la Fig. 4.7, la carga resistiva real de cada elemento calefactor se sitúa ligeramente por debajo de su valor nominal y, por lo tanto, las cargas escalonadas resistivas medidas fueron de 3,5, 7,0 y 10,5 kW. Cabe destacar la diferencia entre la producción de energía eléctrica del generador y la generación eléctrica neta tras haber deducido el consumo eléctrico de todas las cargas parásitas. Las principales fuentes de consumo eléctrico parásito son los componentes auxiliares, especialmente los motores eléctricos. La potencia consumida por las cargas parásitas se mantuvo en el rango de 1,5–2,5 kW, lo que representa alrededor del 15–25 % de la generación eléctrica bruta en condiciones nominales de operación. El gráfico de la Fig. 4.7 también muestra la producción bruta de electricidad en el generador, así como la producción neta de electricidad y el consumo eléctrico de la planta de gasificación durante el periodo de operación de 5 horas. Se requiere un intervalo de aproximadamente 20–30 minutos desde el arranque de la planta de gasificación hasta el comienzo de la producción de electricidad. La planta de gasificación alcanza un balance positivo de producción de electricidad en otros 20–30 minutos. Una vez que se ha alcanzado la potencia nominal del generador, se produce un aumento relativamente rápido de la generación eléctrica neta. La planta de gasificación es bastante robusta, en gran parte debido a la gran inercia térmica del gasificador *downdraft*. Esta robustez es ventajosa en condiciones nominales para mantener un funcionamiento estable a expensas de la flexibilidad de funcionamiento. No obstante, a pesar de los beneficios de la operación de la planta de gasificación a potencia nominal, en ocasiones es posible mantener la operación a carga parcial. El consumo específico de materia prima, sin embargo, aumenta si la planta de gasificación funciona a carga parcial [51], con valores comprendidos entre 1,3–3,8 kg de biomasa (base húmeda) por kWh de producción eléctrica bruta. Esto se debe a que con el aumento de las cargas, el caudal del gas pobre aumenta considerablemente, mientras que su poder calorífico inferior disminuye ligeramente [78]. Se han mencionado valores similares de consumo específico de materia prima en la literatura [21, 55, 59, 68, 82]. El consumo específico de materia prima alcanzado en condiciones nominales de operación fue de 1,3 kg/kWh. Este valor es muy próximo al consumo específico de materia prima de 1,2 kg/kWh determinado para una planta de gasificación de biomasa parecida, pero de un fabricante diferente, que fue alimentada con residuos de algodón [42].

Un uso eficaz de la energía térmica disponible en el circuito de refrigeración del motor y en los gases de combustión puede contribuir a mejorar la viabilidad económica de la planta de

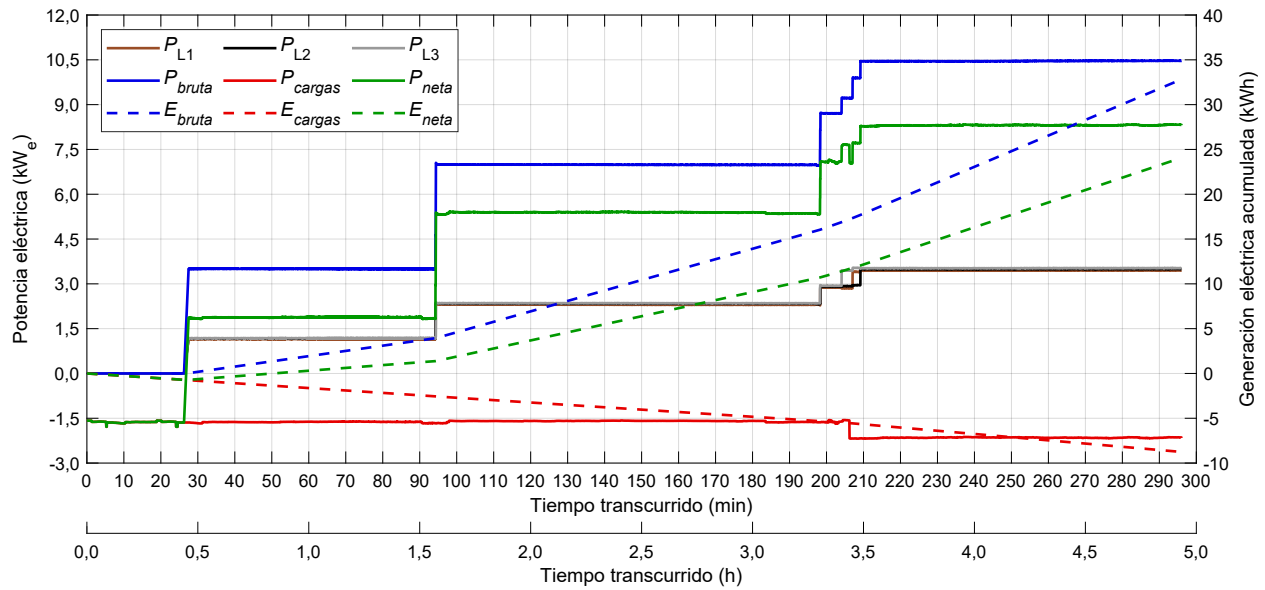


FIGURA 4.7: Producción y consumo de electricidad de la planta de gasificación durante 5 horas de funcionamiento continuo con cargas eléctricas variables.

gasificación. El calor disponible en el sistema de refrigeración y en los gases de combustión generalmente se recuperan en proporciones aproximadamente iguales en unidades de cogeneración con motores de gas. Sin embargo, en comparación con los motores de encendido por compresión (diésel), los motores de encendido provocado por chispa entregan menos calor a los gases de combustión y, por lo tanto, más calor al sistema de refrigeración, ya que operan con menor exceso de aire [99]. La fuente de calor de alta temperatura está constituida por los gases de combustión, a 350–450 °C; mientras que el agua de refrigeración sale del motor a unos 85–90 °C. También se podría recuperar una pequeña cantidad de calor residual del aceite lubricante del motor [67]. El calor recuperado de los gases de combustión y del sistema de refrigeración se puede utilizar para satisfacer las necesidades térmicas del proceso de producción de aceite de oliva en las almazaras.

El calor de alta temperatura disponible en los gases de combustión se estimó en alrededor de 9 kW_t, en función del caudal de los gases de combustión y la temperatura media en el escape del motor [66, 100]. El caudal másico de los gases de combustión se calculó a través de la ecuación. (4.16), considerando un coeficiente de exceso de aire de $\lambda \approx 1,05$ [21, 64, 85, 97, 100], que se obtuvo a partir de una sonda lambda de oxígeno colocada al final del conducto de descarga de los gases de combustión. La composición de los gases de escape se puede obtener mediante balance de masas a partir de la ecuación de combustión completa del gas pobre con dicho exceso de aire [66]. La capacidad calorífica específica (c_p) de los gases de combustión a presión constante se determinó en función del porcentaje en masa de cada componente en la mezcla [67, 68]. En condiciones nominales de operación, se midió una temperatura media de escape cercana a los 400 °C con un termopar tipo K. Cabe señalar que, aunque el rendimiento eléctrico de los grupos motogeneradores generalmente aumenta con el tamaño de los mismos, los motores más pequeños

a menudo presentan una temperatura de los gases de escape más alta que los motores más grandes [99].

Para enfriar el motor, se utiliza un circuito cerrado de agua de refrigeración. El calor de baja temperatura disponible en el agua de refrigeración del motor se estimó para la condición de operación nominal en función del caudal de agua de refrigeración y las temperaturas en las líneas de aporte y retorno del sistema de refrigeración [66, 100]. La temperatura del agua de refrigeración del motor se mantuvo en el rango de 70–90 °C. El calor recuperado podría utilizarse para producir agua caliente para el proceso de extracción en dos fases del aceite de oliva en las almazaras.

4.3.3 Funcionamiento general de la planta

El mismo ejemplo de 5 horas de operación expuesto en la sección anterior se utiliza para examinar el funcionamiento general de la planta de gasificación. Tras media hora de operación de la planta, desde el arranque del gasificador hasta el inicio de la generación de electricidad, los rendimientos del proceso durante las 4,5 horas restantes de operación se presentan en la Fig. 4.8. La planta de gasificación estuvo operando con cargas escalonadas crecientes de aproximadamente $1/3$, $2/3$ y $3/3$ de las condiciones nominales de operación.

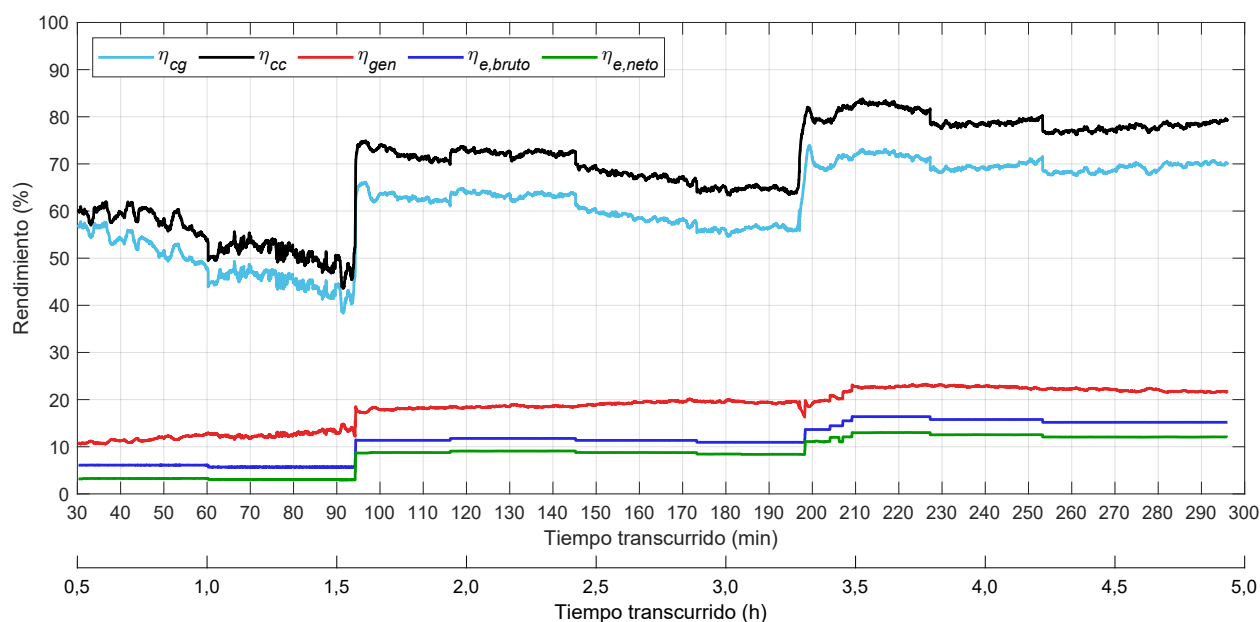


FIGURA 4.8: Diferentes rendimientos de conversión en la planta de gasificación durante 5 horas de operación continua con cargas eléctricas variables.

El rendimiento de gas frío (η_{cg}) estuvo comprendido entre un 50 % para condiciones de operación a baja carga y un 70 % para condiciones nominales de operación. Esto significa que al menos el 30 % de la energía química contenida en la materia prima se pierde en forma de transferencia de calor al medio ambiente. Dicho de otro modo, un máximo de alrededor del 70 % de la energía química contenida en el orujillo peletizado se conserva en el gas pobre. El

intervalo 50–70 % concuerda con el rango típico de rendimientos de gas frío mencionado para gasificadores *downdraft* [25, 26, 35, 50, 51, 66, 68, 93]. El rendimiento de gas frío también disminuye en condiciones de operación a carga reducida, como ya se ha sugerido en trabajos anteriores [21, 50]. El rendimiento de gas frío medio en condiciones nominales de operación fue del 69,8 %, que está en consonancia con el rendimiento de gas frío medio en sistemas de gasificación de biomasa similares, pero de diferentes fabricantes [35, 39, 50, 51, 61, 71, 78, 93].

El rendimiento de conversión de carbono (η_{cc}) de la materia prima en gas pobre sigue una tendencia similar a la del rendimiento de gas frío. En condiciones de operación a carga parcial, el rendimiento de conversión de carbono es menor, lo que favorece la producción de carbón. Por el contrario, el rendimiento de conversión de carbono en condiciones nominales de operación llega a superar ligeramente el 80 %, lo que indica que la mayor parte del carbono en la materia prima se gasifica, y solo alrededor del 20 % en peso se descarga del fondo del gasificador como carbón. El máximo rendimiento de conversión de carbono alcanzado en este trabajo fue del 83,83 %, lo que concuerda perfectamente con el valor máximo del rendimiento de conversión de carbono del 83,15 % mencionado en un trabajo experimental relacionado [78]. A diferencia del carbono, la mayor parte del contenido de nitrógeno, azufre y cloro de la materia prima parece permanecer enlazado a compuestos de carbón y alquitrán. Por ejemplo, aunque no se midió directamente, el balance de masa indica que se espera que la cantidad de compuestos que contienen azufre en el gas pobre sea insignificante, representando menos del 0,01 % en peso de la corriente de gas pobre acondicionado. Se puede llegar a conclusiones similares para los balances de masa de nitrógeno y cloro, de acuerdo con los hallazgos de trabajos anteriores [22].

El rendimiento eléctrico del grupo motogenerador (η_{gen}) determina la producción eléctrica bruta del generador en relación con la energía química del gas pobre suministrado al motor de gas. Este parámetro estuvo comprendido entre un 10 % en condiciones de operación a carga mínima y un 21–23 % en condiciones nominales de operación. En varios trabajos experimentales y de simulación anteriores [15, 18, 67, 68], se han determinado rendimientos de generación eléctrica bruta de grupos electrógenos con motores de encendido por chispa alimentados con el gas producto de la gasificación de biomasa, con valores comparables a los obtenidos en este trabajo. En otra publicación relacionada [58], se indican rendimientos en el rango de 25,6–29,5 % solo para el motor de encendido por chispa, asumiendo un rendimiento eléctrico del generador igual al 95 %. Estas comparaciones son razonables, ya que el rendimiento eléctrico normalmente disminuye con el tamaño del grupo motogenerador.

El rendimiento eléctrico bruto ($\eta_{e,bruto}$) y el rendimiento eléctrico neto ($\eta_{e,neto}$) siguen una tendencia similar al resto de rendimientos de conversión de energía, alcanzando valores inferiores en condiciones de operación a carga parcial. Todos estos hallazgos concuerdan con otros trabajos en la literatura científica, que también concluyeron que los rendimientos de conversión de energía generalmente disminuyen en condiciones de operación a carga parcial y aumentan cuando el sistema está operando en condiciones nominales [21, 50, 51]. En

condiciones de operación nominales, los rendimientos eléctricos bruto y neto de la planta de gasificación son del 15–17 % y 12–13 %, respectivamente. Cabe destacar la elevada diferencia relativa entre los rendimientos eléctricos bruto y neto, especialmente en condiciones de operación a carga parcial. Esto se debe a la potencia casi constante consumida por las cargas parásitas, que puede llegar a representar hasta la mitad de la generación eléctrica bruta en condiciones de operación de $\frac{1}{3}$ de la carga nominal. El consumo eléctrico parásito en condiciones de operación a carga nominal es próximo al 20 % de la producción eléctrica bruta. En plantas de gasificación más grandes, se han indicado valores algo más bajos para el autoconsumo de electricidad por parte del equipamiento electromecánico auxiliar, en el rango del 15,9–17,6 % [87]. En consecuencia, el rendimiento eléctrico neto determinado en este trabajo aún tendría cierto margen de mejora en una planta de gasificación a mayor escala, debido a la previsión de una proporción relativamente menor de cargas parásitas.

Con el fin de proporcionar una visión general de los flujos y pérdidas de energía, la Fig. 4.9 ilustra el balance energético global de la planta de gasificación en régimen de operación a carga nominal en forma de diagrama de Sankey. Como se observa en el balance de energía, aproximadamente el 15,9 % de la energía química en la materia prima de entrada al gasificador *downdraft* se convierte en energía eléctrica bruta. El 84,1 % restante del flujo de energía representa la energía térmica disponible del motor de gas (31,8 %) y el calor residual irrecuperable como pérdidas térmicas al medio ambiente (54,0 %). La mayoría de las pérdidas de calor irrecuperables se originan en el gasificador *downdraft* y la unidad de acondicionamiento del gas pobre, mientras que en el grupo motogenerador también ocurren otras pérdidas de conversión de energía significativas en forma de calor residual irrecuperable. En este sentido, en otros trabajos previos también se ha concluido que el proceso de gasificación, junto con el acondicionamiento del gas pobre, representa la mayor parte de todas las pérdidas de energía [64, 66, 87]. La transferencia de calor a través de las paredes del gasificador, la descarga de sólidos calientes (carbón) y el lavado húmedo del gas pobre son las principales fuentes de pérdidas de energía durante el proceso de gasificación y acondicionamiento del gas pobre. Una cantidad considerable de calor residual es recuperable a partir de los gases de combustión y el agua del circuito de refrigeración del motor, que representan respectivamente el 14,3 % y el 17,5 % del flujo de energía de entrada; mientras que el 23,8 % restante corresponde a calor residual irrecuperable, que incluye diversas pérdidas por convección y radiación, fricción, pérdidas por conversión de potencia, etc. Estas pérdidas de calor irrecuperables suelen aumentar en caso de operación del motor de combustión interna a carga reducida [64]. El consumo eléctrico de los equipos auxiliares incluidos en el balance de planta se estima en torno al 20 % de la generación eléctrica bruta del grupo motogenerador. Por consiguiente, la generación eléctrica neta de la planta de gasificación se estima en torno al 12,7 % del flujo de energía de entrada. Este valor del rendimiento eléctrico neto es consistente con los valores indicados en trabajos anteriores [51, 93]. En otro trabajo relacionado se proporciona una

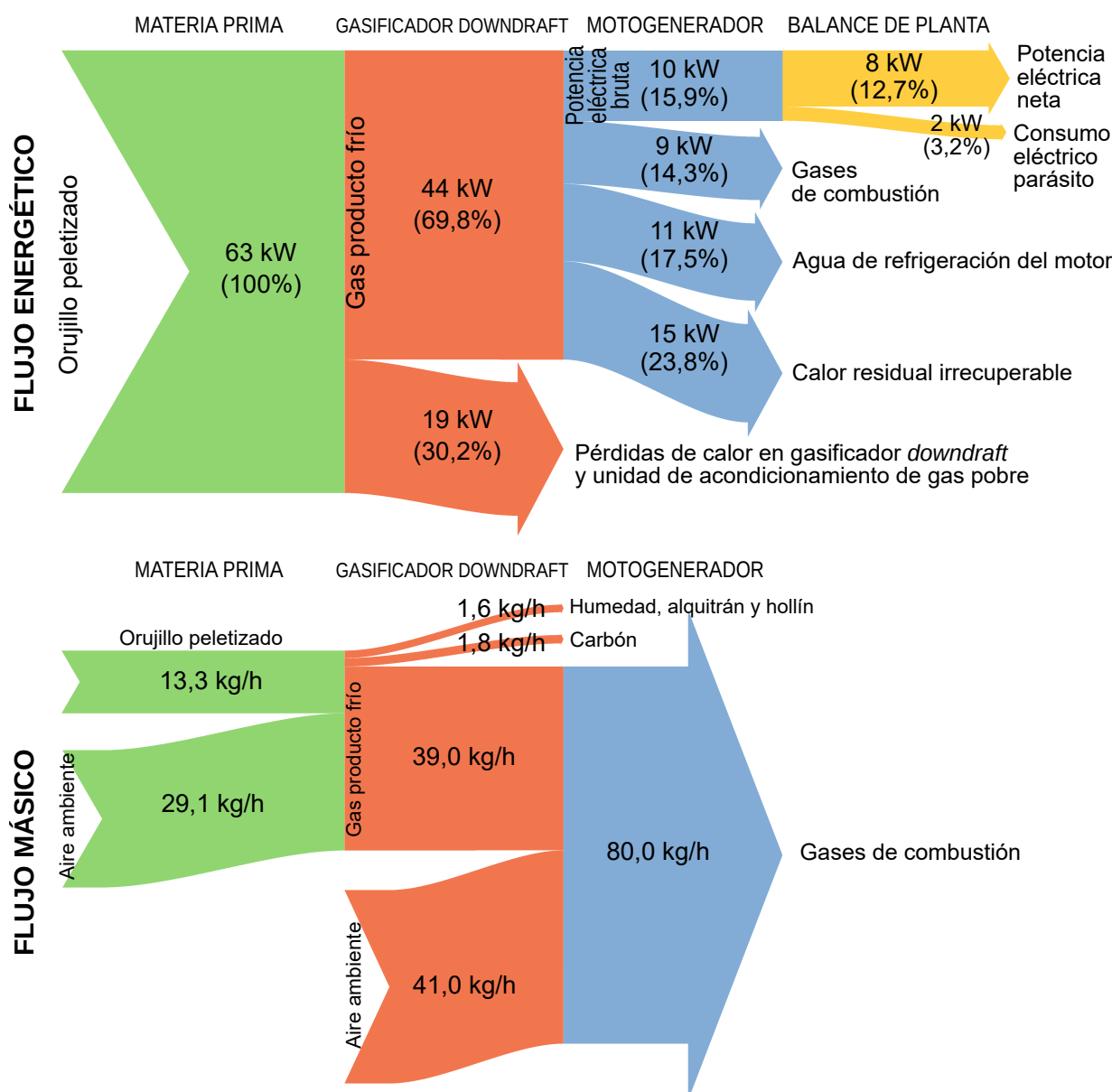


FIGURA 4.9: Diagramas de flujo másico y energético de la planta de gasificación en condiciones nominales de operación.

distribución comparativa de los flujos y pérdidas de energía en una planta de gasificación similar alimentada con hueso de aceituna y poda de olivar [18].

Como complemento al balance de energía, también se proporciona un diagrama de balance de masa de la planta de gasificación en la Fig. 4.9 para el régimen de estado estacionario. El consumo medio de orujillo peletizado en el gasificador *downdraft* es de 13,3 kg/h, lo que supone un aporte medio de energía química de aproximadamente 63 kW. Este valor de consumo de materia prima corresponde a la carga de once lotes de orujillo peletizado de 6 kg cada uno (66 kg en total) en algo menos de cinco horas de funcionamiento continuo. En condiciones nominales de operación, el caudal de gas pobre acondicionado es de 39,0 kg/h, lo que supone unos 44 kW del flujo de energía. El caudal de aire calculado a través del balance de nitrógeno es

de 29,1 kg/h, lo que proporciona un dosado relativo aire-combustible de $\lambda \approx 0,37$. Por otra parte, la producción media de carbón medida es de 1,8 kg/h. Los 1,6 kg/h restantes en el balance de masa de la gasificación y el acondicionamiento del gas pobre se atribuyen a la eliminación de humedad, alquitrán y hollín en la unidad de acondicionamiento del gas pobre. Finalmente, como el motor opera con un coeficiente de exceso de aire de $\lambda \approx 1,05$, el caudal de aire en el colector de admisión es de 41,0 kg/h, el cual, junto con el gas pobre, finalmente forma la corriente de gases de combustión que sale del motor con un caudal de 80,0 kg/h.

4.3.4 Producción de biocarbón

Además de la energía eléctrica y térmica útil, la planta de gasificación a escala piloto produce un valioso material sólido carbonoso conocido como biocarbón. De hecho, la principal ventaja de la gasificación sobre la carbonización o la pirólisis es la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón [36, 42]. La producción media de biocarbón se cuantificó pesando el carbón acumulado en la caja de recolección debajo de la rejilla del gasificador [72]. El carbón se secó previamente al aire hasta alcanzar una humedad cercana al 10 % (base húmeda). En la Fig. 4.10 se muestra una imagen de una muestra de carbón secado al aire. La producción media de carbón (secado al aire) del gasificador *downdraft* en régimen permanente de operación fue de $1,8 \pm 0,2$ kg/h, o alrededor del 12–15 % en peso de la materia prima de entrada (base húmeda). Este valor coincide con la producción de carbón estimada por balance de carbono a partir del consumo de materia prima medido y el rendimiento de conversión de carbono calculado.



FIGURA 4.10: Carbón procedente de la gasificación de orujillo peletizado en un gasificador *downdraft*.

Posteriormente, se recogió una muestra del carbón producido durante el proceso de gasificación del orujillo peletizado y se caracterizó fisicoquímicamente en un laboratorio externo. El informe de caracterización incluye los análisis inmediato y elemental, la densidad aparente y la superficie específica. Los principales resultados de la muestra analizada se recogen en la Tabla 4.4. Los biocarbones de alto valor habitualmente se caracterizan por un alto contenido de carbono, bajas relaciones molares H/C y O/C , bajo contenido de cenizas, elevada

TABLA 4.4: Propiedades fisicoquímicas del carbón procedente de la gasificación de orujillo peletizado.

Parámetro	Valor	Unidad	Método analítico
Contenido de humedad	10,5 ± 0,1	% en peso en base húmeda	ISO 18134:2015
Contenido de cenizas (550±10 °C)	21,9 ± 0,1	% en peso en base seca	ISO 18122:2015
Carbono (C), total	69,5 ± 0,2	% en peso en base seca	ISO 16948:2015
Hidrógeno (H), total	0,8 ± 0,1	% en peso en base seca	ISO 16948:2015
Nitrógeno (N), total	1,54 ± 0,05	% en peso en base seca	ISO 16948:2015
Azufre (S), total	0,34 ± 0,03	% en peso en base seca	ISO 16948:2015
Oxígeno (O), total	5,9	% en peso en base seca	Calculado
Relación molar H/C	0,137	base seca	Calculado
Relación molar O/C	0,064	base seca	Calculado
Densidad aparente	363	kg/m ³	ISO 17828:2015
Superficie específica (BET)	199,7	m ² /g	ISO 9277:2009

superficie específica, alta conductividad y alta capacidad de intercambio iónico, con bajos niveles de contaminantes [47]. De acuerdo con lo exigido en las definiciones de biocarbón del IBI y el EBC, el material sólido carbonoso descargado del gasificador *downdraft* presenta relaciones molares de $H/C < 0,7$, y $O/C < 0,4$. Además, el contenido total de carbono cumple que $C \geq 50\%$ en peso en base seca, como se indica en la norma de certificación EBC [49]. Aún no se han establecido límites para otros parámetros como la densidad aparente, la superficie específica, la porosidad y la capacidad de retención de agua [48]. Como era de esperar, el carbón descargado del gasificador *downdraft* generalmente presentó una densidad aparente baja. En cuanto a la superficie específica, no se especifican valores mínimos, pero la norma de certificación EBC establece que este parámetro debe ser preferentemente superior a $150 \text{ m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$ [47], como es el caso del carbón procedente de la gasificación del orujillo peletizado. No obstante, se deben realizar más análisis para certificar la seguridad ambiental y sanitaria de este subproducto sólido carbonoso de la gasificación para uso agronómico. Tanto las normas de certificación IBI como EBC imponen límites estrictos a algunos contaminantes peligrosos como metales pesados, HAP, PCB, dioxinas y furanos [47-49]. En particular, los 16 hidrocarburos aromáticos policíclicos clasificados por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (EPA, por sus siglas en inglés de Environmental Protection Agency) como contaminantes prioritarios son los más críticos para su medición [48]. Los límites establecidos para cada propiedad en ambas normas de certificación se encuentran disponibles para su consulta en estas publicaciones [47, 49].

4.3.5 Evaluación de rentabilidad e impacto económico

Este último apartado pretende demostrar la viabilidad económica de la tecnología de gasificación en el sector oleícola. Se ha desarrollado un análisis de viabilidad económica de una planta de gasificación con una potencia eléctrica nominal de 125 kW alimentada con orujillo

peletizado, de acuerdo con los métodos estándar de valoración económica de inversiones. Estos métodos incluyen el valor actual neto, la tasa interna de retorno, el periodo de recuperación de la inversión y el índice de rentabilidad [101].

El valor actual neto (VAN) proporciona el flujo de caja neto acumulado descontado durante la vida útil operativa de la planta de gasificación a valor futuro. Este parámetro indica las ganancias después de devolver la inversión de capital inicial (INV). Por lo tanto, $VAN > 0$ y $VAN < 0$ representan ganancias y pérdidas, respectivamente.

$$VAN = -INV + \sum_{t=1}^n FCN (1 + i)^{-n} \quad (4.20)$$

donde n es el número total de periodos de un año que componen la vida útil de la planta de gasificación, i es la tasa de descuento (tasa de interés real) y FCN son los flujos de caja netos en cada periodo.

La tasa interna de retorno (TIR) es la tasa de descuento para la cual el VAN se iguala a cero. Este parámetro representa la tasa de descuento máxima a la que la inversión alcanza el punto de equilibrio. El cálculo de la TIR se puede realizar de forma iterativa mediante la variación de la tasa de descuento utilizando el método de Newton–Raphson.

El periodo de recuperación simple (PRS) es el periodo requerido para pagar la inversión de capital inicial sin tener en cuenta la tasa anual de descuento. Se calcula fácilmente dividiendo la inversión inicial por los flujos de efectivo netos anuales. Sin embargo, a menudo se usa el periodo de recuperación descontado (PRD) como una versión mejorada del PRS para contabilizar mejor el valor actual de los flujos de efectivo futuros. El PRD calcula el periodo después del cual se espera que una inversión alcance el punto de equilibrio y, por lo tanto, es consistente con el NPV, pero también sufre de un mayor nivel de complejidad, que es lo que hace que el PRS sea un indicador financiero de uso más común.

$$PRS = \frac{INV}{FCN} \quad (4.21)$$

El índice de rentabilidad (IR), se define como la relación entre el valor actual neto (VAN) y la inversión de capital inicial (INV) [18].

$$IR = \frac{VAN}{INV} \quad (4.22)$$

Antes de presentar los resultados de la evaluación de viabilidad económica, es esencial considerar los siguientes supuestos, que se describen convenientemente en la Tabla 4.5.

- La planta de gasificación opera de forma continua durante 4,5 meses en total, abarcando toda la campaña de producción del aceite de oliva de octubre a marzo. La planta tan solo

requiere dos paradas mensuales de mantenimiento.

- Existen actualmente subvenciones a fondo perdido de organizaciones públicas para pequeñas y medianas empresas sostenibles a una tasa de interés cero. Estas subvenciones, que pueden financiar hasta un 40 % de la inversión total, pueden ser otorgadas por el Centro para el Desarrollo Tecnológico Industrial (CDTI) a nivel nacional o por la Agencia Andaluza de la Energía a nivel autonómico dentro de la Comunidad Autónoma de Andalucía [102]. Por tanto, en este trabajo se ha considerado una subvención a fondo perdido del 35 %.
- El coste llave en mano de la planta de gasificación (2500 €/kW_e) se ha consultado directamente con el fabricante. Este valor considera los costes fijos y de instalación de la tecnología de gasificación (obra civil, montajes eléctricos y mecánicos). Por lo tanto, para una planta de gasificación de 125 kW_e con una subvención del 35 % a fondo perdido, las inversiones de capital se determinaron en 203 125 €. La inversión inicial considera tanto los costes fijos de toda la planta de gasificación como los costes de instalación (obra civil, electricidad y mecánica).
- La planta de gasificación está destinada al autoconsumo de energía eléctrica renovable, tal y como establece la ley española (Real Decreto 244/2019) [103], pudiendo suponer una reducción significativa en el término variable del coste de la electricidad para la almazara.
- La planta de gasificación no solo produce electricidad, sino también calor residual a aproximadamente 90 °C, que está disponible en el circuito de agua de refrigeración del motor de gas. Esta fuente de energía térmica se utiliza para cubrir la demanda de agua caliente para la etapa de batido (malaxación) del proceso de extracción del aceite de oliva virgen. Por lo tanto, se evita la necesidad de quemar una parte importante de los huesos de aceituna de la almazara, que luego pueden venderse a un precio de unos 0,06 €/kg.
- El biocarbón es otro subproducto que afecta al potencial de rentabilidad de la tecnología de gasificación en el sector del aceite de oliva. El precio medio de venta de este subproducto de la gasificación en mercados internacionales oscila entre 150 €/t y 500 €/t [41, 44, 47]. Estos precios de venta resultan muy atractivos para que las almazaras diversifiquen sus actividades principales con nuevos modelos de negocio. Sin embargo, dado que el uso potencial de este subproducto es aún desconocido para la mayoría de los agricultores y aún no existe un mercado consolidado en España, su precio futuro se ha estimado en 150 €/t.
- La operación y mantenimiento de la planta de gasificación puede requerir la creación de un puesto de trabajo técnico permanente a tiempo parcial. Se ha considerado un coste de contratación de 15 000 €/año.
- Finalmente, la tasa de interés anual y la inflación se han supuesto iguales al 1 %.

TABLA 4.5: Parámetros de entrada y resultados de la evaluación de viabilidad económica de la planta de gasificación.

Parámetros de entrada	Valor	Unidad
Potencia eléctrica nominal	125	kW _e
Calor residual disponible	150	kW _t
Horas de operación	3100	h/año
Vida útil de la planta	15	años
Consumo de biomasa	1,3	kg/kWh
Producción de biocarbón	15	% sobre biomasa de entrada, base seca
Coste de la planta de gasificación (llave en mano)	2500	€/kW _e
Coste de operación y mantenimiento	0,03	€/kWh
Coste del orujillo peletizado	30	€/t
Coste de la mano de obra (a tiempo parcial)	15 000	€/año
Coste de la electricidad	0,095	€/kWh
Precio de venta de hueso de aceituna	60	€/t
Precio de venta de biocarbón	150	€/t
Subvención a fondo perdido	35	% de la inversión total
Tasa de descuento	1	%
Resultados considerando costes laborales		
Periodo de recuperación simple (PRS)	8–9	años
Valor actual neto (VAN)	111 161	€
Tasa interna de retorno (TIR)	7.26	%
Índice de rentabilidad (IR)	54,73	%
Resultados sin considerar costes laborales		
Periodo de recuperación simple (PRS)	5–6	años
Valor actual neto (VAN)	319 137	€
Tasa interna de retorno (TIR)	16,72	%
Índice de rentabilidad (IR)	157,11	%

La Tabla 4.5 revela que el periodo de amortización o retorno de la inversión (PRS) es de unos 8–9 años y el valor actual neto (VAN) es de aproximadamente 100 000 € si se crea un nuevo puesto de trabajo de mantenimiento y operación a tiempo parcial. Sin embargo, si los trabajadores de operación y mantenimiento ya disponibles en la mayoría de las almazaras reciben suficiente capacitación sobre la tecnología de gasificación, el retorno de la inversión podría reducirse a unos 5–6 años. En estas circunstancias, la inversión proporcionaría un beneficio presente neto de unos 300 000 € durante la vida útil de la planta y un índice de rentabilidad superior a 1,5. Dicho de otro modo, tras el punto de equilibrio, la planta de gasificación puede generar una ganancia acumulada del 157,11 % sobre la inversión de capital inicial.

4.4 Conclusiones y trabajos futuros

En este capítulo se ha demostrado la viabilidad técnica de la gasificación de orujillo peletizado para la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón a escala distribuida en la industria oleícola. En las inmediaciones de una almazara experimental, se instaló una planta de gasificación a escala piloto compuesta por un gasificador de lecho fijo *downdraft* que utiliza aire como agente gasificante, una unidad de acondicionamiento del gas pobre y un motor de cuatro tiempos de encendido provocado por chispa acoplado a un generador eléctrico. La planta de gasificación a escala piloto que se ha ensayado en este trabajo es la primera de su tipo en haber sido alimentada con orujillo. Se ha realizado una extensa evaluación experimental de esta instalación en régimen de operación a carga parcial y nominal y se ha complementado con un análisis fisicoquímico del material sólido carbonoso descargado por el fondo del gasificador. También se han proporcionado datos de operación dinámica de la planta, cuya disponibilidad en la literatura científica es bastante escasa. Las mediciones en tiempo real de diversos parámetros de funcionamiento han confirmado una operatividad notablemente buena y fiable de la planta de gasificación. El gas pobre alcanzó rápidamente una composición y un poder calorífico estables ($4,5\text{--}5,0\text{ MJ/Nm}^3$) en menos de una hora desde el arranque del gasificador, mientras que el grupo motogenerador fue capaz de adaptarse a cargas variables y aun así proporcionar una potencia eléctrica de salida estable. Sin embargo, el consumo específico de materia prima aumentó cuando la planta de gasificación operaba a carga parcial, con valores comprendidos entre $1,3\text{--}3,8\text{ kg}$ de biomasa (base húmeda) por kWh de generación eléctrica bruta. En condiciones nominales de operación, la planta de gasificación alcanzó un rendimiento eléctrico neto del $12\text{--}13\%$, con un rendimiento medio de conversión de carbono de la materia prima en gas pobre ligeramente por encima del 80% y un rendimiento de gas frío medio próximo al 70% . La producción media de carbón (secado al aire) del gasificador *downdraft* fue de alrededor de un $12\text{--}15\%$ en peso de la materia prima de entrada (base húmeda). El análisis fisicoquímico del carbón descargado del gasificador ha revelado varias propiedades ventajosas para uso agronómico. Finalmente, los resultados de la evaluación de la viabilidad económica de una planta de gasificación a mayor escala para una almazara ubicada en la provincia de Jaén (Andalucía, España) han demostrado que, para una inversión inicial de aproximadamente $200\,000\text{ €}$, el periodo de recuperación es de $5\text{--}9$ años.

La gasificación del orujillo para la producción simultánea de electricidad renovable, calor y biocarbón representa una oportunidad prometedora para fomentar la economía circular en la industria oleícola. No obstante, una limitación importante de la planta de gasificación a escala piloto objeto de este trabajo reside en su tamaño relativamente reducido, lo que la hace versátil para la investigación, pero restringe su rentabilidad. Por ello, futuros trabajos de investigación irán encaminados a desarrollar una planta de gasificación de biomasa a mayor escala y con mejores perspectivas de comercialización en el sector oleícola.

Referencias

- [1] *Unidad de Asuntos Económicos y Promoción - Consejo Oleícola Internacional (COI)*. dirección: <https://www.internationaloliveoil.org/que-hacemos/unidad-de-asuntos-economicos-y-promocion/>.
- [2] *Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura, División de Estadística (FAOSTAT)*. dirección: <http://www.fao.org/faostat/es/>.
- [3] S. I. Patsios, K. N. Kontogiannopoulos y G. F. Banias, «Environmental impact assessment in agri-production», en *Bio-Economy and Agri-production*, Elsevier, 2021, págs. 83-116. DOI: 10.1016/b978-0-12-819774-5.00005-9.
- [4] Junta de Andalucía, *Plan Director del Olivar Andaluz*, 2015. dirección: <https://www.junta.deandalucia.es/organismos/transparencia/planificacion-evaluacion-estadistica/planes/detalle/59239.html>.
- [5] J. Rodríguez-Cohard, J. Sánchez-Martínez y V. Gallego-Simón, «Olive crops and rural development: Capital, knowledge and tradition», *Reg. Sci. Policy Pract.*, vol. 11, n.º 6, págs. 935-949, 2018. DOI: 10.1111/rsp3.12115.
- [6] A. G. Pantziaros, X. A. Trachili, A. D. Zentelis, V. Sygouni y C. A. Paraskeva, «A new olive oil production scheme with almost zero wastes», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, págs. 547-557, 2021. DOI: 10.1007/s13399-020-00625-0.
- [7] *Regional Activity Centre for Cleaner Production (RAC/CP). Pollution prevention in olive oil production*. dirección: <http://www.cprac.org/docs/Olive20Oil20Production.pdf>.
- [8] R. Arjona, A. García y P. Ollero, «The drying of alpeorujo, a waste product of the olive oil mill industry», *J. Food Eng.*, vol. 41, n.º 3, págs. 229-234, 1999. DOI: 10.1016/S0260-8774(99)00104-1.
- [9] C. Sánchez-Sánchez, A. González-González, F. Cuadros-Salcedo y F. Cuadros-Blázquez, «Two-phase Olive mill waste: A circular economy solution to an imminent problem in Southern Europe», *J. Clean. Prod.*, vol. 274, pág. 122 789, 2020. DOI: 10.1016/j.jclepro.2020.122789.
- [10] A. García-Maraver, M. Zamorano, A. Ramos-Ridao y L. Díaz, «Analysis of olive grove residual biomass potential for electric and thermal energy generation in Andalusia (Spain)», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, n.º 1, págs. 745-751, 2012. DOI: 10.1016/j.rser.2011.08.040.
- [11] Agencia Andaluza de la Energía, *La bioenergía en Andalucía*. dirección: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/3_2_0068_20_LA_BIOENERGIA_EN_ANDALUCIA.PDF.

-
- [12] Instituto para la Diversificación y el Ahorro de Energía (IDAE), *Informe de Precios de la Biomasa para Usos Térmicos*, 2020. dirección: https://www.idae.es/sites/default/files/estudios_informes_y_estadisticas/informe_precios_biomasa_usos_termicos_2t_2020.pdf.
- [13] V. Skoulou, A. Zabaniotou, G. Stavropoulos y G. Sakelaropoulos, «Syngas production from olive tree cuttings and olive kernels in a downdraft fixed-bed gasifier», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 33, n.º 4, págs. 1185-1194, 2008. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2007.12.051](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2007.12.051).
- [14] D. Vera, F. Jurado, K. D. Panopoulos y P. Grammelis, «Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry», *Int. J. Energy Res.*, vol. 36, n.º 3, págs. 355-367, 2012. DOI: [10.1002/er.1802](https://doi.org/10.1002/er.1802).
- [15] D. Vera, B. de Mena, F. Jurado y G. Schories, «Study of a downdraft gasifier and gas engine fueled with olive oil industry wastes», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 51, n.º 1, págs. 119-129, 2013. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2012.09.012](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.09.012).
- [16] M. Dogru, «Experimental results of olive pits gasification in a fixed bed downdraft gasifier system», *Int. J. Green Energy*, vol. 10, n.º 4, págs. 348-361, 2013. DOI: [10.1080/15435075.2012.655351](https://doi.org/10.1080/15435075.2012.655351).
- [17] A. Zabaniotou, P. Mitsakis, D. Mertzis, S. Tsiakmakis, P. Manara y Z. Samaras, «Bioenergy technology: Gasification with internal combustion engine application», *Energy Procedia*, vol. 42, págs. 745-753, 2013. DOI: [10.1016/j.egypro.2013.11.077](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2013.11.077).
- [18] D. Vera, F. Jurado, N. K. Margaritis y P. Grammelis, «Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 23, págs. 247-257, 2014. DOI: [10.1016/j.esd.2014.09.011](https://doi.org/10.1016/j.esd.2014.09.011).
- [19] F. Y. Hagos, A. R. A. Aziz y S. A. Sulaiman, «Trends of Syngas as a Fuel in Internal Combustion Engines», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 6, pág. 401 587, 2014. DOI: [10.1155/2014/401587](https://doi.org/10.1155/2014/401587).
- [20] M. Formica, S. Frigo y R. Gabbrielli, «Development of a new steady state zero-dimensional simulation model for woody biomass gasification in a full scale plant», *Energy Convers. Manag.*, vol. 120, págs. 358-369, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.05.009](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.05.009).
- [21] L. V. Martínez, J. E. Rubiano, M. Figueredo y M. F. Gómez, «Experimental study on the performance of gasification of corncobs in a downdraft fixed bed gasifier at various conditions», *Renew. Energy*, vol. 148, págs. 1216-1226, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.10.034](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.10.034).
- [22] K. M. Broer y R. C. Brown, «The role of char and tar in determining the gas-phase partitioning of nitrogen during biomass gasification», *Appl. Energy*, vol. 158, págs. 474-483, 2015. DOI: [10.1016/j.apenergy.2015.08.100](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.08.100).
-

-
- [23] G. Boiger, V. Buff, D. Sharman, M. Boldrini, V. Lienhard y D. Drew, «Simulation-based investigation of tar formation in after-treatment systems for biomass gasification», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00915-7](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00915-7).
- [24] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3.^a ed. Academic Press, 2018, ISBN: 978-0-12-812992-0. DOI: [10.1016/C2016-0-04056-1](https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-1).
- [25] K. Rabea, A. I. Bakry, A. Khalil, M. K. El-Fakharany y M. Kadous, «Real-time performance investigation of a downdraft gasifier fueled by cotton stalks in a batch-mode operation», *Fuel*, vol. 300, págs. 120 976, 2021. DOI: [10.1016/j.fuel.2021.120976](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.120976).
- [26] J. D. Martínez, K. Mahkamov, R. V. Andrade y E. E. Silva Lora, «Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines», *Renew. Energy*, vol. 38, n.º 1, págs. 1-9, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2011.07.035](https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.07.035).
- [27] C. Gai e Y. Dong, «Experimental study on non-woody biomass gasification in a downdraft gasifier», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 37, n.º 6, págs. 4935-4944, 2012. DOI: [10.1016/j.ijhydne.2011.12.031](https://doi.org/10.1016/j.ijhydne.2011.12.031).
- [28] A. Saravanakumar, W.-H. Chen, K. D. Arunachalam, Y.-K. Park y H. Chyuan Ong, «Pilot-scale study on downdraft gasification of municipal solid waste with mass and energy balance analysis», *Fuel*, vol. 315, págs. 123 287, 2022. DOI: [10.1016/j.fuel.2022.123287](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.123287).
- [29] A. Susastriawan, H. Saptoadi y Purnomo, «Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 76, págs. 989-1003, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2017.03.112](https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.03.112).
- [30] K. Arun, M. Venkata Ramanan y S. Mohanasutan, «Comparative studies and analysis on gasification of coconut shells and corn cobs in a perforated fixed bed downdraft reactor by admitting air through equally spaced conduits», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 12, págs. 1257-1269, 2022. DOI: [10.1007/s13399-020-00872-1](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00872-1).
- [31] M. Awais et al., «Co-gasification of different biomass feedstock in a pilot-scale (24 kWe) downdraft gasifier: An experimental approach», *Energy*, vol. 238, págs. 121 821, 2022. DOI: [10.1016/j.energy.2021.121821](https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.121821).
- [32] L. Devi, K. J. Ptasiński y F. J. Janssen, «A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes», *Biomass Bioenerg.*, vol. 24, n.º 2, págs. 125-140, 2003. DOI: [10.1016/S0961-9534\(02\)00102-2](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(02)00102-2).
- [33] R. Bijesh, P. Arun y C. Muraleedharan, «Modified stoichiometric equilibrium model for sewage sludge gasification and its validation based on experiments in a downdraft gasifier», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-021-01916-w](https://doi.org/10.1007/s13399-021-01916-w).
- [34] M. Awais, W. Li, A. Munir, M. M. Omar y M. Ajmal, «Experimental investigation of downdraft biomass gasifier fed by sugarcane bagasse and coconut shells», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, págs. 429-444, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00690-5](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00690-5).
-

-
- [35] W. Elsner, M. Wysocki, P. Niegodajew y R. Borecki, «Experimental and economic study of small-scale CHP installation equipped with downdraft gasifier and internal combustion engine», *Appl. Energy*, vol. 202, págs. 213-227, 2017. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.05.148](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.05.148).
- [36] V. Hansen, D. Müller-Stöver, J. Ahrenfeldt, J. K. Holm, U. B. Henriksen y H. Hauggaard-Nielsen, «Gasification biochar as a valuable by-product for carbon sequestration and soil amendment», *Biomass Bioenerg.*, vol. 72, págs. 300-308, 2015. DOI: [10.1016/j.biombioe.2014.10.013](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2014.10.013).
- [37] A. Zabaniotou, D. Rovas, A. Libutti y M. Monteleone, «Boosting circular economy and closing the loop in agriculture: Case study of a small-scale pyrolysis-biochar based system integrated in an olive farm in symbiosis with an olive mill», *Environ. Dev.*, vol. 14, págs. 22-36, 2015. DOI: [10.1016/j.envdev.2014.12.002](https://doi.org/10.1016/j.envdev.2014.12.002).
- [38] S. Pedrazzi, G. Santunione, A. Minarelli y G. Allesina, «Energy and biochar co-production from municipal green waste gasification: A model applied to a landfill in the north of Italy», *Energy Convers. Manag.*, vol. 187, págs. 274-282, 2019. DOI: [10.1016/j.enconman.2019.03.049](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.03.049).
- [39] S. Pedrazzi et al., «Techno-economic study of a small scale gasifier applied to an indoor hemp farm: From energy savings to biochar effects on productivity», *Energy Convers. Manag.*, vol. 228, págs. 113-124, 2021. DOI: [10.1016/j.enconman.2020.113645](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113645).
- [40] S. You et al., «A critical review on sustainable biochar system through gasification: Energy and environmental applications», *Bioresour. Technol.*, vol. 246, págs. 242-253, 2017. DOI: [10.1016/j.biortech.2017.06.177](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.06.177).
- [41] N. Hagemann et al., «Organic coating on biochar explains its nutrient retention and stimulation of soil fertility», *Nat. Commun.*, vol. 8, n.º 1, págs. 1-11, 2017. DOI: [10.1038/s41467-017-01123-0](https://doi.org/10.1038/s41467-017-01123-0).
- [42] G. Allesina et al., «Gasification of cotton crop residues for combined power and biochar production in Mozambique», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 139, págs. 387-394, 2018. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2018.04.115](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.04.115).
- [43] J. Lehmann, M. C. Rillig, J. Thies, C. A. Masiello, W. C. Hockaday y D. Crowley, «Biochar effects on soil biota – A review», *Soil Biol. Biochem.*, vol. 43, n.º 9, págs. 1812-1836, 2011. DOI: [10.1016/j.soilbio.2011.04.022](https://doi.org/10.1016/j.soilbio.2011.04.022).
- [44] J. Vacheron et al., «Plant growth-promoting rhizobacteria and root system functioning», *Front. Plant Sci.*, vol. 4, págs. 356, 2013. DOI: [10.3389/fpls.2013.00356](https://doi.org/10.3389/fpls.2013.00356).
- [45] A. Llovet et al., «Long-term effects of gasification biochar application on soil functions in a Mediterranean agroecosystem: Higher addition rates sequester more carbon but pose a risk to soil faunal communities», *Sci. Total Environ.*, vol. 801, págs. 149-158, 2021. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2021.149580](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2021.149580).
-

-
- [46] S. Sri Shalini, K. Palanivelu, A. Ramachandran y V. Raghavan, «Biochar from biomass waste as a renewable carbon material for climate change mitigation in reducing greenhouse gas emissions—a review», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00604-5](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00604-5).
- [47] R. M. Campbell, N. M. Anderson, D. E. Daugaard y H. T. Naughton, «Financial viability of biofuel and biochar production from forest biomass in the face of market price volatility and uncertainty», *Appl. Energy*, vol. 230, págs. 330-343, 2018. DOI: [10.1016/j.apenergy.2018.08.085](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.08.085).
- [48] L. Fryda y R. Visser, «Biochar for soil improvement: Evaluation of biochar from gasification and slow pyrolysis», *Agriculture*, vol. 5, n.º 4, págs. 1076-1115, 2015. DOI: [10.3390/agriculture5041076](https://doi.org/10.3390/agriculture5041076).
- [49] A. Hornung, F. Stenzel y J. Grunwald, «Biochar—just a black matter is not enough», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-021-01284-5](https://doi.org/10.1007/s13399-021-01284-5).
- [50] J. Soares y A. C. Oliveira, «Experimental assessment of pine wood chips gasification at steady and part-load performance», *Biomass Bioenerg.*, vol. 139, pág. 105 625, 2020. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105625](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105625).
- [51] L. I. Chaves et al., «Small-scale power generation analysis: Downdraft gasifier coupled to engine generator set», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 58, págs. 491-498, 2016. DOI: [10.1016/j.rser.2015.12.033](https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.12.033).
- [52] A. K. Sharma, «Experimental investigations on a 20 kW_e, solid biomass gasification system», *Biomass Bioenerg.*, vol. 35, n.º 1, págs. 421-428, 2011. DOI: [10.1016/j.biombioe.2010.08.060](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.08.060).
- [53] Z. Zainal, A. Rifau, G. Quadir y K. Seetharamu, «Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 23, n.º 4, págs. 283-289, 2002. DOI: [10.1016/S0961-9534\(02\)00059-4](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(02)00059-4).
- [54] T. Jayah, L. Aye, R. Fuller y D. Stewart, «Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying», *Biomass and Bioenergy*, vol. 25, n.º 4, págs. 459-469, 2003. DOI: [10.1016/S0961-9534\(03\)00037-0](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(03)00037-0).
- [55] S. Dasappa, D. Subbukrishna, K. Suresh, P. Paul y G. Prabhu, «Operational experience on a grid connected 100 kW_e biomass gasification power plant in Karnataka, India», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 15, n.º 3, págs. 231-239, 2011. DOI: [10.1016/j.esd.2011.03.004](https://doi.org/10.1016/j.esd.2011.03.004).
- [56] R. Yin, R. Liu, J. Wu, X. Wu, C. Sun y C. Wu, «Influence of particle size on performance of a pilot-scale fixed-bed gasification system», *Bioresour. Technol.*, vol. 119, págs. 15-21, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2012.05.085](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.085).
-

-
- [57] K. X. Kallis, G. A. Pellegrini Susini y J. E. Oakey, «A comparison between *Miscanthus* and bioethanol waste pellets and their performance in a downdraft gasifier», *Appl. Energy*, vol. 101, págs. 333-340, 2013. DOI: [10.1016/j.apenergy.2012.01.037](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.01.037).
- [58] U. Lee, E. Balu y J. Chung, «An experimental evaluation of an integrated biomass gasification and power generation system for distributed power applications», *Appl. Energy*, vol. 101, págs. 699-708, 2013. DOI: [10.1016/j.apenergy.2012.07.036](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.07.036).
- [59] N. Nwokolo, S. Mamphweli, E. Meyer y S. Tangwe, «Electrical performance evaluation of Johansson biomass gasifier system coupled to a 150 kVA generator», *Renew. Energy*, vol. 71, págs. 695-700, 2014. DOI: [10.1016/j.renene.2014.06.018](https://doi.org/10.1016/j.renene.2014.06.018).
- [60] S. Sarker y H. K. Nielsen, «Assessing the gasification potential of five woodchips species by employing a lab-scale fixed-bed downdraft reactor», *Energy Convers. Manag.*, vol. 103, págs. 801-813, 2015. DOI: [10.1016/j.enconman.2015.07.022](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2015.07.022).
- [61] M. Simone, F. Barontini, C. Nicoletta y L. Tognotti, «Gasification of pelletized biomass in a pilot scale downdraft gasifier», *Bioresour. Technol.*, vol. 116, págs. 403-412, 2012. DOI: [10.1016/j.biortech.2012.03.119](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.03.119).
- [62] P. R. Bhoi, R. L. Huhnke, A. Kumar, S. Thapa y N. Indrawan, «Scale-up of a downdraft gasifier system for commercial scale mobile power generation», *Renew. Energy*, vol. 118, págs. 25-33, 2018. DOI: [10.1016/j.renene.2017.11.002](https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.11.002).
- [63] E. Biagini, F. Barontini y L. Tognotti, «Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: Vine pruning and rice husks», *Bioresour. Technol.*, vol. 194, págs. 36-42, 2015. DOI: [10.1016/j.biortech.2015.07.016](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.07.016).
- [64] C. Li, Y. Shen, J. Wu, Y. Dai y C.-H. Wang, «Experimental and modeling investigation of an integrated biomass gasifier–engine–generator system for power generation and waste heat recovery», *Energy Convers. Manag.*, vol. 199, pág. 112 023, 2019. DOI: [10.1016/j.enconman.2019.112023](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112023).
- [65] M. R. Kabli et al., «H₂-rich syngas production from air gasification of date palm waste: An experimental and modeling investigation», *Biomass Conv. Bioref.*, 2022. DOI: [10.1007/s13399-022-02375-7](https://doi.org/10.1007/s13399-022-02375-7).
- [66] M. La Villetta, M. Costa, D. Cirillo, N. Massarotti y L. Vanoli, «Performance analysis of a biomass powered micro-cogeneration system based on gasification and syngas conversion in a reciprocating engine», *Energy Convers. Manag.*, vol. 175, págs. 33-48, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2018.08.017](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.08.017).
- [67] C. Rodríguez Coronado, J. Tiyoko Yoshioka y J. Luz Silveira, «Electricity, hot water and cold water production from biomass. Energetic and economical analysis of the compact system of cogeneration run with woodgas from a small downdraft gasifier», *Renew. Energy*, vol. 36, n.º 6, págs. 1861-1868, 2011. DOI: [10.1016/j.renene.2010.11.021](https://doi.org/10.1016/j.renene.2010.11.021).
-

-
- [68] N. Proenza Pérez, E. Blanco Machín, D. Travieso Pedroso, J. J. Roberts, J. Santana Antunes y J. Luz Silveira, «Biomass gasification for combined heat and power generation in the Cuban context: Energetic and economic analysis», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 90, págs. 1-12, 2015. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2015.06.095](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2015.06.095).
- [69] F. Patuzzi et al., «State-of-the-art of small-scale biomass gasification systems: An extensive and unique monitoring review», *Energy*, vol. 223, pág. 120 039, 2021. DOI: [10.1016/j.energy.2021.120039](https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.120039).
- [70] P. Kumar, P. Subbarao, L. Kala y V. Vijay, «Experimental assessment of producer gas generation using agricultural and forestry residues in a fixed bed downdraft gasifier», *Chem. Eng. J. Adv.*, vol. 13, pág. 100 431, 2023. DOI: [10.1016/j.ceja.2022.100431](https://doi.org/10.1016/j.ceja.2022.100431).
- [71] S. J. Yoon, Y.-I. Son, Y.-K. Kim y J.-G. Lee, «Gasification and power generation characteristics of rice husk and rice husk pellet using a downdraft fixed-bed gasifier», *Renew. Energy*, vol. 42, págs. 163-167, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2011.08.028](https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.08.028).
- [72] R. D. Gómez, M. Palacio, J. F. Arango, A. E. Ávila y J. M. Mendoza, «Evaluation of the energy generation potential by an experimental characterization of residual biomass blends from Córdoba, Colombia in a downdraft gasifier», *Waste Manage.*, vol. 120, págs. 522-529, 2021. DOI: [10.1016/j.wasman.2020.10.014](https://doi.org/10.1016/j.wasman.2020.10.014).
- [73] W. B. Wincy, M. Edwin y S. J. Sekhar, «Energy and exergy evaluation of rice processing mills working with biomass gasifier in parboiling process», *Fuel*, vol. 259, pág. 116 255, 2020. DOI: [10.1016/j.fuel.2019.116255](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.116255).
- [74] W. B. Wincy, M. Edwin y S. J. Sekhar, «Exergetic evaluation of a biomass gasifier operated reversible flatbed dryer for paddy drying in parboiling process», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-021-01322-2](https://doi.org/10.1007/s13399-021-01322-2).
- [75] W. B. Wincy y M. Edwin, «Experimental energy, exergy, and exergoeconomic (3E) analysis of biomass gasifier operated paddy dryer in parboiling industry», *Biomass Conv. Bioref.*, 2022. DOI: [10.1007/s13399-021-02156-8](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02156-8).
- [76] V. C. Jeya Singh y S. J. Sekhar, «Performance studies on a downdraft biomass gasifier with blends of coconut shell and rubber seed shell as feedstock», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 97, págs. 22-27, 2016. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2015.09.099](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2015.09.099).
- [77] M. Dogru, C. Howarth, G. Akay, B. Keskinler y A. Malik, «Gasification of hazelnut shells in a downdraft gasifier», *Energy*, vol. 27, n.º 5, págs. 415-427, 2002. DOI: [10.1016/S0360-5442\(01\)00094-9](https://doi.org/10.1016/S0360-5442(01)00094-9).
- [78] S. Mazhkoo, H. Dadfar, M. HajiHashemi y O. Pournali, «A comprehensive experimental and modeling investigation of walnut shell gasification process in a pilot-scale downdraft gasifier integrated with an internal combustion engine», *Energy Convers. Manag.*, vol. 231, pág. 113 836, 2021. DOI: [10.1016/j.enconman.2021.113836](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113836).
-

-
- [79] E. Biagini, F. Barontini y L. Tognotti, «Gasification of agricultural residues in a demonstrative plant: Corn cobs», *Bioresour. Technol.*, vol. 173, págs. 110-116, 2014. DOI: [10.1016/j.biortech.2014.09.086](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.086).
- [80] P. García-Ibáñez, A. Cabanillas y J. Sánchez, «Gasification of leached orujillo (olive oil waste) in a pilot plant circulating fluidised bed reactor. Preliminary results», *Biomass Bioenerg.*, vol. 27, n.º 2, págs. 183-194, 2004. DOI: [10.1016/j.biombioe.2003.11.007](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2003.11.007).
- [81] M. Dogru y A. Erdem, «Autothermal fixed bed updraft gasification of olive pomace biomass and renewable energy generation via Organic Rankine Cycle turbine: Green energy generation from waste biomass in the Mediterranean region», *Johnson Matthey Technol. Rev.*, vol. 64, n.º 2, págs. 119-134, 2020. DOI: [10.1595/205651320X15746781209529](https://doi.org/10.1595/205651320X15746781209529).
- [82] V. R. Patel, D. S. Upadhyay y R. N. Patel, «Gasification of lignite in a fixed bed reactor: Influence of particle size on performance of downdraft gasifier», *Energy*, vol. 78, págs. 323-332, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2014.10.017](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.10.017).
- [83] M. Baratieri, P. Baggio, B. Bosio, M. Grigante y G. Longo, «The use of biomass syngas in IC engines and CCGT plants: A comparative analysis», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 29, n.º 16, págs. 3309-3318, 2009. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2009.05.003](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.05.003).
- [84] M. L. Valderrama Ríos, A. Martínez González, E. E. Silva Lora y O. A. Almazán del Olmo, «Reduction of tar generated during biomass gasification: A review», *Biomass Bioenerg.*, vol. 108, págs. 345-370, 2018. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.12.002](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.002).
- [85] M. Costa, M. La Villetta, N. Massarotti, D. Piazzullo y V. Rocco, «Numerical analysis of a compression ignition engine powered in the dual-fuel mode with syngas and biodiesel», *Energy*, vol. 137, págs. 969-979, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2017.02.160](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.02.160).
- [86] P. Oosthuizen y W. Carscallen, *Introduction to Compressible Fluid Flow*, Second. CRC Press, 2013, ISBN: 9781439877920. DOI: [10.1201/b15414](https://doi.org/10.1201/b15414).
- [87] F. Patuzzi et al., «Small-scale biomass gasification CHP systems: Comparative performance assessment and monitoring experiences in South Tyrol (Italy)», *Energy*, vol. 112, págs. 285-293, 2016. DOI: [10.1016/j.energy.2016.06.077](https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.06.077).
- [88] S. Vecten, M. Wilkinson, N. Bimbo, R. Dawson y B. M. Herbert, «Hydrogen-rich syngas production from biomass in a steam microwave-induced plasma gasification reactor», *Bioresour. Technol.*, vol. 337, pág. 125 324, 2021. DOI: [10.1016/j.biortech.2021.125324](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125324).
- [89] R. Kramreiter, M. Url, J. Kotik y H. Hofbauer, «Experimental investigation of a 125 kW twin-fire fixed bed gasification pilot plant and comparison to the results of a 2 MW combined heat and power plant (CHP)», *Fuel Process. Technol.*, vol. 89, n.º 1, págs. 90-102, 2008. DOI: [10.1016/j.fuproc.2007.08.001](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2007.08.001).
- [90] S. McAllister, J.-Y. Chen y A. C. Fernandez-Pello, *Fundamentals of Combustion Processes*. Springer, 2011, ISBN: 978-1-4419-7942-1. DOI: [10.1007/978-1-4419-7943-8](https://doi.org/10.1007/978-1-4419-7943-8).
-

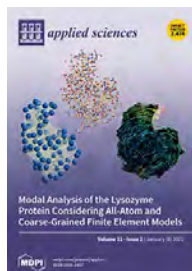
-
- [91] N. Fonseca González, J. Casanova Kindelán y J. M. López Martínez, «Methodology for instantaneous average exhaust gas mass flow rate measurement», *Flow Meas. Instrum.*, vol. 49, págs. 52-62, 2016. DOI: [10.1016/j.flowmeasinst.2016.04.007](https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2016.04.007).
- [92] *International Bureau of Weights and Measures, Guide to the Expression of Uncertainty in Measurement*, 2008. dirección: https://www.bipm.org/documents/20126/2071204/JCGM_100_2008_E.pdf/cb0ef43f-baa5-11cf-3f85-4dcd86f77bd6.
- [93] R. A. M. Boloy, J. L. Silveira, C. E. Tuna, C. R. Coronado y J. S. Antunes, «Ecological impacts from syngas burning in internal combustion engine: Technical and economic aspects», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 15, n.º 9, págs. 5194-5201, 2011. DOI: [10.1016/j.rser.2011.04.009](https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.04.009).
- [94] W. van de Kamp, P. de Wild, H. Knoef, J. Neeft y J. Kiel, *Tar measurement in biomass gasification, standardisation and supporting R&D*. dirección: <https://publications.ecn.nl/E/2006/ECN-C--06-046>.
- [95] A. M. Salem, I. N. Zaini, M. C. Paul y W. Yang, «The evolution and formation of tar species in a downdraft gasifier: Numerical modelling and experimental validation», *Biomass Bioenerg.*, vol. 130, pág. 105 377, 2019. DOI: [10.1016/j.biombioe.2019.105377](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105377).
- [96] M. Wegener, A. Malmquist, A. Isalgué y A. Martin, «Biomass-fired combined cooling, heating and power for small scale applications – A review», *Renew. Sust. Energy Rev.*, vol. 96, págs. 392-410, 2018. DOI: [10.1016/j.rser.2018.07.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.07.044).
- [97] S. Tsiakmakis, D. Mertzis, A. Dimaratos, Z. Toumasatos y Z. Samaras, «Experimental study of combustion in a spark ignition engine operating with producer gas from various biomass feedstocks», *Fuel*, vol. 122, págs. 126-139, 2014. DOI: [10.1016/j.fuel.2014.01.013](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.01.013).
- [98] *Reglamento (UE) 2016/631 de la Comisión, de 14 de abril de 2016, que establece un código de red sobre requisitos de conexión de generadores a la red*, 2016. dirección: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/?uri=CELEX:32016R0631>.
- [99] P. Breeze, «Piston engine combined heat and power systems», en *Combined Heat and Power*, P. Breeze, ed., Academic Press, 2018, págs. 33-40. DOI: [10.1016/B978-0-12-812908-1.00004-3](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-812908-1.00004-3).
- [100] C. Li, J. Wu, Y. Shen, X. Kan, Y. Dai y C.-H. Wang, «Evaluation of a combined cooling, heating, and power system based on biomass gasification in different climate zones in the U.S.», *Energy*, vol. 144, págs. 326-340, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2017.12.021](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.12.021).
- [101] J. Salisu, N. Gao y C. Quan, «Techno-economic assessment of co-gasification of rice husk and plastic waste as an off-grid power source for small scale rice milling - an Aspen Plus model», *J. Anal. Appl. Pyrol.*, vol. 158, pág. 105 157, 2021. DOI: [10.1016/j.jaap.2021.105157](https://doi.org/10.1016/j.jaap.2021.105157).
-

- [102] *Orden de 23 de diciembre de 2016, por la que se aprueban las bases reguladoras para la concesión de incentivos para el desarrollo energético sostenible de Andalucía en el período 2017-2020.* 2016. dirección: <https://www.juntadeandalucia.es/boja/2016/249/3.html>.
- [103] *BOE.es - BOE-A-2019-5089 Real Decreto 244/2019, de 5 de abril, por el que se regulan las condiciones administrativas, técnicas y económicas del autoconsumo de energía eléctrica,* 2019. dirección: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2019-5089>.

EXPERIMENTAL ASSESSMENT OF A PILOT-SCALE GASIFICATION PLANT FUELED WITH EXHAUSTED OLIVE POMACE PELLETS FOR COMBINED POWER, HEAT AND BIOCHAR PRODUCTION

This chapter examines the performance of an experimental gasification plant fueled with exhausted olive pomace pellets for the concurrent production of electricity, heat and biochar in the olive oil industry. The gasification plant consists of an air-blown downdraft fixed-bed gasifier that generates a lean fuel gas, termed producer gas, in a self-sustaining autothermal process. After conditioning of the producer gas in a cooling and cleaning unit, a four-stroke spark-ignition engine coupled to an electric generator is eventually used as power generation unit. An extensive experimental assessment of this facility was performed under partial and nominal load operation and was supplemented by a physicochemical analysis of the carbonaceous solid material discharged from the gasifier. The mass and energy balances of the gasification plant were calculated, including the carbon conversion efficiency and diverse energy conversion efficiencies. The results revealed an overall stable operation of the gasification plant in terms of composition and heating value of the producer gas and cogenerative production of electricity and heat in the engine-generator set. Under nominal operating conditions, the net electrical efficiency of the gasification plant was 12–13%, with an average carbon conversion efficiency of the biomass feedstock into producer gas just above 80% and an average cold gas efficiency close to 70%. Lastly, an economic viability assessment was conducted for a larger-scale facility, yielding a payback period ranging from 5 to 9 years.

This chapter corresponds to the publications shown below, which are presented in chronological order according to their acceptance dates. Both research articles have been published under an open access Creative Common CC BY license.



R. Aguado, D. Vera, D.A. López-García, J.P. Torreglosa, F. Jurado
«Techno-economic assessment of a gasification plant for distributed cogeneration in the agrifood sector»
Applied Sciences, vol. 11, no. 2, p. 660, 2021
DOI: [10.3390/app11020660](https://doi.org/10.3390/app11020660)



R. Aguado, A. Escámez, F. Jurado, D. Vera
«Experimental assessment of a pilot-scale gasification plant fueled with olive pomace pellets for combined power, heat and biochar production»
Fuel, vol. 344, p. 128127, 2023.
DOI: [10.1016/j.fuel.2023.128127](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.128127)

When referencing the content within this chapter, it is preferable to cite any of the individual research articles provided herein, rather than the Doctoral Thesis as a whole, for more specific and direct access to the original research.

PREDICCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE HIDRÓGENO EN EL GAS PRODUCTO DE UN GASIFICADOR *DOWNDRAFT* MEDIANTE UN MODELO HÍBRIDO INTELIGENTE

Este capítulo presenta un modelo de inteligencia artificial para predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de la gasificación de biomasa. Se ha utilizado una planta de gasificación experimental compuesta por un gasificador de lecho fijo *downdraft* alimentado con orujillo peletizado y una unidad de acondicionamiento del gas pobre para recopilar el conjunto de datos. Durante una extensa campaña experimental, se midió y registró la composición volumétrica del gas pobre con un analizador de gas portátil a un intervalo de tiempo constante de 10 segundos. El conjunto de datos resultante comprende casi 75 horas de funcionamiento de la planta en total. Se desarrolló un modelo híbrido inteligente con el objetivo de realizar la detección de fallos en la medición de la concentración de hidrógeno en el gas pobre y aun así seguir proporcionando valores fiables en caso de mal funcionamiento. El modelo híbrido de mejor rendimiento consta de seis submodelos internos locales que combinan redes neuronales artificiales (ANN) y máquinas de vectores de soporte (SVM) para regresión. Los resultados son notablemente satisfactorios, con un error de predicción absoluto medio de tan solo un 0,134 % en volumen. En consecuencia, el modelo desarrollado podría utilizarse como sensor virtual para apoyar o incluso evitar la necesidad de un sensor real que sea específico para medir la concentración de hidrógeno en el gas pobre.

5.1 Introducción

La creciente demanda energética y el aumento de la conciencia ambiental sobre los efectos adversos del cambio climático han desencadenado un mayor interés sobre las tecnologías de cogeneración distribuida a partir de fuentes energéticas renovables como la bioenergía. La cogeneración distribuida se puede definir como la generación simultánea de calor y electricidad de manera descentralizada, es decir, distribuida geográficamente en el área que atendida y en las proximidades del consumidor final. En la actualidad, la gasificación representa la mejor solución disponible para abordar la generación combinada de calor y electricidad (CHP) a partir de biomasa a escala distribuida y para pequeña a mediana potencia [1-4]. Además, la gasificación de biomasa puede constituir una importante fuente de hidrógeno renovable [5-10], una forma alternativa emergente de almacenamiento energético que se espera que sea esencial para un futuro energético sostenible [11]. La gasificación es un proceso de conversión termoquímica, mediante el cual una materia prima sólida carbonosa, como la biomasa, se oxida parcialmente y se transforma en un combustible gaseoso [12]. Se requiere un agente gasificante para transformar la materia prima carbonosa en combustible gaseoso a través de una serie de reacciones químicas que liberan calor (exotérmicas) y requieren calor (endotérmicas). Para la gasificación de biomasa a escala distribuida, se prefiere el aire al oxígeno puro o al vapor como agente gasificante. Aunque la gasificación con oxígeno puro o vapor evita la dilución con nitrógeno, lo que origina un producto gaseoso con mayor poder calorífico conocido como gas de síntesis o sintegás, las unidades de separación de aire no son viables para aplicaciones a pequeña escala, debido a los excesivamente altos costes de capital y operación, que contrarrestan estas ventajas [13]. En el caso particular de la gasificación con aire como agente gasificante, el producto combustible gaseoso se denomina gas pobre y está compuesto principalmente por monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H_2), dióxido de carbono (CO_2), nitrógeno (N_2), metano (CH_4) y otros hidrocarburos ligeros (C_nH_m), entre los que se encuentran principalmente el acetileno (C_2H_2) y el etileno (C_2H_4), entre otros. En la gasificación con aire, la materia prima suministrada al gasificador se oxida parcialmente en un proceso autotérmico. Esta oxidación parcial de la materia prima produce suficiente calor para mantener la atmósfera de alta temperatura requerida para las reacciones endotérmicas de reducción encargadas de la formación de gas pobre [9]. El gas pobre procedente de la gasificación, una vez enfriado y limpio, puede utilizarse como combustible en motores de combustión interna, microturbinas de gas o pilas de combustible para la generación de energía eléctrica y/o térmica [14].

Motivada por las crecientes preocupaciones ambientales, la gasificación de biomasa está captando un creciente interés para la producción de gases ricos en hidrógeno que puedan utilizarse en la generación de electricidad mediante pilas de combustible o como materia prima en la obtención de productos químicos sintéticos, combustibles gaseosos como el hidrógeno, el metano o el amoníaco, y combustibles líquidos como el metanol o las gasolinas [15-17]. El

hidrógeno se puede producir en plantas industriales a gran escala o a menor escala en instalaciones de producción locales directamente donde los recursos de biomasa estén disponibles [17]. Las principales ventajas de la producción del hidrógeno a gran escala son los menores costes debido a las economías de escala y a la ubicación cercana a fuentes de electricidad y agua, mientras que como principal inconveniente destaca el transporte del hidrógeno a los puntos de consumo. Hoy en día, la gran mayoría del hidrógeno (> 90 %) se produce mediante reformado con vapor u oxidación parcial de combustibles fósiles como el gas natural, a costes imbatibles si no se capturan y secuestran las emisiones de CO₂. Alternativamente, el hidrógeno puede ser producido en su totalidad a partir de fuentes energéticas renovables, lo que constituye el llamado «hidrógeno verde». Sin embargo, en la actualidad solo se generan pequeñas cantidades de hidrógeno verde a través de métodos emergentes como la electrólisis del agua o la gasificación de biomasa. En particular, el coste de producir hidrógeno a partir de biomasa es menor, por un factor de dos o más, que el coste de producir hidrógeno electrolítico a partir de agua utilizando fuentes de energía eólica o fotovoltaica [18-21]. Además, de entre todos los métodos disponibles para la producción de hidrógeno a partir de biomasa, la gasificación proporciona el menor coste de producción en comparación con otras tecnologías de conversión termoquímica, electroquímica o bioquímica [21]. Esto hace de la gasificación de biomasa el proceso económicamente más ventajoso para la producción de hidrógeno a partir de fuentes energéticas renovables. En términos de rendimiento energético y exergético, la gasificación de biomasa también posee una clara ventaja sobre la mayoría de los restantes métodos de producción de hidrógeno verde [22].

De entre todos los diseños de reactores de gasificación disponibles actualmente, los gasificadores *downdraft* suelen ser los más apropiados para aplicaciones de cogeneración o producción de hidrógeno a escala distribuida, debido a su relativa simplicidad de construcción, bajo coste de inversión, operación fiable, idoneidad para una gran cantidad de materias primas y capacidad para generar un gas pobre con un rendimiento de conversión de carbono suficientemente alto [4, 12]. En un gasificador *downdraft*, la materia prima sólida se desplaza hacia abajo junto con el aire, experimentando varias reacciones termoquímicas mientras avanza a través de cuatro zonas diferentes: secado, pirólisis, combustión y reducción. Los gasificadores *downdraft* generan un gas pobre con una densidad energética moderada (poder calorífico inferior (PCI) = 4–6 MJ/Nm³) y un bajo contenido de alquitranes (< 3 g/Nm³) [12]. Por lo tanto, a diferencia de otros tipos de gasificadores, se requiere una unidad de acondicionamiento del gas más simple, menos robusta y con menor consumo energético debido a la menor concentración de alquitrán en el gas pobre [12].

Entre las potenciales materias primas renovables para gasificadores *downdraft* en regiones productoras de aceite de oliva, destacan los orujos y, en particular, el orujo extractado seco u orujillo, por su amplia disponibilidad y bajo coste [13, 23-27]. El orujillo es el principal subproducto de la extracción del aceite de orujo de oliva crudo a partir del alperujo. El alperujo

es un subproducto húmedo del proceso de extracción en dos fases del aceite de oliva virgen que se produce de forma masiva en las almazaras [27]. Para extraer el aceite de oliva restante contenido en el alperujo, se requiere un proceso de secado intensivo en energía [28]. Una vez seco, el orujo resultante se somete finalmente a un proceso de extracción sólido-líquido del aceite de orujo crudo con un disolvente orgánico como el hexano, dejando como subproducto el orujillo. En España, se puede garantizar una amplia disponibilidad de este subproducto del proceso de extracción del aceite de orujo de oliva crudo como materia prima para la planta de gasificación a un coste que oscila entre 10 y 25 €/t [29]. En concreto, Andalucía es la región más representativa dentro de España, con aproximadamente el 75 % de la producción nacional de aceite de oliva [30, 31], y una producción media anual de orujillo comprendida entre 1,20 y 1,45 millones de toneladas métricas [32].

La gasificación de biomasa es un proceso complejo, con múltiples especies químicas y reacciones que transcurren simultáneamente. Durante las últimas décadas, se han propuesto numerosos modelos matemáticos y computacionales para explicar y comprender mejor los procesos de gasificación de biomasa [33]. Los modelos de gasificación generalmente se clasifican en cuatro grupos principales: modelos de equilibrio termodinámico, modelos cinéticos, modelos de dinámica de fluidos computacional (CFD) y modelos de inteligencia artificial [12, 34]. Estos últimos constituyen un enfoque relativamente reciente en procesos de gasificación de biomasa para predecir con precisión las salidas del sistema mediante el aprendizaje automático a partir grandes cantidades de datos experimentales [33].

Las técnicas de inteligencia artificial (IA) han demostrado superar a los modelos tradicionales en términos de capacidad de predicción. Si bien la mayor parte de la actividad de investigación se ha dedicado a los gasificadores de lecho fluidizado [35-37], en la literatura científica existe un número muy escaso de trabajos que aborden la aplicación de técnicas de IA para predecir la composición del gas pobre procedente de gasificadores *downdraft* [38-42]. Baruah et al. [40] desarrollaron un modelo basado en redes neuronales artificiales (ANN, por sus siglas en inglés) para predecir la composición del gas pobre de los gasificadores de lecho fijo *downdraft* utilizando datos experimentales de diversas materias primas de biomasa. Otros trabajos de investigación utilizaron técnicas ANN [43], técnicas de regresión [44], además de clasificadores binarios y multiclase [41] para predecir la composición (H_2 , CO_2 , CO , CH_4) y el poder calorífico del gas pobre de un gasificador de lecho fijo *downdraft* alimentado con partículas de piñas y pélets de madera. Mikulandrić et al. [38, 39] también utilizaron enfoques de modelado ANN para predecir los parámetros operativos del proceso en gasificadores de lecho fijo con una rapidez y precisión razonables. Más recientemente, Özbas et al. [42] crearon varios modelos de regresión con el objetivo de predecir el valor de la concentración de hidrógeno en el gas pobre y el gas de síntesis procedente de un gasificador de lecho fijo de acero alimentado con hueso de aceituna, en función de otros parámetros, como el tiempo, la temperatura, el poder calorífico y las concentraciones de monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano y

oxígeno. Se utilizaron diferentes algoritmos, como la regresión lineal (LR, por sus siglas en inglés), k -vecinos más cercanos (k -NN), algoritmos de máquinas de vectores de soporte para regresión (SVMR, por sus siglas en inglés) y árboles de decisión para regresión (DTR, por sus siglas en inglés), con métricas de rendimiento variables.

En este capítulo, se ha desarrollado un modelo híbrido inteligente a partir de datos experimentales para predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de un gasificador *downdraft* alimentado con orujillo peletizado. A diferencia de los algoritmos de IA habituales, se ha demostrado que un enfoque híbrido inteligente basado en una combinación de estas técnicas mejora la capacidad de predicción. Por ejemplo, ya se han utilizado modelos híbridos inteligentes para predecir la demanda energética con el objetivo de optimizar estrategias de generación y de uso de recursos [45]. Se ha desarrollado otro modelo híbrido para predecir la temperatura de salida de un colector solar térmico [46]. Esta técnica de modelado híbrido permite combinar diferentes algoritmos heterogéneos, que se complementan entre sí para mejorar la predicción, adaptándose a las características del conjunto de datos [47]. También se han utilizado modelos híbridos para predecir con precisión la variación en el caudal de hidrógeno suministrado a una pila de combustible de membrana de intercambio de protones (PEMFC, por sus siglas en inglés) para alcanzar el punto de operación deseado [48, 49].

El objetivo principal de este capítulo es demostrar que los modelos híbridos inteligentes son válidos para determinar de manera fiable los parámetros operativos de un gasificador *downdraft*. El resto de este capítulo está estructurado de la siguiente manera. La Sección 5.2 presenta el caso de estudio, describe la planta de gasificación y la instrumentación, así como el procedimiento experimental. La descripción del modelo propuesto y el procedimiento utilizado para desarrollar el modelo híbrido inteligente se describen en la Sección 5.3, además de los algoritmos implicados, el procedimiento de procesamiento de datos y las métricas de rendimiento. Posteriormente, la configuración y los resultados del modelo de mejor rendimiento se discuten en la Sección 5.4. Las conclusiones y los trabajos futuros se exponen finalmente en la Sección 5.5.

5.2 Caso de estudio

Este capítulo describe un novedoso modelo inteligente que es capaz de predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre de una planta de gasificación experimental. La metodología experimental se divide en dos subsecciones. Inicialmente, se presenta y describe detalladamente la planta de gasificación experimental, incluida la biomasa utilizada como materia prima de alimentación al gasificador y la instrumentación para medir la composición y el poder calorífico del gas pobre. Finalmente, se expone el procedimiento experimental para la operación de la planta y la recopilación de datos.

5.2.1 Descripción de la planta e instrumentación

Como se muestra en la Fig. 5.1, la planta de gasificación experimental consta de un gasificador de lecho fijo *downdraft* de tipo *open top* (sin garganta) y una unidad de acondicionamiento del gas pobre. El gasificador *downdraft* (1) está fabricado en acero inoxidable con un revestimiento interno de material cerámico refractario. Como el reactor tiene la parte superior abierta, el proceso de gasificación ocurre a una presión cercana a la ambiental. El gas pobre se descarga del gasificador a temperaturas de alrededor de 400 °C desde un conducto para el gas de salida [26]. El gas pobre caliente no se puede utilizar directamente en unidades de generación de energía eléctrica o unidades de procesamiento del gas aguas abajo, ya que contiene trazas de alquitrán, cenizas volantes, humedad y otras impurezas inorgánicas que pueden causar graves problemas de corrosión en todos los equipos mecánicos. En consecuencia, el gas pobre de la gasificación debe enfriarse y limpiarse hasta límites específicos establecidos por el fabricante del equipamiento aguas abajo. Para ello, la planta de gasificación incorpora una unidad de acondicionamiento del gas pobre con los siguientes componentes: un lavador Venturi (3) que reduce drásticamente la temperatura del gas pobre y elimina los alquitranes formados en el proceso de gasificación mediante la proyección de un chorro de agua a presión; filtros gruesos (4), filtros finos (5) y un filtro de seguridad (6) que aseguran una eliminación completa de la mayoría de los contaminantes orgánicos e inorgánicos del gas pobre, de modo que finalmente pueda usarse como combustible para unidades de cogeneración o procesamiento posterior [26]. Previamente, la válvula de la antorcha (10) se abre por completo para quemar de manera segura el gas pobre en una antorcha (11) ubicada junto a la válvula de control de gas (7) y el punto de muestreo de gas (9). Se emplea un ventilador centrífugo (8) para proporcionar la succión necesaria para inducir el flujo de aire a través del gasificador y hacer circular el gas pobre resultante a través de la unidad de acondicionamiento del gas. Finalmente, el caudal de gas pobre se controla mediante una válvula de descarga (12) para posteriores usos aguas abajo.

Las propiedades fisicoquímicas de la materia prima influyen en el rendimiento del proceso de gasificación. En este trabajo se utilizaron pélets de orujillo como materia prima para la planta de gasificación debido a su alta disponibilidad y bajo coste. El orujillo peletizado utilizado como materia prima en este trabajo fue proporcionado por una empresa local de compraventa de biomasa en el municipio español de Linares (Andalucía). Las propiedades fisicoquímicas del orujillo peletizado son variadas, como consecuencia de su gran heterogeneidad. Con fines ilustrativos, en la Tabla 5.1 se proporcionan los análisis inmediato y elemental de esta biomasa utilizada como materia prima. En la Fig. 5.2 se muestra una fotografía de una muestra, donde se puede apreciar la forma cilíndrica de los pélets de orujillo, con longitudes que varían desde los 10 mm hasta los 35 mm y diámetros de unos 10 mm. El orujillo debe peletizarse antes de utilizarse como materia prima en gasificadores *downdraft*, ya que las partículas finas en gasificadores de lecho fijo *downdraft* (< 3 mm) dan lugar a la formación de clínques de cenizas

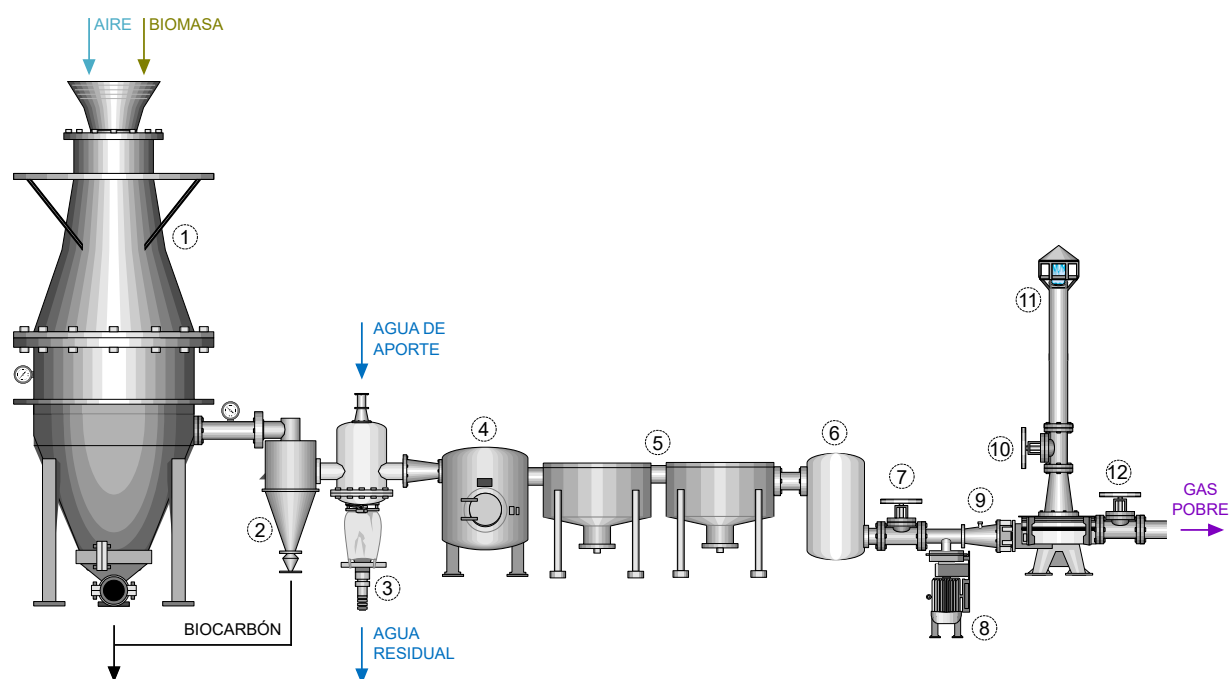


FIGURA 5.1: Ilustración esquemática de la planta experimental de gasificación de biomasa. (1) Gasificador *downdraft*; (2) unidad de separación de biocarbón; (3) Lavador Venturi; (4) filtro de gruesos; (5) filtro de finos; (6) filtro de mangas; (7) válvula de control; (8) ventilador centrífugo; (9) muestreo del gas pobre; (10) válvula de antorcha; (11) antorcha; (12) válvula de descarga.

y también perturban el flujo óptimo de combustible y aire a lo largo del lecho del gasificador, lo que genera excesivas caídas de presión, temperaturas anormalmente bajas en la zona de reducción y un funcionamiento inestable [50].

TABLA 5.1: Análisis inmediato y elemental del orujillo peletizado.

Análisis inmediato, % en peso	Mínimo	Promedio	Máximo
Humedad, tal como se recibió	4,80	9,88	13,80
Ceniza, base seca	5,40	7,20	9,20
Materia volátil, base seca	70,24	73,53	76,67
Carbono fijo, base seca	16,43	19,27	22,36
Análisis elemental, % en peso	Mínimo	Promedio	Máximo
Carbono	47,49	51,02	55,44
Hidrógeno	5,26	5,88	6,50
Nitrógeno	0,40	0,95	2,20
Azufre	0,07	0,14	0,24
Cloro	0,12	0,26	0,40
Oxígeno (por diferencia)	31,04	34,55	38,86

Para monitorizar y registrar la composición y el poder calorífico del gas pobre, se utilizó un analizador de gas de síntesis portátil (Gasboard 3100P, Hubei Cubic-Ruiyi Instrument Co., Ltd., China) [51]. La planta de gasificación está equipada con un punto de muestreo de gas en línea



FIGURA 5.2: Orujillo peletizado utilizado como materia prima para el gasificador *downdraft*.

ubicado junto a la salida del ventilador centrífugo, donde se conecta el analizador de gas de síntesis portátil después de pasar a través de una unidad portátil de limpieza del gas que consta de dos burbujeadores de agua, un filtro de carbón activo y un filtro de precisión. Para evitar daños a los sensores del analizador de gas, el gas pobre debe estar libre de partículas ($< 1 \mu\text{m}$) y trazas de alquitrán, y su contenido de humedad (humedad relativa) debe estar comprendido entre 5 y 95 % sin condensación. Estos requisitos relativamente estrictos destacan la importancia de la unidad de acondicionamiento del gas aguas arriba.

El analizador de gas portátil se utilizó para la medición simultánea de las concentraciones volumétricas de hasta seis gases diferentes en el gas pobre, a saber, CO , CO_2 , H_2 , O_2 , CH_4 y C_nH_m , mientras que el balance de N_2 y los poderes caloríficos se calcularon automáticamente. La concentración volumétrica de N_2 se estima asumiendo que no hay otros componentes gaseosos presentes en el gas pobre. Sin embargo, en la práctica también están presentes cantidades menores de otros gases inertes, principalmente de argón. El poder calorífico inferior (PCI) y el poder calorífico superior (PCS) se determinan continuamente a partir de las concentraciones volumétricas (fracciones molares) de los gases combustibles en el gas pobre (CO , H_2 , CH_4 y C_nH_m), como se indica en las Ecs. (5.1) y (5.2), respectivamente [51].

$$\text{PCI}(\text{MJ}/\text{Nm}^3) = 12,620 \text{ CO} + 10,777 \text{ H}_2 + 35,818 \text{ CH}_4 + 91,180 \text{ C}_n\text{H}_m \quad (5.1)$$

$$\text{PCI}(\text{MJ}/\text{Nm}^3) = 12,620 \text{ CO} + 12,788 \text{ H}_2 + 39,840 \text{ CH}_4 + 99,220 \text{ C}_n\text{H}_m \quad (5.2)$$

El principio de funcionamiento del analizador de gas portátil se basa en tres tipos de tecnologías para determinar las concentraciones de los diferentes constituyentes gaseosos en el gas pobre [17, 51]:

- Sensor infrarrojo no dispersivo (NDIR, por sus siglas en inglés de *nondispersive infrared*), para medir las concentraciones de CO, CO₂, CH₄ y C_nH_m (opcional).
- Detector de conductividad térmica (TCD, por sus siglas en inglés de *thermal conductivity detector*), para medir la concentración de H₂.
- Detector de captura de electrones (ECD, por sus siglas en inglés de *electron capture detector*), para medir la concentración en el gas pobre de componentes que absorben electrones, es decir, O₂.

La Tabla 5.2 describe las tecnologías utilizadas por el analizador de gas portátil para medir cada componente del gas pobre. El proceso de calibración es específico para cada componente de gas y solo se requiere en caso de que el error de medición del gas exceda las especificaciones técnicas [52].

TABLA 5.2: Especificaciones de medición para cada componente del gas pobre [51].

Componente	Método	Rango	Resolución	Precisión
CO	NDIR	0–30 %	0.01 %	≤ 2 % Escala completa
CO ₂	NDIR	0–25 %	0.01 %	≤ 2 % Escala completa
CH ₄	NDIR	0–10 %	0.01 %	≤ 2 % Escala completa
C _n H _m	NDIR	0–5 %	0.01 %	≤ 2 % Escala completa
H ₂	TCD	0–30 %	0.01 %	≤ 3 % Escala completa
O ₂	ECD	0–25 %	0.01 %	≤ 3 % Escala completa

Dado que el analizador de gas portátil calcula sistemáticamente la concentración de N₂ por diferencia [17], la determinación de la composición del gas pobre se basa en las tres tecnologías anteriormente mencionadas (NDIR, TCD y ECD). En particular, el analizador de gas portátil depende en gran medida del sensor espectroscópico NDIR para determinar las concentraciones de CO, CO₂, CH₄ y C_nH_m en el gas pobre con gran estabilidad a largo plazo, alta precisión y bajo consumo energético [53]. Los espectrómetros NDIR son capaces de medir la intensidad de la luz absorbida por los componentes que contienen carbono en el gas pobre. Estos instrumentos constan de tres componentes básicos: una fuente de luz infrarroja, un tubo óptico que contiene el gas pobre y un detector infrarrojo con un filtro de longitud de onda específico [53].

El principio de funcionamiento de un sensor espectroscópico NDIR típico se basa en la ley de Beer–Lambert [53]. La mayoría de los gases moleculares poliatómicos tienen una longitud de onda de absorción particular en la región infrarroja. Las moléculas de CO, CO₂, CH₄ y C_nH_m en el gas pobre se componen de átomos heterogéneos y, por lo tanto, tienen espectros de absorción en la región de longitud de onda infrarroja. Cuando un haz de luz con la longitud de onda de absorción típica de un gas dado pasa a través del gas cuya concentración se desea medir, su intensidad disminuye. La concentración de gas está determinada por el grado de atenuación de la intensidad. La relación entre ambos parámetros se rige por la ley de Beer–Lambert [54].

$$I = I_0 \exp(-\epsilon \bar{c} l) \quad (5.3)$$

La intensidad de absorción (i) de cada gas molecular poliatómico se puede expresar como:

$$I = I_0 - I_f = I_0 [1 - \exp(-\epsilon \bar{c} l)] \quad (5.4)$$

donde:

- I_0 : intensidad del haz de luz inicial.
- I_f : intensidad del haz de luz tras haber pasado por el medio gaseoso.
- ϵ : coeficiente de absorción.
- $\bar{c}$: concentración de gas.
- l : espesor del medio de absorción gaseoso.

Las concentraciones de H_2 , O_2 y N_2 no se pueden determinar con el sensor NDIR, ya que estas moléculas no poseen espectros de absorción en la región de longitud de onda infrarroja. Así pues, se utilizan tecnologías específicas como los sensores TCD y ECD para medir las concentraciones volumétricas del H_2 y el O_2 , respectivamente. La concentración volumétrica del N_2 se estima automáticamente por diferencia, asumiendo que no hay otros componentes gaseosos presentes en el gas pobre, aparte de los medidos.

5.2.2 Procedimiento experimental

El procedimiento operativo de la planta de gasificación experimental para efectos del presente trabajo se describe brevemente a continuación.

1. Antes de la operación, la planta de gasificación se revisa cuidadosamente para garantizar que la línea de gas y todas las unidades estén bien selladas y a prueba de infiltraciones de aire, ya que la unidad de acondicionamiento del gas pobre opera marginalmente por debajo de la presión ambiental [52].
2. El gasificador se carga con orujillo peletizado a través de la tolva, mientras que los filtros de gruesos y de finos se rellenan con carbón seco y serrín, respectivamente.
3. El ventilador centrífugo se arranca para inducir la succión de aire en el gasificador y generar un flujo continuo de gas pobre desde el gasificador hacia la antorcha.
4. Inicialmente, el gasificador requiere un aporte de calor externo [26]. Por esta razón, la materia prima de alimentación al reactor se enciende en toda su sección transversal con un soplete manual. Como consecuencia, el gas pobre comienza a formarse y evacuarse a través de la antorcha. El mecanismo de vibración de la tolva accionado por un motor eléctrico se activa a intervalos regulares de tiempo para asegurar un movimiento

descendente continuo de la materia prima en el gasificador, y así evitar fenómenos de puenteo y canalización a través del lecho del gasificador.

5. Inmediatamente después de la ignición, el analizador de gas portátil comienza a registrar la composición y el poder calorífico del gas pobre con un intervalo de tiempo predeterminado.
6. Tras aproximadamente 30–60 minutos desde la ignición del gasificador, la planta de gasificación alcanza condiciones de estado estacionario y la composición y el poder calorífico del gas pobre tienden a estabilizarse.
7. El gas pobre se suele quemar con un soplete manual para llevar a cabo un control de calidad preliminar. La antorcha debe ser incolora o azul clara si se enciende durante la noche, siempre que el gas pobre esté lo suficientemente limpio y libre de alquitrán. Dado que la composición y el poder calorífico del gas pobre se miden y controlan con precisión con el analizador de gas en línea, el objetivo principal del encendido de la antorcha es oxidar por completo los contaminantes del aire, como el monóxido de carbono y el metano, para formar productos de combustión completa más seguros y respetuosos con el medio ambiente, como el dióxido de carbono y el vapor de agua.

El procedimiento operativo descrito anteriormente se repitió sistemáticamente y se recopilaron datos para diferentes ensayos en una extensa campaña experimental. El analizador de gas portátil registró la composición volumétrica y el poder calorífico estimado del gas pobre con un intervalo de tiempo constante de 10 segundos. El conjunto de datos resultante comprende casi 75 horas de funcionamiento de la planta en total, con diferentes condiciones de operación.

5.3 Descripción del modelo propuesto

En la Fig. 5.3 se muestra un diagrama de flujo de datos esquemático para el enfoque seguido en este trabajo de investigación para desarrollar el modelo híbrido inteligente. Este modelo tiene como objetivo predecir de manera efectiva la concentración de un componente específico (hidrógeno) en el gas pobre de la planta de gasificación. Las entradas al modelo son las concentraciones volumétricas de los restantes componentes gaseosos principales en el gas pobre, pero solo aquellos medidos con los sensores NDIR y ECD, es decir, CO, CO₂, CH₄, C_nH_m y O₂. Como la concentración de N₂ se determina por diferencia, no se ha incluido como entrada al modelo.

El objetivo de este trabajo de investigación no solo consiste en predecir de manera fiable la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de un gasificador *downdraft*, sino también validar el procedimiento para crear un modelo híbrido inteligente capaz de predecir otras variables en la planta de gasificación. La concentración de hidrógeno se ha seleccionado como la variable objetivo, principalmente porque requiere la utilización de un sensor TCD

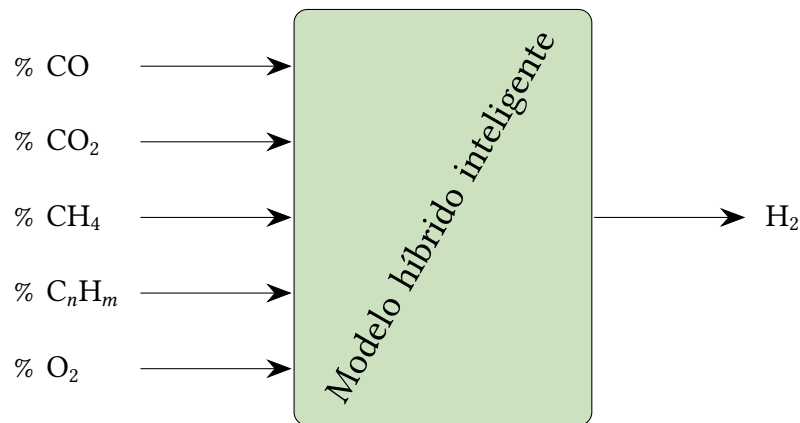


FIGURA 5.3: Diagrama de flujo de datos simplificado con las entradas y salidas del modelo híbrido inteligente.

específico y, por lo tanto, es posible usar el modelo desarrollado para la detección de fallos y aún proporcionar resultados fiables en caso de mal funcionamiento o fallos en la medición. Además, si aumenta el número de variables a medir, el modelo se vuelve más complejo y produce más de una salida (una por variable estimada).

Se ha contemplado un enfoque híbrido inteligente, ya que los modelos híbridos suelen proporcionar un mejor rendimiento que los modelos globales. Como se ilustra en la Fig. 5.4, los modelos inteligentes híbridos se componen de varios submodelos internos que solo utilizan una parte del conjunto de datos completo. Estos modelos locales se entrenan con únicamente un subconjunto del conjunto de datos. El conjunto de datos completo se divide con un algoritmo de *clustering* (agrupamiento) y luego, se entrenan modelos de regresión para cada clúster (modelos locales).

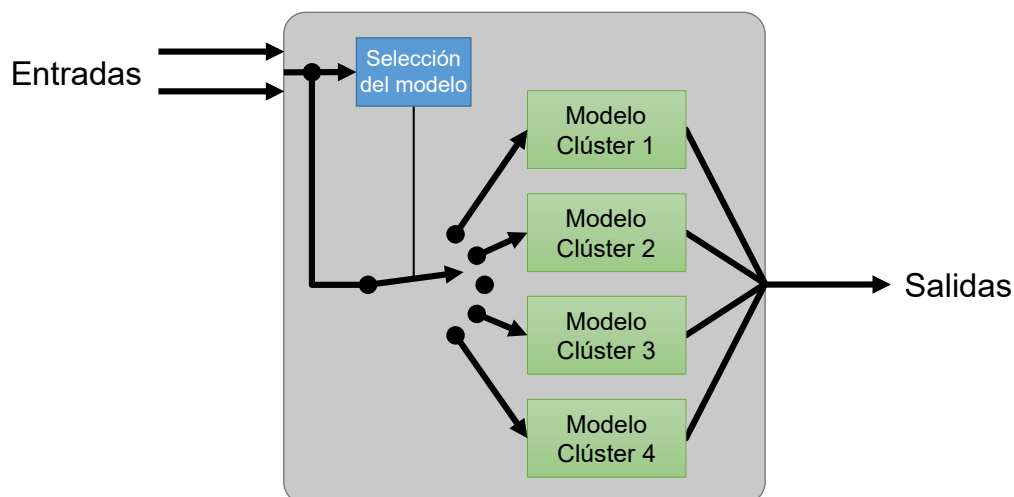


FIGURA 5.4: Configuración interna del modelo híbrido inteligente.

El modelo híbrido inteligente representa un sensor virtual que puede utilizarse en diferentes situaciones, como cuando se desea determinar una variable que carece de un sensor real o para realizar la detección de fallos en un sensor real. En este trabajo se ha desarrollado el modelo

híbrido con el propósito de realizar la detección de fallos en un sensor específico del analizador de gas portátil, es decir, el sensor TCD que mide la concentración de hidrógeno en el gas pobre. Por lo tanto, si el sensor real produce valores no fiables o nulos, el sensor virtual desarrollado en este trabajo de investigación podría asegurar mediciones válidas todo el tiempo.

5.3.1 Procedimiento de desarrollo del modelo

El procedimiento seguido para desarrollar el modelo híbrido se representa esquemáticamente en la Fig. 5.5. Consta de cuatro fases consecutivas, que se describen a continuación:

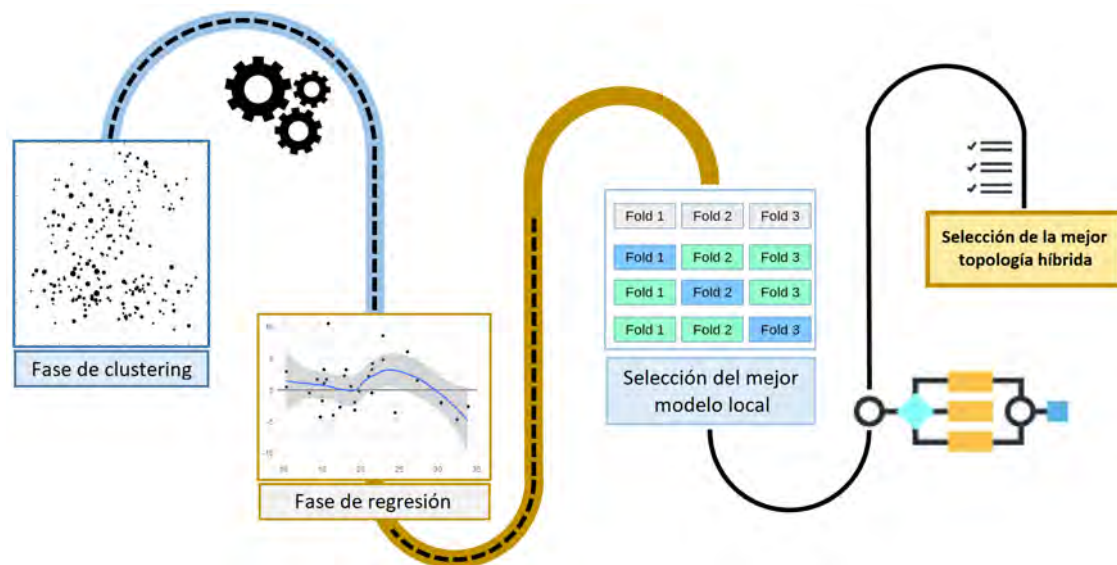


FIGURA 5.5: Diagrama de flujo para desarrollar el modelo híbrido inteligente.

1. El primer paso es la fase de agrupamiento, en la que el conjunto de datos se divide varias veces para crear los diferentes clústeres que componen el modelo híbrido. Como el algoritmo de agrupamiento utilizado en este trabajo no detecta el número óptimo de clústeres, se crearon varios conjuntos de clústeres.
2. Tras la fase de agrupamiento, se entrenaron varios algoritmos de regresión en cada clúster. Además, si el algoritmo de regresión tenía diferentes configuraciones internas, las diferentes configuraciones se consideraron como diferentes modelos locales.
3. En el tercer paso, se identifica el mejor algoritmo de regresión para cada clúster. En esta fase, se ha utilizado la validación cruzada k -fold para determinar el rendimiento de cada algoritmo de regresión. Los modelos locales se entrenaron nuevamente con el mejor algoritmo para cada clúster usando, en esta ocasión, todos los datos disponibles para cada clúster.
4. Finalmente, se debe elegir la configuración híbrida. Como se ha mencionado anteriormente, dado que se crearon varios conjuntos de clústeres, esta fase verifica las

diferentes configuraciones híbridas con diferentes conjuntos de datos, que inicialmente se habían aislado del resto del procedimiento de entrenamiento. Es particularmente importante que este conjunto de datos contenga datos de todos los clústeres para permitir la prueba de todas las configuraciones posibles.

5.3.2 Algoritmos de inteligencia artificial

En esta sección, se describen todos los diferentes algoritmos utilizados en este capítulo.

5.3.2.1 *k*-medias

El algoritmo de agrupamiento que se ha utilizado para dividir el conjunto de datos es el algoritmo *k*-medias. Este es uno de los algoritmos no supervisados más conocidos y utilizados para crear clústeres. El conjunto de datos y el número de clústeres (*k*) deben especificarse como entradas, mientras que las salidas son los centroides y los clústeres de datos [55-57].

Cada centroide se calcula como el centro de cada clúster. Los centroides constituyen el único criterio necesario para asignar nuevos datos a un clúster. Este algoritmo generalmente utiliza la distancia euclidiana para asignar las muestras a cada clúster, y cuando se crean los grupos, se asignan muestras nuevas al clúster definido por el centroide más cercano [58].

El procedimiento para entrenar el algoritmo se puede resumir en los siguientes pasos [59, 60]:

- Primero, los centroides se eligen aleatoriamente del conjunto de datos; *k* muestras se definen como centroides.
 1. Todas las muestras se asignan al clúster definido por su centroide más cercano.
 2. Los nuevos centroides se calculan como los centros de cada nuevo clúster.
- El procedimiento de entrenamiento consiste en repetir los dos pasos anteriores hasta que los centroides permanezcan prácticamente sin cambios entre dos iteraciones consecutivas.

5.3.2.2 Redes neuronales artificiales

Un algoritmo de inteligencia artificial de uso común para realizar la regresión es la red neuronal artificial (ANN, por sus siglas en inglés). Este algoritmo se crea con la asociación de varias neuronas artificiales, que son las unidades más simples. Cada neurona consta de varias entradas y una función de activación, que se elige en función de la configuración y el uso del algoritmo (regresión o clasificación). Las ANN proporcionan buenos resultados cuando las entradas al modelo no se hallan en el rango del conjunto de entrenamiento [61, 62].

Las neuronas se organizan en tres tipos de capas: la capa de entrada, la capa oculta y la capa de salida. Todas las neuronas en la misma capa tienen las mismas entradas y salidas. Cada neurona suma todas las entradas ponderadas, incluyendo un valor de sesgo (en inglés, *bias*), y luego, la función de activación se calcula como resultado de esta suma. El número de neuronas en las capas

de entrada y salida, respectivamente, depende de las entradas y salidas del modelo. Sin embargo, el número de capas ocultas y el número de neuronas por capa oculta depende de la configuración particular utilizada para cada modelo [63-65].

En este trabajo de investigación, la configuración utilizada para el modelo ANN ha sido un perceptrón multicapa (MLP, por sus siglas en inglés), que es una red neuronal de avance con una sola capa oculta. La función de activación de las neuronas internas se ha establecido como la tangente sigmoideal, mientras que la neurona de la capa de salida se ha definido mediante una función lineal. Dado que el modelo tiene como única salida la concentración de hidrógeno, la capa de salida cuenta con una sola neurona. Se han entrenado varios modelos con diferentes neuronas en la capa oculta.

5.3.2.3 Máquinas de vectores de soporte para regresión

Las máquinas de vectores de soporte para regresión (SVMR, por sus siglas en inglés) son un algoritmo de inteligencia artificial utilizado principalmente en clasificación que consiste en formar un hiperplano óptimo para separar datos que pertenecen a diferentes clases. Para utilizar este algoritmo en aplicaciones de regresión, se realiza una transformación de los datos para representarlos en un nuevo espacio de alta dimensión. Luego, se entrena una regresión lineal en este nuevo espacio multidimensional.

En este trabajo se ha utilizado una modificación del algoritmo original, que incluye una función de ajuste automático o autoajuste para calcular el vector de pesos (γ) y el ancho del kernel (σ). Esta modificación se conoce como regresión de vectores de soporte de mínimos cuadrados (LS-SVR) [66, 67].

5.3.2.4 Regresión polinómica

El último algoritmo utilizado en este trabajo de investigación es la regresión polinómica. Este algoritmo utiliza funciones simples para calcular la salida del modelo. Estas funciones básicas dependen del orden de cada algoritmo en particular y del número de entradas [68-71]. Como ejemplos, las Ecs. (5.5) y (5.6) muestran las funciones de un modelo de regresión polinómica con dos entradas, x_1 y x_2 , para el primer y segundo orden, respectivamente.

$$F(x) = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 \quad (5.5)$$

$$F(x) = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 + b_3x_1x_2 + b_4x_1^2 + b_5x_2^2 \quad (5.6)$$

5.3.3 Procesamiento de datos

El conjunto de datos utilizado en este trabajo de investigación se recopiló con un intervalo de tiempo de muestreo constante de 10 segundos entre muestras consecutivas y contiene un total de

26 839 muestras con 8 variables cada una. Los datos incluyen la composición volumétrica (H_2 , CO, CO_2 , CH_4 , C_nH_m , O_2 , N_2) y el PCI del gas pobre. La Tabla 5.3 presenta la distribución por cuartiles y los valores medios del conjunto de datos utilizado para desarrollar el modelo híbrido inteligente, además de la concentración de N_2 y el PCI. El PCI medio del gas pobre fue de 4,62 MJ/Nm³, mientras que el PCI máximo alcanzó los 5,52 MJ/Nm³. Como se puede comprobar en los valores mínimos y máximos de los porcentajes de volumen recogidos en la Tabla 5.3, se incluyen varias muestras de la fase de arranque de la planta de gasificación, donde se registraron composiciones de aire puro y de gas muy pobre.

TABLA 5.3: Distribución por cuartiles y valores medios del conjunto de datos.

Parámetro	Unit	Mínimo	Primer cuartil	Mediana	Tercer cuartil	Máximo	Media
H_2	vol. %	0,00	15,52	16,69	17,73	20,81	15,3030
CO	vol. %	0,00	10,35	11,89	14,33	28,28	12,3126
CO_2	vol. %	0,00	11,08	13,29	14,32	16,89	11,9922
CH_4	vol. %	0,00	2,09	2,72	3,38	4,47	2,5960
C_nH_m	vol. %	0,00	0,13	0,16	0,21	0,36	0,1675
O_2	vol. %	0,15	0,70	0,87	1,04	20,68	2,0800
N_2^a	vol. %	47,96	52,19	53,55	54,83	81,82	55,5475
PCI ^b	MJ/Nm ³	0,00	4,46	4,62	4,71	5,52	4,2806

^a La concentración de N_2 se determina por diferencia.

^b El PCI se estima a través de una correlación lineal, como se indica en la Ec. (5.1).

Cabe destacar que el hidrógeno fue, durante la mayor parte del tiempo, el principal gas combustible en la composición volumétrica del gas pobre, con una relación molar H_2/CO media de algo más de 1,35. Solo durante la fase de arranque de la planta de gasificación, la concentración volumétrica de monóxido de carbono fue notablemente superior a la de hidrógeno. La Fig. 5.6 muestra un histograma de la relación molar H_2/CO , en el que se observa que la mayoría de las muestras (~85 %) tienen una relación H_2/CO entre 0,8 y 1,8. De hecho, el gas pobre o gas de síntesis de la gasificación de biomasa habitualmente se caracteriza por una relación molar media H_2/CO en el rango de 0,8–1,5 [72]. Como se observa en la Fig. 5.6, la concentración media del hidrógeno en el gas pobre procedente de la gasificación del orujillo peletizado fue relativamente alta. El hidrógeno podría separarse del gas pobre mediante un proceso de purificación aguas abajo para su uso como vector energético libre de carbono o como materia prima para la producción de combustibles sintéticos renovables. Sin embargo, para la mayoría de las síntesis químicas de combustibles portadores de hidrógeno basados en carbono (p. ej., la síntesis de metanol, la síntesis de Fischer–Tropsch o la reacción de metanación para la producción de gas natural sintético), se requiere una relación molar H_2/CO de al menos 2 [73]. Así pues, para el uso aguas abajo del gas pobre como gas de síntesis, además de separar inertes como el nitrógeno y el argón, esta relación debe ajustarse en un reactor catalítico independiente antes del reactor de

síntesis, donde algo de monóxido de carbono se convertiría en hidrógeno por medio de la reacción directa de desplazamiento del gas de agua. Dado que el procesamiento posterior aumenta considerablemente los costes de inversión y operación, la producción combinada de electricidad y calor actualmente parece ser la aplicación más adecuada y fácilmente disponible para el gas pobre.

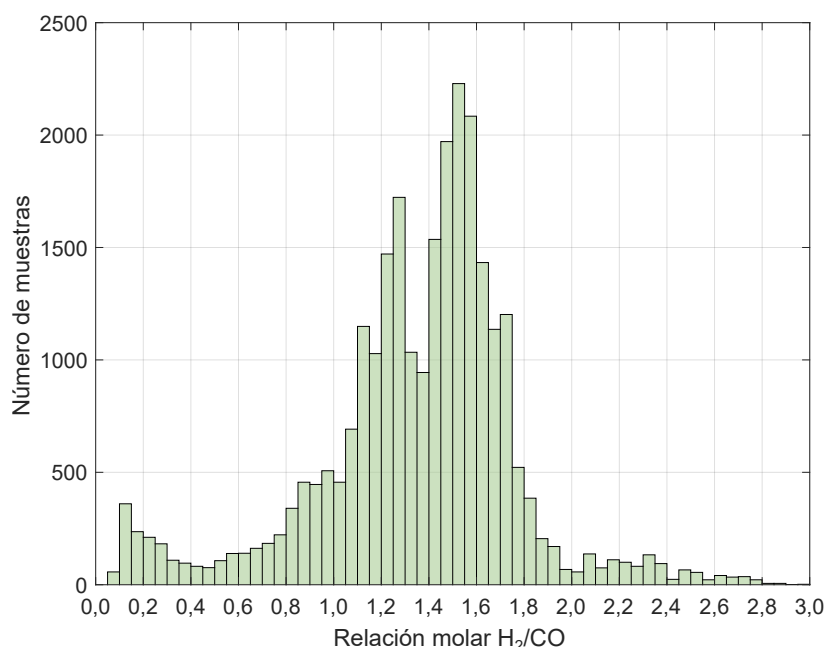


FIGURA 5.6: Histograma de la relación molar H_2/CO en el gas pobre.

Al comienzo del proceso de modelado, se aisló un subconjunto del conjunto de datos completo que contenía el 5 % de los datos para realizar una prueba de validación con el modelo híbrido final. En consecuencia, el conjunto de datos de validación incluye 1342 muestras elegidas al azar. El resto del conjunto de datos se normalizó para crear el modelo híbrido inteligente. Además, una vez dividido el conjunto de datos en clústeres, se creó otro conjunto de datos de prueba con el 5 % de los datos de cada clúster con el fin de determinar la mejor configuración híbrida.

En la Fig. 5.7 se muestran los coeficientes de correlación lineal de Pearson entre todos los pares de variables de entrada normalizadas en una matriz de gráficos. A lo largo de la diagonal de la matriz aparecen los histogramas de cada variable, mientras que fuera de la diagonal aparecen los diagramas de dispersión de pares de variables. Las pendientes de las líneas de regresión por mínimos cuadrados en los diagramas de dispersión son iguales a los coeficientes de correlación que se muestran en la esquina superior derecha. Cabe señalar que la concentración de monóxido de carbono (CO) está inversamente correlacionada con las concentraciones de la mayoría de los demás componentes gaseosos en el gas pobre. Se observa una correlación positiva particularmente alta entre las concentraciones de dióxido de carbono (CO_2) e hidrocarburos (CH_4 y C_nH_m). Este comportamiento se puede atribuir principalmente a la reacción directa de desplazamiento del gas de agua en combinación con la reacción de

metanación, las cuales transcurren en fase gaseosa y son moderadamente exotérmicas. La reacción directa de desplazamiento del gas de agua produce CO_2 y H_2 a partir de CO y H_2O , mientras que la reacción de metanación es el proceso inverso de la reacción de reformado con vapor del metano.

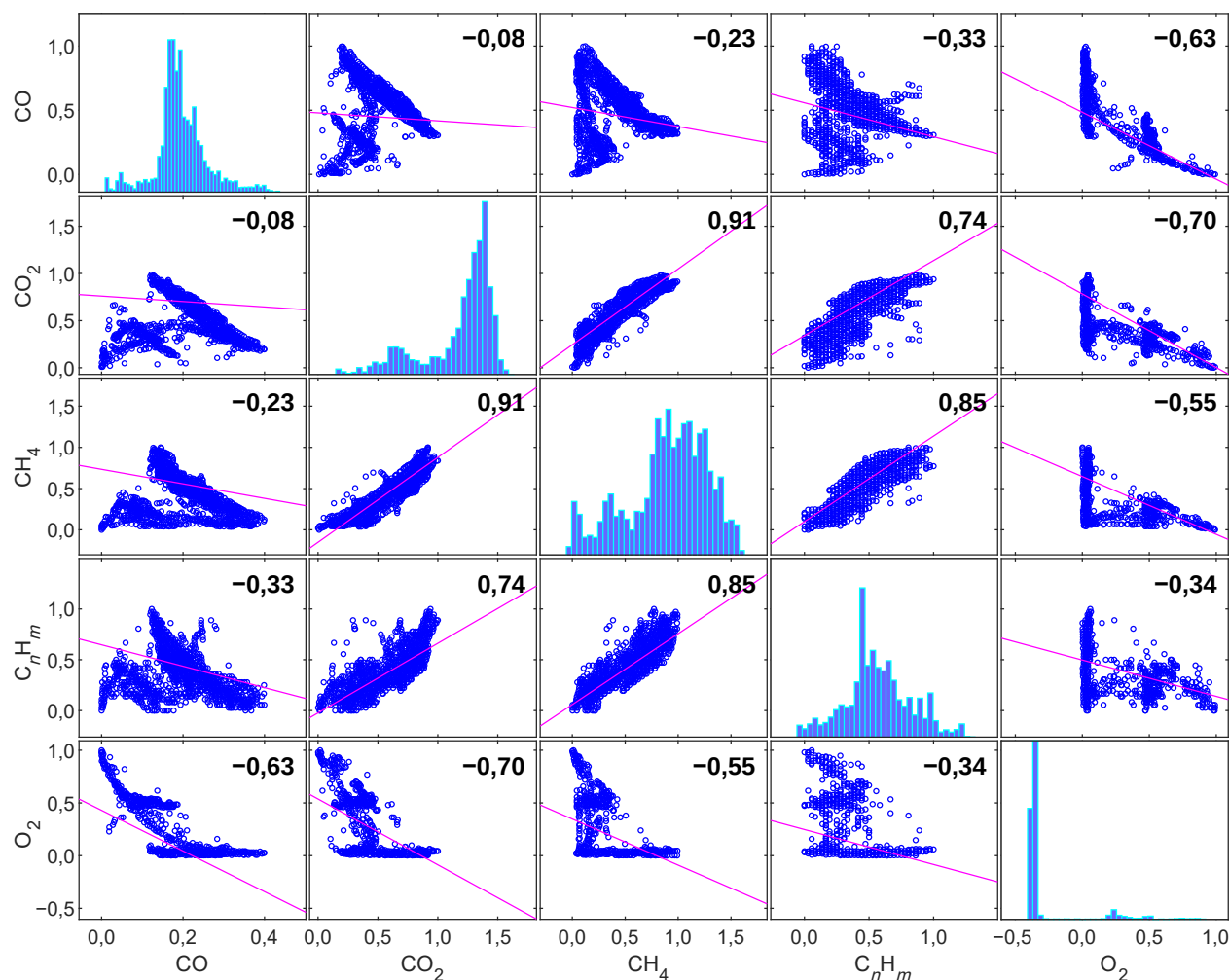


FIGURA 5.7: Matriz de correlación de Pearson entre todos los pares de variables de entrada al modelo híbrido inteligente.

5.3.4 Métricas de rendimiento

Para evaluar el rendimiento de cada modelo de regresión creado en los clústeres, se ha utilizado la validación cruzada *k-fold* con 10 *folds* (grupos) en cada modelo local. El procedimiento de validación cruzada divide los datos de entrenamiento en 10 grupos y luego usa 9 de estos grupos para entrenar y el último para probar el modelo. Este procedimiento se ha repetido 10 veces hasta que todos los grupos creados con el propósito de validaciones cruzadas fueron utilizados en las pruebas. En este punto, todas las muestras de un clúster se han usado para probar el modelo y es posible evaluar el rendimiento de cada modelo local.

En este trabajo se han utilizado cuatro métricas de error: el error cuadrático medio (ECM),

el error absoluto medio (EAM), el error absoluto medio porcentual (EAMP) y el error cuadrático medio normalizado (ECMN). Las Ecs. (5.7), (5.8), (5.9) y (5.10) indican cómo se calcula cada error. En la Ref. [74] se proporciona una revisión exhaustiva de los errores de predicción.

$$ECM = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (\hat{y}_i - y_i)^2 \quad (5.7)$$

$$EAM = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |\hat{y}_i - y_i| \quad (5.8)$$

$$EAMP = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{|\hat{y}_i - y_i|}{|y_i|} \quad (5.9)$$

$$ECMN = \frac{ECM}{\sigma^2} \quad (5.10)$$

Las ecuaciones anteriores requieren los siguientes parámetros estadísticos:

- n : número total de muestras en cada clúster.
- $\hat{y}_i$: valor estimado.
- y_i : valor medido.
- σ : varianza de la distribución del error.

5.4 Resultados

Los resultados de este capítulo están estructurados en cuatro subsecciones diferentes. La primera parte aborda los resultados de la fase de agrupamiento. Posteriormente, se discuten los resultados de la fase de regresión y la selección de la configuración híbrida. Finalmente, el modelo híbrido se prueba con un conjunto de datos específico. El conjunto de datos inicial, como se ha mencionado anteriormente, se dividió para crear tres conjuntos de datos diferentes:

1. Inicialmente, el conjunto de datos de validación se aisló desde el comienzo del proceso de modelado.
2. El segundo conjunto de datos se utilizó para elegir la configuración híbrida. Para crear este conjunto de datos y garantizar que se incluyeran muestras de todos los clústeres, se utilizó el 5 % de los datos de cada clúster.
3. El último conjunto de datos se utilizó para crear los modelos en los clústeres. Los modelos de regresión se desarrollaron con este conjunto de datos.

5.4.1 Resultados de la fase de agrupación

Como se ha mencionado anteriormente, se ha utilizado el algoritmo k -medias para dividir el conjunto de datos en varios clústeres. Este algoritmo presenta dificultades con los mínimos locales durante el entrenamiento dependiendo de los centroides iniciales. Para evitar estos inconvenientes, se ha utilizado el algoritmo k -medias 20 veces para crear el mismo número de clústeres, cada vez con centroides iniciales aleatorios.

Se han creado un total de 9 configuraciones híbridas, con un número creciente de clústeres, que van de 2 a 10. En consecuencia, se han evaluado 10 configuraciones diferentes: el modelo global y 9 modelos híbridos. La Tabla 5.4 indica el número de muestras incluidas en cada clúster, donde cada columna representa una configuración diferente. La configuración global con un clúster está a la izquierda, mientras que las configuraciones híbridas se abrevian como Hyb., con una cantidad de clústeres que varía de 2 a 10.

TABLA 5.4: Número de muestras para cada clúster.

	Global	Hyb. 2	Hyb. 3	Hyb. 4	Hyb. 5	Hyb. 6	Hyb. 7	Hyb. 8	Hyb. 9	Hyb. 10
C-1	24222	4618	2681	2217	1802	341	341	345	344	344
C-2		19604	7808	2667	2666	1794	1458	1180	1165	1153
C-3			13733	9261	4514	2337	2340	1180	1176	1178
C-4				10076	6431	4515	2926	1433	1181	1179
C-5					8808	6429	4278	2928	1417	1378
C-6						8808	5468	4231	2571	1847
C-7							7413	5509	4581	2584
C-8								7417	5596	3887
C-9									6189	4944
C-10										5729

5.4.2 Resultados de la fase de regresión

Los resultados de la fase de modelado se recogen en las Tablas 5.5 y 5.6. Estas tablas muestran los mejores valores obtenidos para el ECM y el EAM en todos los modelos locales. Estos valores de error se han obtenido utilizando la validación cruzada k -fold con $k = 10$. Esta técnica de validación cruzada divide los datos de los clústeres en k grupos y utiliza $k - 1$ grupos para entrenar un modelo, cuyo rendimiento finalmente se prueba con el último grupo. El procedimiento de validación se repitió k veces hasta que todos los grupos se utilizaron como datos de prueba. Al final de este proceso, se calculó el error utilizando todos los datos disponibles en cada clúster. Este procedimiento de validación asegura valores de error más realistas que los de una validación mediante el método de retención (*holdout*).

TABLA 5.5: Valores de error cuadrático medio (ECM) para cada mejor modelo local ($\times 10^{-3}$).

	Global	Hyb. 2	Hyb. 3	Hyb. 4	Hyb. 5	Hyb. 6	Hyb. 7	Hyb. 8	Hyb. 9	Hyb. 10
C-1	0,3263	0,4715	0,3940	0,6547	0,4963	0,1119	0,0953	0,1135	0,1024	0,0684
C-2		0,2109	0,5591	0,4646	0,3349	0,5123	0,5096	0,1765	0,4519	0,4883
C-3			0,1439	0,1155	0,1327	0,4444	0,4357	0,4320	0,3657	0,4372
C-4				0,4664	0,5132	0,1177	0,7369	0,4878	0,2105	0,2310
C-5					0,0804	0,4043	0,1319	0,7734	0,7786	0,7952
C-6						0,0662	0,1738	0,1182	0,0462	0,0373
C-7							0,0505	0,1893	0,1007	0,5504
C-8								0,0521	0,2733	0,0178
C-9									0,0634	0,2363
C-10										0,0451

TABLA 5.6: Valores de error absoluto medio (EAM) para cada mejor modelo local.

	Global	Hyb. 2	Hyb. 3	Hyb. 4	Hyb. 5	Hyb. 6	Hyb. 7	Hyb. 8	Hyb. 9	Hyb. 10
C-1	0,0109	0,0129	0,0086	0,0170	0,0139	0,0059	0,0052	0,0061	0,0049	0,0041
C-2		0,0059	0,0156	0,0098	0,0097	0,0142	0,0142	0,0068	0,0135	0,0146
C-3			0,0040	0,0041	0,0073	0,0105	0,0101	0,0116	0,0094	0,0102
C-4				0,0113	0,0129	0,0070	0,0192	0,0140	0,0066	0,0074
C-5					0,0036	0,0110	0,0074	0,0194	0,0190	0,0182
C-6						0,0039	0,0078	0,0070	0,0036	0,0031
C-7							0,0032	0,0081	0,0057	0,0167
C-8								0,0034	0,0091	0,0027
C-9									0,0035	0,0086
C-10										0,0031

Se ha utilizado el procedimiento de entrenamiento mediante la validación cruzada *k-fold* para todos los algoritmos de regresión descritos anteriormente. Los tres algoritmos se han probado con las siguientes configuraciones:

- Los modelos MLP se han configurado con una sola capa oculta y con una función de activación tangente sigmoidal en todas las neuronas, excepto en la capa de salida, que utiliza una función de activación lineal. Estos modelos de regresión se han ajustado utilizando el algoritmo de Levenberg–Marquardt y se probaron con diferente número de neuronas en la capa oculta (de 1 a 15). Estos modelos se han designado como «ANN*» en las tablas de resultados, donde «*» representa el número de neuronas en la capa oculta, y cada uno de estos modelos se probó como modelos individuales (es decir, como algoritmos diferentes).

- Los modelos LS-SVR se han entrenado utilizando una función de autoajuste para ajustar los parámetros internos. Con esta función, solo se crea un modelo para cada los datos de cada clúster, designado en las tablas como «LS-SVR».
- El último algoritmo de regresión es el algoritmo de regresión polinómica, que se ha probado con el primer y segundo orden del modelo polinómico. Este algoritmo se habría designado en las tablas como «Poly*», donde «*» indica el orden del modelo polinómico, pero no aparece, dado que solo se muestran los algoritmos de mejor rendimiento.

La Tabla 5.7 muestra los algoritmos de regresión óptimos para cada modelo local. Cabe destacar que las tablas incluidas en este trabajo son un resumen de todos los resultados. Para seleccionar los algoritmos con mejor rendimiento, se han probado 18 modelos para cada clúster: 15 redes neuronales artificiales, 1 regresión de vectores de soporte y 2 regresiones polinómicas.

TABLA 5.7: Mejor algoritmo de regresión para cada modelo local.

	Global	Hyb. 2	Hyb. 3	Hyb. 4	Hyb. 5	Hyb. 6	Hyb. 7	Hyb. 8	Hyb. 9	Hyb. 10
C-1	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	ANN7	LS-SVR	ANN7	LS-SVR	LS-SVR
C-2		LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR
C-3			LS-SVR	LS-SVR	ANN15	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR
C-4				LS-SVR	LS-SVR	ANN15	ANN5	LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR
C-5					LS-SVR	LS-SVR	ANN14	ANN15	ANN13	ANN15
C-6						LS-SVR	LS-SVR	ANN15	LS-SVR	LS-SVR
C-7							LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR	ANN14
C-8								LS-SVR	LS-SVR	LS-SVR
C-9									LS-SVR	LS-SVR
C-10										LS-SVR

Una vez seleccionado el mejor algoritmo de regresión para cada modelo local, fue necesario volver a entrenar los modelos. Como se ha utilizado la validación cruzada *k-fold*, se entrenaron 10 modelos con el algoritmo de mejor rendimiento; pero ninguno de ellos con todos los datos del clúster en fase de entrenamiento. Luego, se entrenaron nuevos modelos con todos los datos del clúster utilizando el algoritmo de regresión de mejor rendimiento, que se identificó como el que tenía el ECM más bajo.

5.4.3 Selección de la mejor configuración híbrida

Para establecer la configuración híbrida interna final, se ha utilizado el segundo conjunto de datos descrito al comienzo de la sección de resultados. Estos datos se han utilizado como entradas para todos los modelos completos posibles (el modelo global y los nueve modelos híbridos), y se han calculado los parámetros de rendimiento para todas las configuraciones. La Tabla 5.8 recoge el ECM para todos los modelos híbridos, en la que se puede apreciar que la mejor configuración

híbrida consta de 6 submodelos internos locales.

TABLA 5.8: Valores error cuadrático medio (ECM) para cada configuración híbrida ($\times 10^{-4}$).

Global	Hyb. 2	Hyb. 3	Hyb. 4	Hyb. 5	Hyb. 6	Hyb. 7	Hyb. 8	Hyb. 9	Hyb. 10
3,0496	1,4504	1,2210	1,1608	1,3909	0,9481	1,6131	1,6305	1,1987	1,5477

5.4.4 Resultados de la prueba

La Tabla 5.9 resume los resultados de la prueba final, que, como se ha indicado anteriormente, se ha realizado en un conjunto de datos que contenía 1342 muestras que se aisló al comienzo del procedimiento de creación del modelo. La Tabla 5.9 incluye las métricas de error con valores reales y con valores normalizados, los cuales son razonablemente buenos. El ECM para la predicción de la concentración de hidrógeno en el gas pobre es de aproximadamente 0,086, lo que corresponde a un error de estimación de aproximadamente un 0,134 % en volumen, ya que las unidades del EAM son las unidades reales de las variables.

TABLA 5.9: Métricas de rendimiento para la mejor configuración híbrida.

	ECM	EAM	ECMN
Configuración híbrida con 6 modelos locales	0,0863	0,1343	0,043
(con valores normalizados)	$2,0027 \cdot 10^{-4}$	0,0065	

Como ejemplo, la Fig. 5.8 presenta un diagrama de dispersión de varias mediciones independientes de la concentración de hidrógeno que se utilizaron en esta prueba. El gráfico superior muestra los valores medidos (círculos púrpuras) y los valores estimados (cruces verdes) utilizando el modelo híbrido inteligente. El gráfico inferior indica el error absoluto (círculos azules) de cada predicción, que se mantuvo constantemente por debajo del 2 % en volumen.

En un trabajo relacionado, Özbas et al. [42] desarrollaron cuatro modelos de regresión detallados basados en algoritmos supervisados (LR, k -NN, SVMR y DTR) para predecir la concentración de hidrógeno en el gas de síntesis de la pirólisis/gasificación de huesos de aceituna en un gasificador *updraft* a escala de laboratorio. Se consideraron como datos de entrada parámetros de operación como tiempo, temperatura, poder calorífico y concentraciones de monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano y oxígeno. En los cuatro modelos diferentes, los valores de EAM estuvieron por debajo del 1 % en volumen, lo que indica que las estimaciones de la concentración de hidrógeno estuvieron muy cerca de los valores reales. En particular, el algoritmo con mejor rendimiento fue LR, con un EAM igual a 0,007 %, a diferencia del SVMR, que arrojó un EAM de 0,762 %. En otro trabajo, George et al. [36] utilizaron una red neuronal artificial (ANN, por sus siglas en inglés) de avance con múltiples capas para predecir la

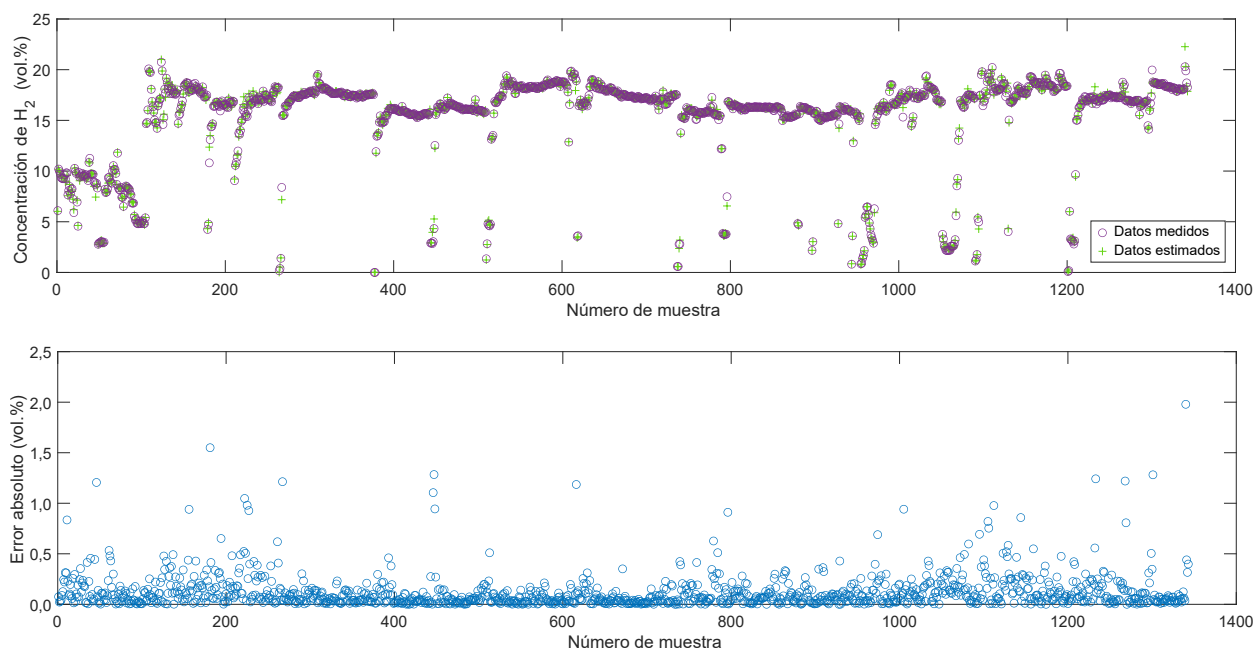


FIGURA 5.8: Gráficos de dispersión de la prueba de predicción de la concentración de hidrógeno. Gráfico superior: datos medidos (círculos púrpuras) y datos estimados (cruces verdes). Gráfico inferior: error absoluto (círculos azules).

composición del gas pobre procedente de la gasificación con aire de diferentes materias primas de biomasa (cáscara de café, cáscara de coco, cáscara de cacahuete, bagazo de caña de azúcar y serrín) en un gasificador de lecho fluidizado. El modelo ANN desarrollado, que fue entrenado mediante el algoritmo de retropropagación de Levenberg–Marquardt, constaba de siete variables de entrada, cuatro variables de salida y una capa oculta con quince neuronas. Las métricas de rendimiento del modelo ANN estuvieron dentro de un límite satisfactorio, con un ECM del 0,71 %. Sin perjuicio de lo anterior, cabe señalar que las métricas de rendimiento de estos trabajos no son estrictamente comparables con las del presente trabajo, ya que las variables y datos de entrada a cada modelo son diferentes, además del tipo de gasificador y las propiedades fisicoquímicas de la materia prima.

5.5 Conclusiones y trabajos futuros

Este capítulo se ha centrado en el desarrollo de un modelo híbrido inteligente para predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de una planta de gasificación experimental que consta de un gasificador *downdraft* alimentado con orujillo peletizado y una unidad de acondicionamiento del gas. Se obtuvieron resultados muy satisfactorios, con errores de predicción medios de tan solo un 0,134 %, como se ha podido observar anteriormente en la prueba de predicción de la concentración de hidrógeno. En consecuencia, el modelo desarrollado se puede utilizar para la detección de fallos en la medición de la concentración de hidrógeno en el gas pobre con un sensor TCD real y seguir proporcionando valores fiables en

caso de mal funcionamiento, o también como sensor virtual para apoyar o incluso evitar la necesidad de dicho sensor en la instalación experimental.

El modelo híbrido inteligente desarrollado consta de seis submodelos internos locales que combinan redes neuronales artificiales y máquinas de vectores de soporte para regresión. Cabe destacar que, aunque todos los modelos locales podrían tener una configuración similar, son diferentes, ya que fueron entrenados con diferentes conjuntos de datos.

Como trabajos futuros, cabe mencionar la posibilidad de desarrollar nuevos modelos inteligentes para predecir los restantes componentes gaseosos en el gas pobre. Además, se podrían desarrollar modelos más complejos teniendo en cuenta otras entradas, como la temperatura, la presión o los caudales. De esta manera, se podría reducir el número de sensores instalados en la instalación experimental y se podría realizar la detección de fallos en cualquiera de ellos. Se podrían realizar otros trabajos de investigación futuros en un intento de crear modelos de inteligencia artificial detallados de todas las unidades que componen la planta de gasificación experimental. Estos últimos modelos podrían utilizarse, entre otras aplicaciones, para el mantenimiento predictivo de cada unidad o para la optimización del funcionamiento de la planta.

Referencias

- [1] S. Dasappa, D. Subbukrishna, K. Suresh, P. Paul y G. Prabhu, «Operational experience on a grid connected 100 kWe biomass gasification power plant in Karnataka, India», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 15, n.º 3, págs. 231-239, 2011. DOI: [10.1016/j.esd.2011.03.004](https://doi.org/10.1016/j.esd.2011.03.004).
- [2] C. R. Coronado, J. T. Yoshioka y J. L. Silveira, «Electricity, hot water and cold water production from biomass. Energetic and economical analysis of the compact system of cogeneration run with woodgas from a small downdraft gasifier», *Renew. Energy*, vol. 36, n.º 6, págs. 1861-1868, 2011. DOI: [10.1016/j.renene.2010.11.021](https://doi.org/10.1016/j.renene.2010.11.021).
- [3] D. Prando, F. Patuzzi, G. Pernigotto, A. Gasparella y M. Baratieri, «Biomass gasification systems for residential application: An integrated simulation approach», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 71, n.º 1, págs. 152-160, 2014. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2014.06.043](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.06.043).
- [4] A. Susastriawan, H. Saptoadi y Purnomo, «Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 76, págs. 989-1003, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2017.03.112](https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.03.112).
- [5] S. J. Yoon, Y.-I. Son, Y.-K. Kim y J.-G. Lee, «Gasification and power generation characteristics of rice husk and rice husk pellet using a downdraft fixed-bed gasifier», *Renew. Energy*, vol. 42, págs. 163-167, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2011.08.028](https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.08.028).

-
- [6] E. S. Aydın, Ö. Yücel y H. Sadıkoğlu, «Experimental study on hydrogen-rich syngas production via gasification of pine cone particles and wood pellets in a fixed bed downdraft gasifier», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 44, n.º 32, págs. 17 389-17 396, 2019. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.02.175](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.175).
- [7] C. Li, Y. Shen, J. Wu, Y. Dai y C.-H. Wang, «Experimental and modeling investigation of an integrated biomass gasifier–engine–generator system for power generation and waste heat recovery», *Energy Convers. Manag.*, vol. 199, pág. 112 023, 2019. DOI: [10.1016/j.enconman.2019.112023](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112023).
- [8] M. A. Babatabar y M. Saidi, «Hydrogen production via integrated configuration of steam gasification process of biomass and water-gas shift reaction: Process simulation and optimization», *Int. J. Energy Res.*, vol. 45, n.º 13, págs. 19 378-19 394, 2021. DOI: [10.1002/er.7087](https://doi.org/10.1002/er.7087).
- [9] M. Aziz, A. Darmawan y F. B. Juangsa, «Hydrogen production from biomasses and wastes: A technological review», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 46, n.º 68, págs. 33 756-33 781, 2021. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2021.07.189](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.07.189).
- [10] M. R. Kabli et al., «H₂-rich syngas production from air gasification of date palm waste: An experimental and modeling investigation», *Biomass Conv. Bioref.*, 2022. DOI: [10.1007/s13399-022-02375-7](https://doi.org/10.1007/s13399-022-02375-7).
- [11] H. Balat y E. Kurtay, «Hydrogen from biomass – Present scenario and future prospects», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 35, n.º 14, págs. 7416-7426, 2010. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2010.04.137](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2010.04.137).
- [12] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3.^a ed. Academic Press, 2018, ISBN: 978-0-12-812992-0. DOI: [10.1016/C2016-0-04056-1](https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-1).
- [13] D. Vera, F. Jurado, K. D. Panopoulos y P. Grammelis, «Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry», *Int. J. Energy Res.*, vol. 36, n.º 3, págs. 355-367, 2012. DOI: [10.1002/er.1802](https://doi.org/10.1002/er.1802).
- [14] S. A. Archer y R. Steinberger-Wilckens, «Systematic analysis of biomass derived fuels for fuel cells», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 43, n.º 52, págs. 23 178-23 192, 2018. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2018.10.161](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.10.161).
- [15] R. G. dos Santos y A. C. Alencar, «Biomass-derived syngas production via gasification process and its catalytic conversion into fuels by Fischer Tropsch synthesis: A review», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 45, n.º 36, págs. 18 114-18 132, 2020. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.07.133](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.07.133).
- [16] H. Gruber et al., «Fischer-Tropsch products from biomass-derived syngas and renewable hydrogen», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, págs. 2281-2292, 2021. DOI: [10.1007/s13399-019-00459-5](https://doi.org/10.1007/s13399-019-00459-5).
-

-
- [17] S. Vecten, M. Wilkinson, N. Bimbo, R. Dawson y B. M. Herbert, «Hydrogen-rich syngas production from biomass in a steam microwave-induced plasma gasification reactor», *Bioresour. Technol.*, vol. 337, pág. 125 324, 2021. DOI: [10.1016/j.biortech.2021.125324](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125324).
- [18] R. H. Williams, E. D. Larson, R. E. Katofsky y J. Chen, «Methanol and hydrogen from biomass for transportation», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 1, n.º 5, págs. 18-34, 1995. DOI: [10.1016/S0973-0826\(08\)60083-6](https://doi.org/10.1016/S0973-0826(08)60083-6).
- [19] P. Nikolaidis y A. Poullikkas, «A comparative overview of hydrogen production processes», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 67, págs. 597-611, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2016.09.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.09.044).
- [20] M. Kayfeci, A. Keçebaş y M. Bayat, «Hydrogen production», en *Solar Hydrogen Production*, F. Calise, M. D. D'Accadia, M. Santarelli, A. Lanzini y D. Ferrero, eds., Academic Press, 2019, págs. 45-83, ISBN: 978-0-12-814853-2. DOI: [10.1016/B978-0-12-814853-2.00003-5](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814853-2.00003-5).
- [21] T. Lepage, M. Kammoun, Q. Schmetz y A. Richel, «Biomass-to-hydrogen: A review of main routes production, processes evaluation and techno-economical assessment», *Biomass Bioenerg.*, vol. 144, pág. 105 920, 2021. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105920](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105920).
- [22] C. Acar e I. Dincer, «Comparative assessment of hydrogen production methods from renewable and non-renewable sources», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 39, n.º 1, págs. 1-12, 2014. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2013.10.060](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2013.10.060).
- [23] V. Skoulou, A. Zabaniotou, G. Stavropoulos y G. Sakelaropoulos, «Syngas production from olive tree cuttings and olive kernels in a downdraft fixed-bed gasifier», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 33, n.º 4, págs. 1185-1194, 2008. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2007.12.051](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2007.12.051).
- [24] M. Dogru, «Experimental results of olive pits gasification in a fixed bed downdraft gasifier system», *Int. J. Green Energy*, vol. 10, n.º 4, págs. 348-361, 2013. DOI: [10.1080/15435075.2012.655351](https://doi.org/10.1080/15435075.2012.655351).
- [25] D. Vera, F. Jurado, N. K. Margaritis y P. Grammelis, «Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 23, págs. 247-257, 2014. DOI: [10.1016/j.esd.2014.09.011](https://doi.org/10.1016/j.esd.2014.09.011).
- [26] R. Aguado, D. Vera, D. A. López-García, J. P. Torreglosa y F. Jurado, «Techno-economic assessment of a gasification plant for distributed cogeneration in the agrifood sector», *Appl. Sci.*, vol. 11, n.º 2, págs. 660-678, 2021. DOI: [10.3390/app11020660](https://doi.org/10.3390/app11020660).
- [27] R. Aguado, D. Vera, F. Jurado y G. Beltrán, «An integrated gasification plant for electric power generation from wet biomass: toward a sustainable production in the olive oil industry», *Biomass Conv. Bioref.*, págs. 1-20, 2022. DOI: [10.1007/s13399-021-02231-0](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02231-0).
- [28] R. Arjona, A. García y P. Ollero, «The drying of alpeorujo, a waste product of the olive oil mill industry», *J. Food Eng.*, vol. 41, n.º 3, págs. 229-234, 1999. DOI: [10.1016/S0260-8774\(99\)00104-1](https://doi.org/10.1016/S0260-8774(99)00104-1).
-

-
- [29] Instituto para la Diversificación y el Ahorro de Energía (IDAE), *Informe de Precios de la Biomasa para Usos Térmicos*, 2020. dirección: https://www.idae.es/sites/default/files/estudios_informes_y_estadisticas/informe_precios_biomasa_usos_termicos_2t_2020.pdf.
- [30] *Economic Affairs & Promotion Unit - International Olive Council (IOC)*. dirección: <https://www.internationaloliveoil.org/what-we-do/economic-affairs-promotion-unit/>.
- [31] S. I. Patsios, K. N. Kontogiannopoulos y G. F. Banias, «Environmental impact assessment in agri-production», en *Bio-Economy and Agri-production*, Elsevier, 2021, págs. 83-116. DOI: [10.1016/b978-0-12-819774-5.00005-9](https://doi.org/10.1016/b978-0-12-819774-5.00005-9).
- [32] Agencia Andaluza de la Energía, *La bioenergía en Andalucía*. dirección: https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/Documentos/3_2_0068_20_LA_BIOENERGIA_EN_ANDALUCIA.PDF.
- [33] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno y A. Coronas, «Review and analysis of biomass gasification models», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 14, n.º 9, págs. 2841-2851, 2010. DOI: [10.1016/j.rser.2010.07.030](https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030).
- [34] R. Bijesh, P. Arun y C. Muraleedharan, «Modified stoichiometric equilibrium model for sewage sludge gasification and its validation based on experiments in a downdraft gasifier», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-021-01916-w](https://doi.org/10.1007/s13399-021-01916-w).
- [35] M. Puig-Arnavat, J. A. Hernández, J. C. Bruno y A. Coronas, «Artificial neural network models for biomass gasification in fluidized bed gasifiers», *Biomass Bioenerg.*, vol. 49, págs. 279-289, 2013. DOI: [10.1016/j.biombioe.2012.12.012](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.12.012).
- [36] J. George, P. Arun y C. Muraleedharan, «Assessment of producer gas composition in air gasification of biomass using artificial neural network model», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 43, n.º 20, págs. 9558-9568, 2018. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2018.04.007](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.04.007).
- [37] S. Sezer y U. Özveren, «Investigation of syngas exergy value and hydrogen concentration in syngas from biomass gasification in a bubbling fluidized bed gasifier by using machine learning», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 46, n.º 39, págs. 20 377-20 396, 2021. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2021.03.184](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.03.184).
- [38] R. Mikulandrić, D. Lončar, D. Böhning, R. Böhme y M. Beckmann, «Artificial neural network modelling approach for a biomass gasification process in fixed bed gasifiers», *Energy Convers. Manag.*, vol. 87, págs. 1210-1223, 2014. DOI: [10.1016/j.enconman.2014.03.036](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.03.036).
- [39] R. Mikulandrić, D. Böhning, R. Böhme, L. Helsen, M. Beckmann y D. Lončar, «Dynamic modelling of biomass gasification in a co-current fixed bed gasifier», *Energy Convers. Manag.*, vol. 125, págs. 264-276, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.04.067](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.04.067).
-

-
- [40] D. Baruah, D. Baruah y M. Hazarika, «Artificial neural network based modeling of biomass gasification in fixed bed downdraft gasifiers», *Biomass Bioenerg.*, vol. 98, págs. 264-271, 2017. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.01.029](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.01.029).
- [41] A. Y. Mutlu y Ö. Yücel, «An artificial intelligence based approach to predicting syngas composition for downdraft biomass gasification», *Energy*, vol. 165, págs. 895-901, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2018.09.131](https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.09.131).
- [42] E. E. Özbaş, D. Aksu, A. Öngen, M. A. Aydın y H. K. Özcan, «Hydrogen production via biomass gasification, and modeling by supervised machine learning algorithms», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 44, n.º 32, págs. 17 260-17 268, 2019. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.02.108](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.108).
- [43] Ö. Yücel, E. S. Aydın y H. Sadikoglu, «Comparison of the different artificial neural networks in prediction of biomass gasification products», *Int. J. Energy Res.*, vol. 43, n.º 11, págs. 5992-6003, 2019. DOI: [10.1002/er.4682](https://doi.org/10.1002/er.4682).
- [44] F. Elmaz, Ö. Yücel y A. Y. Mutlu, «Predictive modeling of biomass gasification with machine learning-based regression methods», *Energy*, vol. 191, págs. 116 541, 2020. DOI: [10.1016/j.energy.2019.116541](https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116541).
- [45] J.-L. Casteleiro-Roca et al., «Short-Term Energy Demand Forecast in Hotels Using Hybrid Intelligent Modeling», *Sensors*, vol. 19, n.º 11, págs. 2485, 2019. DOI: [10.3390/s19112485](https://doi.org/10.3390/s19112485).
- [46] J.-L. Casteleiro-Roca et al., «Solar Thermal Collector Output Temperature Prediction by Hybrid Intelligent Model for Smartgrid and Smartbuildings Applications and Optimization», *Applied Sciences*, vol. 10, n.º 13, págs. 4644, 2020. DOI: [10.3390/app10134644](https://doi.org/10.3390/app10134644).
- [47] E. Jove, J.-L. Casteleiro-Roca, H. Quintián, J. A. Méndez-Pérez y J. L. Calvo-Rolle, «Anomaly detection based on intelligent techniques over a bicomponent production plant used on wind generator blades manufacturing», *Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial*, vol. 17, n.º 1, págs. 84-93, 2020. DOI: [10.4995/riai.2019.11055](https://doi.org/10.4995/riai.2019.11055).
- [48] J.-L. Casteleiro-Roca, A. J. Barragán, F. S. Manzano, J. L. Calvo-Rolle y J. M. Andújar, «Fuel Cell Hybrid Model for Predicting Hydrogen Inflow through Energy Demand», *Electronics*, vol. 8, n.º 11, 2019. DOI: [10.3390/electronics8111325](https://doi.org/10.3390/electronics8111325).
- [49] H. Alaiz-Moretón et al., «Bioinspired Hybrid Model to Predict the Hydrogen Inlet Fuel Cell Flow Change of an Energy Storage System», *Processes*, vol. 7, n.º 11, 2019. DOI: [10.3390/pr7110825](https://doi.org/10.3390/pr7110825).
- [50] V. R. Patel, D. S. Upadhyay y R. N. Patel, «Gasification of lignite in a fixed bed reactor: Influence of particle size on performance of downdraft gasifier», *Energy*, vol. 78, págs. 323-332, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2014.10.017](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.10.017).
-

-
- [51] Hubei Cubic-Ruiyi Instrument Co. Ltd., *Portable Infrared Syngas Analyzer Gasboard 3100P User Manual*, 2017. dirección: <http://www.gas-analyzers.com/products/syngas-analyzer/Gasboard-3100P.html>.
- [52] J. Soares y A. C. Oliveira, «Experimental assessment of pine wood chips gasification at steady and part-load performance», *Biomass Bioenerg.*, vol. 139, pág. 105 625, 2020. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105625](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105625).
- [53] C.-H. Shen y J.-H. Yeah, «Long term stable Δ - Σ NDIR technique based on temperature compensation», *Appl. Sci.*, vol. 9, n.º 2, 2019. DOI: [10.3390/app9020309](https://doi.org/10.3390/app9020309).
- [54] J. Hodgkinson, R. Smith, W. O. Ho, J. R. Saffell y R. P. Tatam, «Non-dispersive infra-red (NDIR) measurement of carbon dioxide at 4.2 μ m in a compact and optically efficient sensor», *Sens. Actuators B Chem.*, vol. 186, págs. 580-588, 2013. DOI: [10.1016/j.snb.2013.06.006](https://doi.org/10.1016/j.snb.2013.06.006).
- [55] E. Jove et al., «Attempts prediction by missing data imputation in engineering degree», en *International Joint Conference SOCO'17-CISIS'17-ICEUTE'17 León, Spain, September 6–8, 2017, Proceeding*, Springer, 2017, págs. 167-176.
- [56] J. MacQueen, «Some methods for classification and analysis of multivariate observations», en *Proceedings of the Fifth Berkeley Symposium on Mathematical Statistics and Probability, Volume 1: Statistics*, 1967, págs. 281-297.
- [57] J. Moody y C. Darken, «Fast Learning in Networks of Locally-Tuned Processing Units», *Neural Comput.*, vol. 1, n.º 2, págs. 281-294, jun. de 1989. DOI: [10.1162/neco.1989.1.2.281](https://doi.org/10.1162/neco.1989.1.2.281).
- [58] J. Orallo, M. Quintana y C. Ramírez, *Introducción a la minería de datos*. Editorial Alhambra S.A., 2004.
- [59] E. Jove, J.-L. Casteleiro-Roca, H. Quintián, J.-A. Méndez-Pérez y J. L. Calvo-Rolle, «Virtual Sensor for Fault Detection, Isolation and Data Recovery for Bicomponent Mixing Machine Monitoring», *Informatica*, vol. 30, n.º 4, págs. 671-687, 2019.
- [60] P. Viñuela e I. León, *Redes de neuronas artificiales: un enfoque práctico*. Pearson Educación - Prentice Hall, 2004.
- [61] M. Galipienso, M. Quevedo, O. Pardo, F. Ruiz y M. Ortega, *Inteligencia artificial. Modelos, técnicas y áreas de aplicación*. Editorial Paraninfo, 2003.
- [62] J. González y V. Hernando, *Redes neuronales artificiales: fundamentos, modelos y aplicaciones*. RA-MA, 2000.
- [63] A. M. C. Harston y R. Pap, *Handbook of Neural Computing Applications*. Elsevier Science, 2014.
- [64] R. López y J. Fernández, *Las Redes Neuronales Artificiales*. Netbiblo, 2008.
- [65] B. del Brío y A. Molina, *Redes neuronales y sistemas borrosos*. Ra-Ma, 2006.
-

- [66] I. Steinwart y A. Christmann, *Support vector machines*. Springer Publishing Company, Incorporated, 2008.
- [67] L. Wang y J. Wu, «Neural network ensemble model using PPR and LS-SVR for stock et eorecasting», en *Advanced Intelligent Computing*, 2012, págs. 1-8. DOI: [10.1007/978-3-642-24728-6_1](https://doi.org/10.1007/978-3-642-24728-6_1).
- [68] C. Bishop, *Pattern Recognition and Machine Learning (Information Science and Statistics)*. Secaucus, NJ, USA: Springer-Verlag New York, Inc., 2006, ISBN: 0387310738.
- [69] R. Heiberger y E. Neuwirth, «Polynomial regression», en *R Through Excel*, ép. Use R, Springer New York, 2009, págs. 269-284, ISBN: 978-1-4419-0051-7. DOI: [10.1007/978-1-4419-0052-4_11](https://doi.org/10.1007/978-1-4419-0052-4_11).
- [70] X. Wu, *Optimal designs for segmented polynomial regression models and web-based implementation of optimal design software*. Stony Brook, NY, USA: State University of New York at Stony Brook, 2007, ISBN: 978-0-549-91415-0.
- [71] Z. Zhang y S. Chan, «On kernel selection of multivariate local polynomial modelling and its application to image smoothing and reconstruction», *J. Signal Process. Syst.*, vol. 64, n.º 3, págs. 361-374, 2011. DOI: [10.1007/s11265-010-0495-4](https://doi.org/10.1007/s11265-010-0495-4).
- [72] C. Pirola, A. D. Fronzo, F. Gallia, C. L. Bianchia, A. Comazzia y F. Manenti, «Biosyngas conversion by Fischer – Tropsch Synthesis: experimental results and multi-scale simulation of a PBR with high Fe loaded supported catalysts», *Chem. Eng. Trans.*, 2014. DOI: [10.3303/cet1437100](https://doi.org/10.3303/cet1437100).
- [73] R. Rauch, J. Hrbek y H. Hofbauer, «Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas», *WIREs Energy Environ.*, vol. 3, n.º 4, págs. 343-362, 2014. DOI: [10.1002/wene.97](https://doi.org/10.1002/wene.97).
- [74] M. V. Shcherbakov, A. Brebels, N. L. Shcherbakova, A. P. Tyukov, T. A. Janovsky y V. A. Kamaev, «A survey of forecast error measures», *World Appl. Sci. J.*, vol. 24, págs. 171-176, 2013. DOI: [10.5829/idosi.wasj.2013.24.itmies.80032](https://doi.org/10.5829/idosi.wasj.2013.24.itmies.80032).

A HYBRID INTELLIGENT MODEL TO PREDICT THE HYDROGEN CONCENTRATION IN THE PRODUCER GAS FROM A DOWNDRAFT GASIFIER

This chapter presents an artificial intelligence approach to predicting the hydrogen concentration in the producer gas from biomass gasification. An experimental gasification plant consisting of an air-blown downdraft fixed-bed gasifier fueled with exhausted olive pomace pellets and a producer gas conditioning unit was used to collect the whole dataset. During an extensive experimental campaign, the producer gas volumetric composition was measured and recorded with a portable syngas analyzer at a constant time step of 10 seconds. The resulting dataset comprises nearly 75 hours of plant operation in total. A hybrid intelligent model was developed with the aim of performing fault detection in measuring the hydrogen concentration in the producer gas and still provide reliable values in the event of malfunction. The best performing hybrid model comprises six local internal submodels that combine artificial neural networks and support vector machines for regression. The results are remarkably satisfactory, with a mean absolute prediction error of only 0.134% by volume. Accordingly, the developed model could be used as a virtual sensor to support or even avoid the need for a real sensor that is specific for measuring the hydrogen concentration in the producer gas.

This chapter corresponds to the research article shown below, which has been published in the International Journal of Hydrogen Energy under an open access Creative Common CC BY license.



R. Aguado, J.-L. Casteleiro-Roca, D. Vera, J.L. Calvo-Rolle

«A hybrid intelligent model to predict the hydrogen concentration in the producer gas from a downdraft gasifier»

International Journal of Hydrogen Energy, vol. 47, no. 48, p. 20755, 2022

DOI: [10.1016/j.ijhydene.2022.04.174](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.04.174)

When referencing the content within this chapter, it is preferable to cite the individual research article provided herein, rather than the Doctoral Thesis as a whole, for more specific and direct access to the original research.

SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN INTEGRADA PARA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE ALPERUJO

En este capítulo se evalúa una planta de gasificación integrada para la generación simultánea de electricidad renovable y el secado de alperujo, un lodo espeso con una humedad cercana al 60–70 % (base húmeda), que constituye con diferencia el subproducto más abundante en la industria oleícola española. Debido a su enorme producción y crecientes costes de transporte asociados, la gestión del alperujo representa actualmente un desembolso importante para las almazaras. La planta de gasificación integrada, que puede instalarse directamente en las almazaras, consta de una peletizadora, un gasificador *downdraft* en operación autotérmica alimentado con orujo seco peletizado, una unidad de enfriamiento y limpieza del gas pobre y una microturbina como unidad de generación eléctrica. El alperujo producido de forma continua en las almazaras se seca finalmente en un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo con los gases de combustión calientes procedentes de la microturbina a temperaturas cercanas a los 300 °C, lo que permite un funcionamiento autosuficiente de la planta de gasificación integrada. La planta de gasificación integrada se ha modelado utilizando el simulador de procesos Aspen Plus. El modelo desarrollado ha sido validado con resultados experimentales y de simulación de trabajos relevantes. En condiciones óptimas de funcionamiento, el rendimiento eléctrico de la planta propuesta es del 18,8 %, mientras que la etapa adicional de secado permite alcanzar un rendimiento global del 51,0 %. El consumo de electricidad de la peletizadora y los equipos auxiliares representa el 10–20 % de la generación de energía eléctrica neta de la microturbina. Sin embargo, dado que la planta de gasificación integrada se alimenta con un subproducto económico de la producción de aceite de oliva que se produce localmente en

abundantes cantidades, los parámetros operativos de la planta son notablemente satisfactorios.

6.1 Introducción

El cultivo de olivos (*Olea europaea* L.) para la producción de aceite de oliva es una práctica muy arraigada en la cuenca mediterránea desde hace milenios. La mayor superficie de olivar del mundo se encuentra actualmente en España, con más de 2,5 millones de hectáreas [1], lo que representa más de la mitad de la superficie total dedicada a este cultivo en Europa. En cuanto a la producción de aceite de oliva, España también ocupa la primera posición en el mundo, con una producción anual de unos 1,35 millones de toneladas métricas de media en los últimos diez años, lo que supone alrededor del 50 % de la producción mundial [2]. El sector oleícola español tiene una distribución centralizada, con más de 1800 almazaras en funcionamiento, siendo Andalucía la región más representativa, con unas 800 almazaras grandes y medianas y aproximadamente el 75 % de la producción nacional de aceite de oliva [2, 3]. Hasta la década de 1990, la industria oleícola española se basaba en el sistema de decantación en tres fases [4]. Aunque los decantadores de tres fases tienen mayor rendimiento de recuperación del aceite de oliva, también producen mayor cantidad y variedad de residuos [3]. Tras décadas de importantes inversiones en la modernización de las almazaras para reducir tanto el consumo de agua como la cantidad de residuos de las almazaras, hoy en día más del 90 % de las almazaras en España se basan en el proceso de extracción en dos fases, que se ha convertido en el principal sistema de extracción, con más del 95 % de la producción total de aceite de oliva [5]. Sin embargo, el sector oleícola aún enfrenta importantes retos de sostenibilidad ambiental en relación con la gestión y recuperación de residuos, así como la mejora de la eficiencia energética [6].

La industria oleícola española genera una gran variedad de residuos y subproductos. Su producción y propiedades fisicoquímicas dependen del método de extracción del aceite de oliva. El orujo graso húmedo (también denominado alperujo) representa el residuo más abundante en la industria oleícola española debido a su enorme producción en las almazaras. Tras el proceso de extracción en dos fases, aproximadamente el 70–75 % en peso de las aceitunas procesadas se convierte en alperujo, un lodo espeso con un alto contenido de humedad (60–70 %, base húmeda) formado por pulpa de aceituna, piel, huesos triturados y alrededor de un 2–4 % en peso de aceite de oliva [4, 6, 7]. Las principales propiedades fisicoquímicas del orujo graso se recogen en la Tabla 6.1 [8].

El alperujo debe transportarse continuamente a las plantas extractoras de aceite de orujo de oliva en camiones cisterna, ya que su acumulación en las almazaras puede provocar interrupciones en la producción y pérdidas económicas considerables [9]. En estas plantas, el alperujo húmedo procedente de las almazaras se deposita en grandes balsas para su posterior secado y extracción del aceite de orujo de oliva crudo, obteniéndose como subproducto el orujo

TABLA 6.1: Propiedades fisicoquímicas del orujo graso (proceso de extracción en dos fases).

Análisis inmediato (% en peso)		Análisis elemental (% en peso, base seca)		Otras propiedades	
Humedad (W), base húmeda	60–70 (wop) ^a	Carbono	51,3	PCI, base húmeda (MJ/kg)	17,5
	10–15 (dop) ^b	Hidrógeno	6,4	considerando W = 12,5 %	
Cenizas, base seca	5	Nitrógeno	2,0	Fusión de cenizas (°C)	>1000
Materia volátil, base seca	77,4	Azufre	0,3	Densidad aparente (kg/m ³)	780
Carbono fijo, base seca	17,6	Oxígeno (por diferencia)	35,0	Tamaño de partícula (mm)	5–10

^a wop = orujo graso húmedo, ^b dop = orujo graso seco

extractado seco u orujillo. Para poder extraer el aceite de oliva restante contenido en el alperujo, es necesaria una etapa previa de secado de gran consumo energético. La energía térmica requerida para tal fin generalmente se proporciona quemando grandes cantidades de orujillo en hornos o incluso utilizando combustibles fósiles como el gas natural en motores de combustión interna alternativos, lo que genera grandes cantidades de emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera [10]. El secado del alperujo se ha realizado tradicionalmente en secaderos de tambor rotativo continuos a gran escala, a través de los cuales se impulsa una corriente de aire a altas temperaturas (400–800 °C) y velocidades (1–7 m/s) de entrada [9]. El orujo graso seco se somete finalmente a un proceso de extracción sólido-líquido del aceite de orujo crudo con un disolvente orgánico, normalmente hexano.

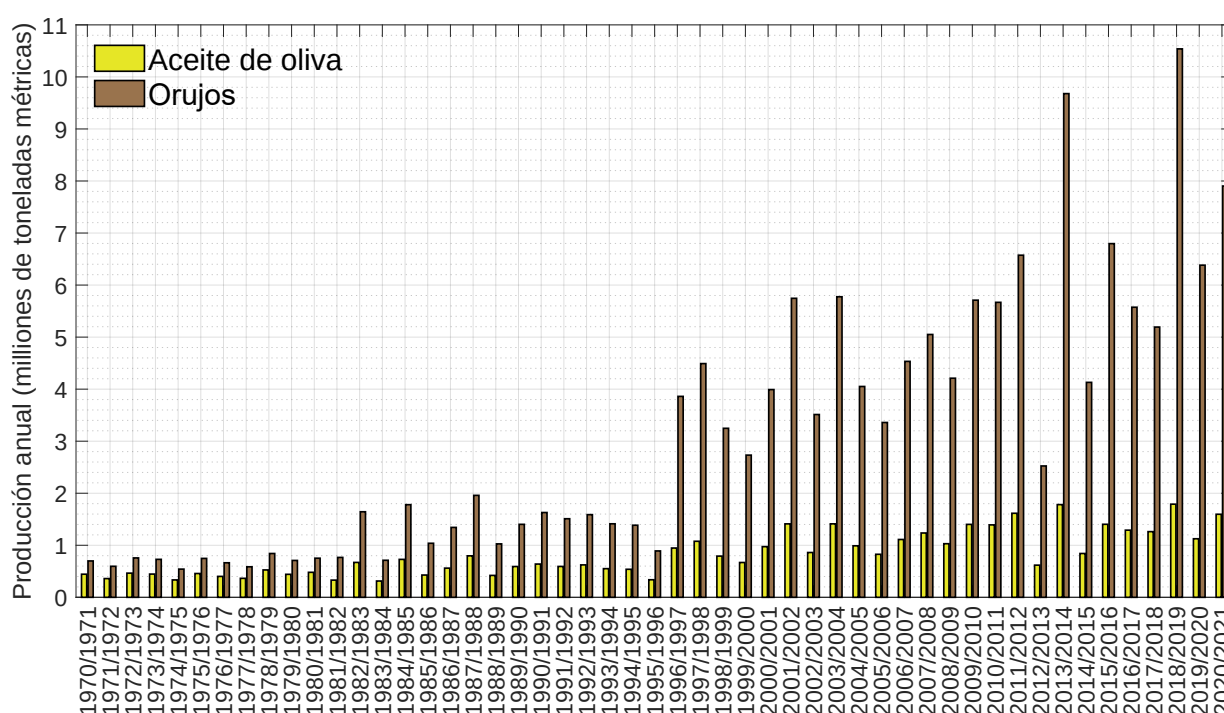


FIGURA 6.1: Producción anual de aceite de oliva virgen y orujos en España desde 1970.

Como se muestra en la Fig. 6.1, en los últimos años el aumento de la producción española de aceite de oliva ha contribuido a un fuerte crecimiento de la producción anual de orujos [2], lo que supone un notable aumento de los gastos de gestión asociados tanto para las almazaras como

para las extractoras de aceite de orujo. Cabe destacar que, hasta la década de 1990, la producción oleícola española se basaba en el proceso de extracción en tres fases, que produce una cantidad mucho menor de un subproducto similar conocido como orujo de tres fases, o simplemente orujo. Este subproducto de la producción de aceite de oliva en tres fases se caracteriza por tener una humedad en torno al 40–45 % (base húmeda) [4], mientras que el alperujo tiene una humedad cercana al 60–70 % (base húmeda) o incluso superior.

En este capítulo, se propone un enfoque alternativo para la gestión del alperujo, mediante el cual el gran volumen de alperujo que se produce continuamente en las almazaras se seca directamente *in situ*, en lugar de transportarse para su posterior secado en las plantas extractoras de aceite de orujo. El calor necesario para el proceso de secado se suministra a través de los gases de combustión calientes procedentes de un sistema combinado de microturbina–gasificador *downdraft* alimentado con orujo graso seco peletizado. En los gasificadores *downdraft*, el combustible sólido carbonoso se oxida parcialmente y se convierte en un combustible gaseoso, generalmente denominado gas pobre o gas de síntesis (sintegás) [11, 12]. Se requiere un agente gasificante (aire, oxígeno puro y/o vapor) para transformar la materia prima sólida de alto contenido de carbono en un combustible gaseoso a través de una serie de reacciones exotérmicas y endotérmicas, que determinan cuatro etapas diferentes dependiendo de la temperatura a la que ocurren: secado, pirólisis, combustión/oxidación y reducción [11]. La gasificación con aire como agente gasificante es un proceso autotérmico, por el que las reacciones exotérmicas de combustión proporcionan la energía suficiente para que se produzcan las reacciones endotérmicas responsables de la formación del gas pobre. Una vez enfriado y depurado, el gas pobre procedente de la gasificación puede utilizarse como combustible en motores de gas o microturbinas para la generación de energía eléctrica y/o producción de calor.

La operación de gasificadores *downdraft* acoplados a microturbinas ya ha sido abordada en varios trabajos [13–23], y permite la generación de energía eléctrica para autoconsumo a escala distribuida. Sin embargo, hasta el momento no se ha publicado ningún trabajo destinado a desarrollar un proceso de gasificación integrado para simultáneamente generar energía eléctrica y secar orujo graso húmedo en las proximidades de una almazara. A pesar de su menor rendimiento eléctrico neto, se ha optado por una microturbina frente a un motor de combustión interna de encendido provocado como unidad de potencia debido a su mayor disponibilidad de energía térmica en los gases de combustión [24–26]. Un uso eficaz de la energía térmica contenida en los gases de combustión para el proceso de secado del alperujo puede mejorar significativamente la viabilidad económica de las microturbinas. Aunque las microturbinas son más caras que los motores de gas tradicionales, sus requisitos de mantenimiento son mucho menos estrictos [25], debido a su tamaño compacto y menor número de partes móviles [26], con intervalos de mantenimiento que oscilan entre 5000 y 8000 horas [27]. Además, las emisiones de contaminantes atmosféricos como el monóxido de carbono, hidrocarburos no quemados y óxidos de nitrógeno en los gases de combustión de las microturbinas son considerablemente

más bajas que las de un motor de gas de tamaño similar, que opere con el mismo caudal másico de gas pobre [16].

6.2 Descripción de la planta y modelado del proceso

En la Fig. 6.2 se presenta un diagrama de flujo de proceso esquemático de la planta de gasificación integrada. La planta propuesta consta de una peletizadora, un gasificador de lecho fijo *downdraft* alimentado con orujo graso seco, una unidad de enfriamiento y limpieza del gas pobre, una microturbina para la generación de energía eléctrica y un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo para el secado del orujo graso húmedo con los gases de escape calientes que salen de la microturbina. Para aplicaciones de generación eléctrica distribuida, se prefiere el aire al oxígeno puro como agente gasificante. Aunque la densidad energética del producto gaseoso aumenta significativamente en caso de sustituir el aire por oxígeno, generalmente no se considera una unidad de separación de aire para aplicaciones a pequeña escala, debido a los extremadamente altos costes de operación y capital, que contrarrestarían cualquier ventaja [11, 14, 28]. La elección de un gasificador de lecho fijo *downdraft* se justifica por las siguientes razones:

- En comparación con los gasificadores de lecho fluidizado y de flujo arrastrado, los gasificadores de lecho fijo son reactores bastante más simples e implican un coste de inversión considerablemente menor.
- Los gasificadores *downdraft* generalmente se limitan a una potencia térmica baja ($< 1 \text{ MW}_t$) y a la generación de energía eléctrica a pequeña escala [11], lo cual es suficiente para lograr la autosuficiencia eléctrica en la mayoría de las almazaras.
- A diferencia de los gasificadores *updraft*, los gasificadores *downdraft* producen un gas pobre más limpio y con una densidad energética moderada ($\text{PCI} = 4\text{--}6 \text{ MJ/Nm}^3$) y un contenido de alquitrán considerablemente menor ($< 3 \text{ g/Nm}^3$) [11, 14] y, por lo tanto, más conveniente para ser alimentado a las microturbinas tras una ligera etapa de limpieza. De hecho, de entre todos los tipos de gasificadores, los gasificadores *downdraft* tienen la producción de alquitrán más baja, con un valor medio de alrededor de 1 g/Nm^3 [11]. En consecuencia, se requiere una unidad de acondicionamiento de gas más simple y menos robusta, con menor consumo energético debido a la menor concentración de alquitrán en el gas pobre.
- Los gasificadores de lecho fijo son más adecuados para partículas gruesas (3–51 mm). Las partículas finas en los gasificadores *downdraft* favorecen la formación de clínques de cenizas [29], que perturban el flujo óptimo en el lecho del gasificador, lo que genera problemas de caída de presión, bajas temperaturas en la zona de reducción y un funcionamiento inestable. Por lo tanto, el orujo graso seco debe peletizarse previamente.

Una gran parte del material particulado en el gas pobre procedente del gasificador se separa

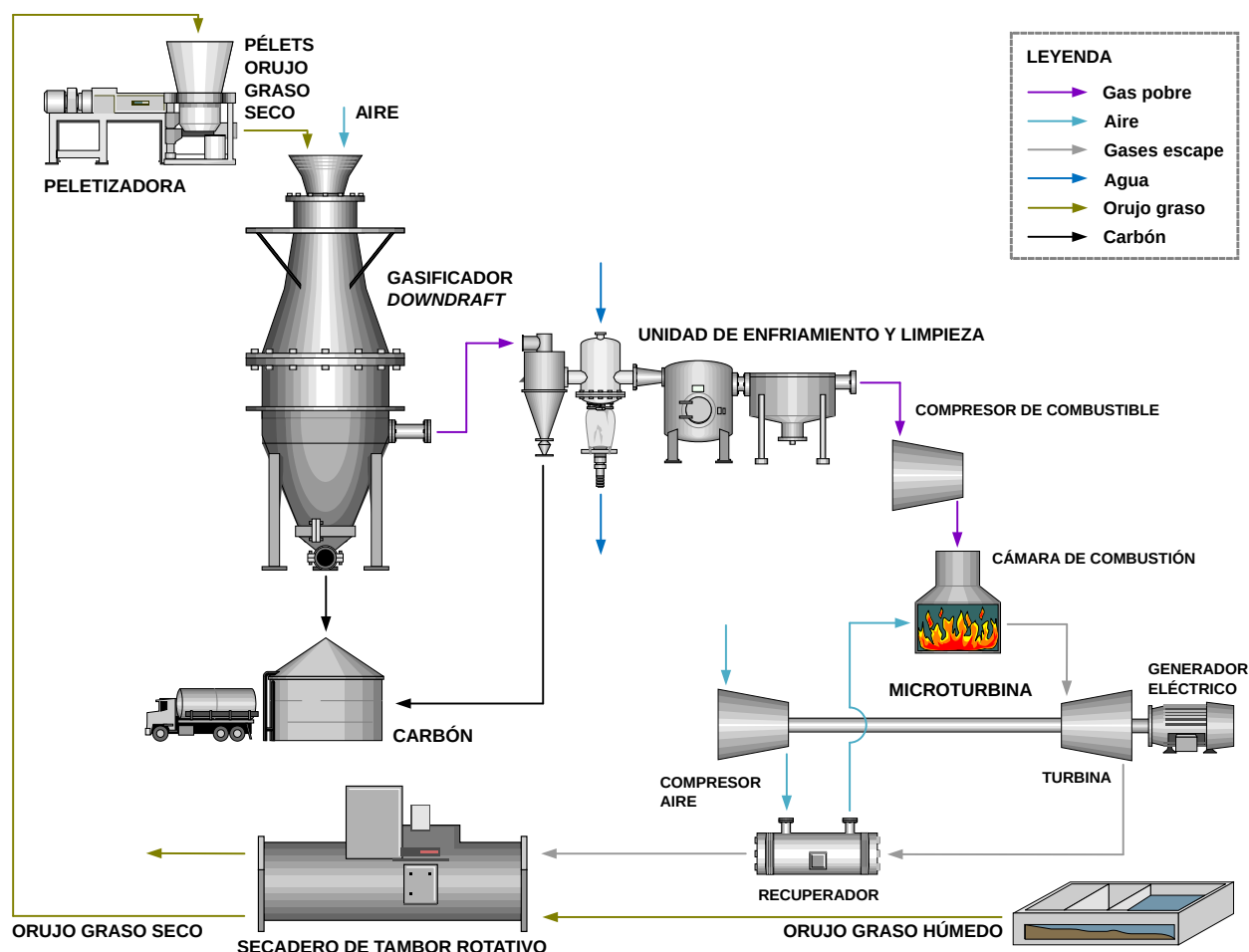


FIGURA 6.2: Diagrama de flujo de proceso de la planta de gasificación integrada.

en un ciclón. Posteriormente, el gas pobre caliente se enfría bruscamente en un lavador Venturi que proyecta un chorro de agua a presión que también elimina alquitranes e impurezas inorgánicas como el amoníaco y los compuestos alcalinos (que se disuelven fácilmente en agua). Para concluir la etapa de limpieza, una serie de filtros eliminan la neblina y los restantes contaminantes que se forman cuando los vapores se enfrían por debajo de su punto de rocío, asegurando una adecuada composición del gas pobre antes de alimentarse a la unidad de generación eléctrica. Posteriormente, el gas pobre limpio se comprime y se suministra a una microturbina para generar energía eléctrica. Finalmente, los gases de escape calientes descargados de la microturbina se utilizan para secar el orujo graso húmedo en un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo, lo que permite una operación autosuficiente de la planta de gasificación integrada.

La planta integrada de gasificación para la generación de electricidad y el secado del orujo graso se ha modelado en Aspen Plus, un simulador de procesos ampliamente utilizado en muchas áreas de investigación. Se ha preferido Aspen Plus sobre otros simuladores de procesos de estado estacionario porque cuenta con una extensa base de datos de propiedades fisicoquímicas y permite una gran flexibilidad en el manejo de sólidos y materiales no

convencionales, así como la opción de insertar sentencias personalizadas en código Fortran. Las propiedades de entalpía y densidad de los compuestos no convencionales (orujo y cenizas) se han estimado a partir de los análisis inmediato, elemental y de azufre mediante los métodos HCOALGEN y DCOALIGT [30]. Ambos modelos fueron desarrollados originalmente para el carbón, pero han sido validados experimentalmente para biomasa con una buena aproximación. El método HCOALGEN incluye diferentes correlaciones empíricas para estimar el calor de combustión, la entalpía de formación y el calor específico; mientras que el método DCOALIGT se basa en correlaciones empíricas del Institute of Gas Technology (IGT) para estimar la densidad. Los métodos de propiedad física más usuales descritos en la literatura para el modelado de procesos de gasificación son PR-BM y RKS-BM [18, 19, 31-35], proporcionando ambos resultados comparables [36]. Se ha utilizado la ecuación de estado cúbica de Peng–Robinson con función alfa de Boston–Mathias (PR-BM) para estimar las propiedades termodinámicas de todos los componentes convencionales implicados en el proceso integrado. La clase de corriente se ha definido como MCINCPD, ya que hay corrientes tanto convencionales como no convencionales con partículas sólidas en el proceso [33, 37, 38]. Se han efectuado las siguientes suposiciones generales para el modelado y simulación del proceso en Aspen Plus:

- La planta de gasificación integrada está operando en condiciones de estado estacionario con un enfoque cerodimensional e independiente del tiempo en el que se ignoran los efectos hidrodinámicos [14, 17-19, 31, 33-35, 37-39].
- Se desprecian las pérdidas de calor al entorno circundante y las caídas de presión en todas las operaciones unitarias [19, 31-35, 37-39].
- Todas las reacciones químicas alcanzan condiciones de equilibrio termodinámico y no se consideran la cinética de reacción [14, 17-19, 31, 33-35, 37-39].
- Definición del estado de referencia del ambiente de acuerdo con las condiciones de temperatura y presión ambientales estándar (TPAE) de la IUPAC de $T_a = 25\text{ °C}$ y $P_a = 1\text{ bar}$.

La Fig. 6.3 muestra el diagrama de flujo del proceso de la planta integrada para la generación de electricidad y el secado del orujo graso húmedo en Aspen Plus. Se ha dividido en cuatro subsistemas diferenciables: gasificación, enfriamiento y limpieza de gases, generación de energía eléctrica y secado del orujo graso húmedo. Las características detalladas de cada subsistema se describen a continuación.

6.2.1 Gasificación

El proceso de gasificación se ha modelado asumiendo un gasificador *downdraft* en operación autotérmica, lo que significa que la materia prima reacciona con el agente gasificante y produce suficiente calor para sostener las elevadas temperaturas requeridas para que ocurran las

reacciones de reducción de alquitrán en el gasificador o aguas abajo en un reactor secundario. Algunos catalizadores que han demostrado su eficacia en la reducción del alquitrán son la dolomita, los metales alcalinos, el níquel, el olivino y el carbón [11]. De acuerdo con otros trabajos en la literatura científica, las predicciones de producción de alquitrán en modelos de equilibrio termodinámico son en su mayoría empíricas, independientemente de las condiciones de operación reales del gasificador [33]. En estos modelos, a menudo no se incluye el alquitrán en los cálculos de equilibrio termodinámico y se modela como un compuesto inerte (p. ej., benceno, fenol y/o naftaleno) durante todo el proceso de gasificación, en el que no se consideran las reacciones de craqueo y reducción del alquitrán [14, 17, 39, 43, 44]. Por lo tanto, para reducir la complejidad del presente modelo, se ha descartado la formación de alquitrán, ya que los gasificadores *downdraft* son reconocidos por su reducido contenido de alquitrán en el gas pobre ($< 3 \text{ g/Nm}^3$) [14, 17, 31, 33-35, 37, 38, 42].

- La temperatura de reacción debe ser superior a 700°C para lograr un alto rendimiento de conversión de carbono y reducir la formación de alquitrán [46]. Se considera que temperaturas de reacción superiores a 800°C en gasificadores *downdraft* permiten aproximarse a las condiciones de equilibrio con suficiente precisión para las consideraciones termodinámicas [14, 31, 39, 42, 47].
- Todo el contenido de nitrógeno en la materia prima se convierte en nitrógeno molecular (N_2) o amoníaco (NH_3) y todo el contenido de azufre en la materia prima se convierte en sulfuro de hidrógeno (H_2S) [37, 48]. Por lo tanto, se supone que contaminantes del aire como los óxidos de nitrógeno (NO_x), los óxidos de azufre (SO_x), el sulfuro de carbonilo (COS), el disulfuro de carbono (CS_2) o el cianuro de hidrógeno (HCN) no se producen en el proceso de gasificación [38, 44]. En una planta de gasificación real, el nitrógeno aparece principalmente como N_2 , con cantidades menores de NH_3 y HCN [49], y alrededor del 93–96 % del azufre aparece como H_2S , el resto como COS , que se eliminan con relativa facilidad en la etapa de limpieza del gas pobre [11].

En Aspen Plus, no existe ningún bloque específico capaz de representar el proceso de gasificación, por lo que es necesaria una combinación de varios bloques para modelar el gasificador *downdraft* [32, 39]. El proceso de gasificación que se muestra en la Fig. 6.3 se ha modelado considerando tres etapas: secado, pirólisis y gasificación. La etapa de gasificación modela las reacciones de oxidación parcial y reducción.

El gasificador *downdraft* se alimenta con orujo graso seco peletizado en condiciones ambientales estándar. En consecuencia, la materia prima para el gasificador se ha definido como la corriente sólida no convencional DPOMACE en términos de los análisis inmediato y elemental recogidos en la Tabla 6.1, con un contenido de humedad inicial igual al 12,5 % (base húmeda). En la primera etapa del proceso de gasificación, el contenido de humedad de la

materia prima se elimina en el bloque DRYING. Se ha utilizado el reactor estequiométrico (RStoic) para modelar la evaporación de la humedad llamando a una subrutina externa en código Fortran [31-33]. El agua obtenida como subproducto viene dada por el contenido de humedad en el análisis inmediato de la corriente sólida DPOMACE, que se evapora en el bloque HEATING y luego se separa en el bloque DEMOIST por fraccionamiento de los componentes utilizando un separador (Sep). El orujo graso seco pasa a la siguiente etapa de descomposición tras haber separado de la humedad evaporada, que se retira del proceso. El calor de reacción asociado con la etapa de secado ha se transfiere al bloque DECOMP mediante una corriente de calor, un reactor no estequiométrico (RYield) en el que se produce la descomposición [32].

En la etapa de pirólisis se ha utilizado el bloque DECOMP para descomponer el orujo graso seco en sus elementos constituyentes especificando la distribución de componentes de acuerdo con su análisis final [32, 33, 38]. Esta función se ha realizado a través de una instrucción externa en lenguaje Fortran programada por el usuario. La formación de carbón se ha modelado en el bloque SSOLID mediante la separación de una pequeña fracción (5 %) del carbono de la corriente DECPROD como carbono no reaccionado, junto con cenizas. El resto del carbón sólido junto con los volátiles conforman la corriente INGASIF, que pasa a la última etapa del proceso de gasificación. La entalpía de la corriente de salida DECPROD no es igual a la entalpía de la corriente DRYFEED debido a la ruptura de los enlaces químicos. Por lo tanto, el calor de reacción originado en la etapa de pirólisis debe ser transferido mediante una corriente de calor del bloque DECOMP a la siguiente etapa para reponer la diferencia de entalpía [32, 35, 37].

La última etapa del proceso de gasificación modela las reacciones de combustión parcial (oxidación) y gasificación (reducción) mediante un modelo de equilibrio termodinámico basado en la minimización de la energía libre de Gibbs, cuya formulación se detalla en [38, 47]. En el equilibrio termodinámico, se considera que el sistema se encuentra en su composición más estable, lo que significa que la entropía del sistema se maximiza, mientras que su energía libre de Gibbs se minimiza. Este enfoque de modelado se conoce como no estequiométrico, porque no es necesario especificar ninguna posible reacción química que tenga lugar. La única entrada que se precisa especificar es la composición elemental o análisis final de la materia prima a procesar [32]. Los modelos no estequiométricos son especialmente adecuados cuando se desconocen todas las posibles reacciones que pueden ocurrir, como es el caso de la gasificación. Por lo tanto, se aplican ampliamente en la literatura científica. Aunque el equilibrio termodinámico puede no alcanzarse por completo dentro del gasificador, los modelos de equilibrio proporcionan una predicción razonable de la composición final del gas pobre. El modelo de minimización de la energía libre de Gibbs se incluye en el bloque GASIF de la Fig. 6.3 por medio del reactor de equilibrio multifásico (RGibbs), que asume un equilibrio químico completo. En este bloque se introduce aire del ambiente como gasificante a través de la corriente AIRGASIF, junto con la distribución de productos en la corriente INGASIF, debido a la incapacidad del reactor de Gibbs para tratar componentes no convencionales como el orujo graso.

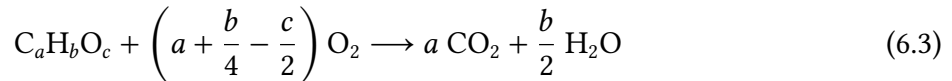
El proceso de gasificación se rige por el dosado relativo aire–combustible (λ), que se define como la relación oxidante–combustible real (*actual*) suministrada al gasificador *downdraft* en relación con la relación oxidante–combustible requerida para la combustión estequiométrica (*stoich*) [14].

$$\lambda = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{O_2}}{\dot{m}_f}\right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_{O_2}}{\dot{m}_f}\right)_{stoich}} \quad (6.1)$$

Para un consumo determinado de combustible en el gasificador *downdraft*,

$$\lambda = \frac{(\dot{m}_{O_2})_{actual}}{(\dot{m}_{O_2})_{stoich}} = \frac{(\dot{n}_{O_2})_{actual}}{(\dot{n}_{O_2})_{stoich}} = \frac{x_{O_2} \dot{n}_{air}}{\eta_{cc} \dot{n}_C + \frac{1}{4} \dot{n}_H - \frac{1}{2} \dot{n}_O} \quad (6.2)$$

donde $\dot{n}_{air}$ es el caudal molar de aire como agente gasificante, y_{O_2} es la fracción molar de oxígeno en el aire, η_{cc} es el rendimiento de conversión de carbono y $\dot{n}_C$, $\dot{n}_H$, $\dot{n}_O$ son los caudales molares de carbono, hidrógeno y oxígeno del análisis elemental de la materia prima que se alimenta al proceso de gasificación [46]. Una mezcla con $\lambda = 1$ es estequiométrica, para mezclas ricas en combustible $\lambda < 1$ y para mezclas pobres en combustible $\lambda > 1$. Por lo tanto, la combustión completa ocurre para un dosado relativo de 1, de modo que casi todo el carbono de la materia prima se oxida para proporcionar la concentración máxima de dióxido de carbono en la corriente de producto [50]. La expresión de la Ec. (6.2) procede de la reacción general de combustión completa de un combustible sólido que contiene carbono, hidrógeno y oxígeno.



El caudal molar de la corriente AIRGASIF suministrada al reactor de equilibrio multifásico en el bloque GASIF está controlada por una subrutina externa programada por el usuario en código Fortran, de acuerdo con la Ec. (6.2). Posteriormente, se ajusta el dosado relativo aire–combustible dentro del rango habitual en los gasificadores *downdraft* ($\lambda = 0,20-0,45$) [35, 37, 38, 51, 52]. La temperatura de reacción dentro del gasificador se ha controlado variando el dosado relativo.

El rendimiento de la gasificación justo a la salida del gasificador *downdraft* se suele denominar rendimiento del gas caliente (η_{hg}). Teniendo en cuenta el calor sensible del gas caliente, se puede definir de la siguiente manera:

$$\eta_{hg} = \frac{\dot{m}_{hg} (PCI_{hg} + c_{p,hg} (T_{hg} - T_a))}{\dot{m}_{dop} PCI_{dop}} \quad (6.4)$$

donde $\dot{m}_{hg}$ y $\dot{m}_{dop}$ representan los caudales máscicos del gas pobre caliente y del orujo grasoso seco

peletizado, respectivamente. El rendimiento del gas caliente solo considera como pérdida el calentamiento del carbono no reaccionado [11].

6.2.2 Enfriamiento y limpieza del gas pobre

El uso directo del gas pobre del gasificador *downdraft* con trazas de alquitrán, ceniza, humedad y otras impurezas inorgánicas no es factible en microturbinas, ya que compromete su integridad estructural. Estos componentes no deseados, si no se eliminan, pueden causar daños graves y problemas de corrosión en el equipamiento mecánico [14]. Las microturbinas son máquinas particularmente sensibles con estrictas restricciones en cuanto a la limpieza del gas pobre para evitar daños en los álabes de la turbina (como erosión, incrustación y corrosión) y el bloqueo de filtros e inyectores de combustible. Por lo tanto, las concentraciones de partículas y alquitrán en el gas pobre deben ser inferiores a 5 mg/Nm³ [11]. Por este motivo, se debe incluir aguas abajo del gasificador una unidad de enfriamiento y limpieza del gas pobre, compuesta por un ciclón, un lavador Venturi y una serie de filtros.

Como se muestra en la Fig. 6.3, el gas pobre a alta temperatura procedente del gasificador *downdraft*, definido por la corriente RAWGAS, se dirige al bloque CYCLONE, donde se separa el material particulado sólido. Se ha utilizado el separador SSplit para modelar el ciclón. El rendimiento de separación del ciclón para diferentes diámetros de partículas y velocidades de gas generalmente oscila entre el 70 y el 100 % [53]. En este trabajo se ha utilizado un valor medio del 85 % [37]. La corriente gaseosa PRODGAS del ciclón se transfiere al bloque SCRUBBER, modelado como un separador gas-sólido denominado lavador Venturi (VScrub). El lavador recibe el gas pobre caliente y agua en condiciones ambientales estándar, logrando un enfriamiento drástico del gas y una transferencia masiva de alquitrán e impurezas inorgánicas, como el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno, desde el gas pobre a la corriente de agua [14, 17]. El rápido enfriamiento en el lavador también provoca la sobresaturación de vapores y la formación de una neblina en el gas pobre frío de la corriente COLDGAS. Esta neblina no deseada está compuesta por pequeñas gotas de agua líquida y partículas de alquitrán que, si no se eliminan del gas pobre, provocarían daños significativos aguas abajo hacia la unidad de generación eléctrica y un menor rendimiento global. Por lo tanto, la neblina de alquitrán y agua, que por simplicidad se considera compuesta únicamente por agua [35], debe separarse del gas pobre frío en el bloque FILTER, definido como un módulo separador de gas-líquido (Sep) [35], que produce la corriente CLEANGAS casi libre de neblina. Como se ha descartado la formación de alquitrán en el gasificador *downdraft* para simplificar el modelo, se supone que la unidad de acondicionamiento del gas es capaz de cumplir con los estrictos requisitos en cuanto a limpieza del gas pobre para ser suministrado a la microturbina.

El rendimiento de la gasificación tras la etapa de limpieza y enfriamiento del gas, comúnmente conocido como rendimiento de gas frío (η_{cg}) [11], se ha determinado de la siguiente manera:

$$\eta_{cg} = \frac{\dot{m}_{cg} \text{PCI}_{cg}}{\dot{m}_{dop} \text{PCI}_{dop}} \quad (6.5)$$

donde $\dot{m}_{cg}$ y $\dot{m}_{dop}$ representan el caudal másico de gas pobre limpio y el consumo de orujo graso seco, respectivamente.

6.2.3 Microturbina

Se ha propuesto una microturbina alimentada con el gas pobre limpio procedente de la gasificación para la generación de energía eléctrica a escala distribuida. El principio de funcionamiento de las microturbinas se basa en el ciclo Brayton recuperativo [24]. Las microturbinas actuales pueden utilizar combustibles líquidos o gaseosos, pero presentan estrictos requisitos en cuanto a la calidad de los gases de escape que se utilizan para impulsar el rotor de la turbina, siendo intolerantes a partículas sólidas, gotas y otras impurezas [14, 18].

La unidad de generación eléctrica con microturbina que se muestra en la Fig. 6.3 consta de varios bloques de operaciones unitarias: compresor de combustible, compresor de aire, recuperador, cámara de combustión y turbina de expansión [24]. Dado que cada componente está separado y tiene una misión diferente, se pueden diseñar y probar individualmente. El compresor de combustible en el bloque GASCOMP lleva el gas pobre limpio de la etapa anterior, definido como la corriente CLEANGAS, a la presión de operación de la cámara de combustión, dando como resultado la corriente COMPGAS. Asimismo, se comprime una corriente de aire del ambiente en el bloque AIRCOMP hasta la presión de trabajo de la cámara de combustión y se precalienta en el bloque RECUPER con los gases de escape calientes procedentes de la descarga de la turbina, produciéndose la corriente HCOMPAIR. El caudal de la corriente de aire del ambiente se ha controlado mediante una instrucción externa en lenguaje Fortran programada por el usuario. Ambas corrientes presurizadas se mezclan en bloque COMBUST, modelado como un reactor de equilibrio multifásico (RGibbs), donde se produce la combustión completa del gas pobre con exceso de aire a presión constante. El modelo de equilibrio asume que el tiempo de residencia en la cámara de combustión es suficiente para lograr una combustión completa. La corriente de gas resultante de la cámara de combustión (HOTGAS) a alta presión y temperatura se expande luego en la microturbina hasta presión atmosférica mientras se produce energía mecánica, que luego puede transformarse en energía eléctrica acoplando un generador eléctrico. Como el generador eléctrico suele alcanzar velocidades de rotación muy altas (75 000–100 000 rpm), la salida de alta frecuencia debe convertirse a corriente continua (CC) y luego volver a convertirse a corriente alterna (CA) compatible con la red mediante dispositivos electrónicos de potencia fiables y eficientes [24]. Los gases de escape descargados de la microturbina a presión ambiente y, sin embargo, a una temperatura relativamente alta se han designado como la corriente EXPGAS. El rendimiento eléctrico de la unidad de generación eléctrica se incrementa moderadamente con un recuperador (bloque RECUPER), que es un intercambiador de calor

gas-aire a contracorriente (HeatX) ubicado entre el compresor y la cámara de combustión, que utiliza el exceso de calor de los gases de escape que salen de la microturbina para precalentar el aire antes de la cámara de combustión. Finalmente, la corriente EXHAUST procedente del recuperador se encuentra aún a temperaturas cercanas a los 300 °C, por lo que se utiliza en la última etapa del proceso integrado de secado del orujo graso húmedo en un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo.

Las microturbinas generalmente se diseñan y comercializan para combustibles de alto contenido energético como el gas natural, el diésel o el biogás. Sin embargo, existen varias simulaciones y trabajos experimentales relacionados con el uso del gas pobre de la gasificación como combustible para microturbinas [14-20, 22, 23]. En la Tabla 6.2 se recogen los valores típicos de los parámetros de operación utilizados en los cálculos del sistema [14, 17, 18].

TABLA 6.2: Especificaciones de simulación de la microturbina basadas en parámetros de operación típicos.

Equipamiento	Parámetro	Valor	Unidad
Turbina de gas	Rendimiento isentrópico (η_i)	84,1	%
	Rendimiento mecánico (η_m)	97,0	%
	Temperatura de entrada a la turbina (TIT)	750–900	°C
	Temperatura de salida de la turbina (T_{eg})	~300	°C
Compresores	Rendimiento isentrópico (η_i)	79,6	%
	Rendimiento mecánico (η_m)	97,0	%
	Rendimiento electromecánico (η_{em})	97,0	%
Generador	Rendimiento de generación eléctrica (η_{gen})	90,0	%
	Rendimiento de conversión CA/CC/CA (η_{conv})	97,0	%

En la industria de las turbinas de gas, habitualmente se utiliza el dosado relativo combustible-aire (ϕ) cuando se tratan mezclas de aire y combustible. Se refiere a la cantidad de exceso de aire presente en la cámara de combustión en relación con la cantidad de aire requerida para la combustión estequiométrica, de modo que valores menores a 1 indican exceso de aire y mayores a 1 indican exceso de combustible. Es bien sabido que las emisiones de óxidos de nitrógeno aumentan con la temperatura. Los sistemas actuales de combustión de bajas emisiones tienden a operar con una gran cantidad de exceso de aire (es decir, dosados relativos muy por debajo de 1, hasta aproximadamente 0,1–0,2 en configuraciones de ciclo recuperativo [54, 55]) para contribuir a reducir las altas temperaturas de combustión responsables de la formación de los óxidos de nitrógeno. Además, si las temperaturas de entrada a la turbina superan los 900 °C, se requieren materiales costosos y complejos sistemas de enfriamiento para los álabes de la turbina, lo que aumenta la inversión de capital y los costes de mantenimiento [14, 17]. El dosado relativo combustible-aire está relacionado con el dosado relativo aire-combustible (definido anteriormente) de la siguiente manera:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{O_2}}\right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{O_2}}\right)_{stoich}} \quad (6.6)$$

En este trabajo, el caudal de aire se ha ajustado para alcanzar un valor mínimo de λ igual a 6, lo que significa que la relación oxidante-combustible real debe ser de al menos seis veces la relación estequiométrica oxidante-combustible ($\lambda \geq 6$) [13, 14, 17]. El caudal másico de aire requerido para la combustión estequiométrica se ha calculado mediante las principales reacciones de oxidación que transcurren en la cámara de combustión de la microturbina:



La potencia eléctrica neta (P_e) y el rendimiento eléctrico neto (η_e) del sistema gasificador-microturbina vienen dados por las siguientes ecuaciones [14, 17]:

$$P_e = \eta_{conv} \eta_{gen} (P_{turb} - P_{comp,air}) - \frac{P_{comp,boost}}{\eta_{em}} \quad (6.10)$$

$$\eta_e = \frac{P_e}{\dot{m}_{dop} \text{PCI}_{dop}} \quad (6.11)$$

donde P_{turb} y $P_{comp,shaft}$ representan la potencia mecánica de la turbina y del compresor de aire, respectivamente, $P_{comp,boost}$ es la potencia mecánica consumida por el compresor de combustible, η_{em} es el rendimiento electromecánico del compresor, η_{gen} es el rendimiento eléctrico del generador y η_{conv} es el rendimiento de conversión de potencia CA/CC/CA. Los principales parámetros que afectan el rendimiento eléctrico neto son la relación de presiones (Π), definida como la relación entre la presión de estancamiento en la parte delantera y trasera del compresor de la microturbina, y la temperatura de entrada a la turbina (TIT). Sin embargo, ambos parámetros solo se pueden aumentar hasta ciertos límites, determinados por las tolerancias de los materiales y el coste de fabricación.

6.2.4 Secadero de tambor rotativo

El proceso de secado del orujo graso húmedo consiste en un secadero de tambor rotativo y una fuente de energía térmica aportada por los gases de escape calientes descargados de la microturbina, como se muestra en la Fig. 6.3. El secadero convectivo modela la evaporación de la humedad de la materia prima sólida húmeda en la corriente de gases de escape con el objetivo de

reducir el contenido de humedad de la materia prima hasta un nivel aceptable. Este proceso de evaporación requiere una gran cantidad de energía, ya que la humedad tiene una alta entalpía de vaporización [56]. En los secaderos de calentamiento directo, la cantidad de agua que se evapora de la fase sólida corresponde al aumento de la humedad del gas de secado [57], según la Ec. (6.12).

$$\dot{m}_s (X_1 - X_2) = \dot{m}_{eg} (Y_2 - Y_1) \quad (6.12)$$

donde X_1 y X_2 representan los contenidos de humedad (base seca) de los sólidos en la entrada y salida del secadero, respectivamente, Y_1 y Y_2 son los contenidos de humedad del gas de entrada y salida, respectivamente, y $\dot{m}_{eg}$ es el caudal másico del gas de escape de secado. El balance de entalpía del secadero convectivo viene dado por la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_s (h_{s,1} + X_1 h_{w,1}) + \dot{m}_{eg} h_{eg,1} = \dot{m}_s (h_{s,2} + X_2 h_{w,2}) + \dot{m}_{eg} h_{eg,2} \quad (6.13)$$

donde h_s , h_w y h_{eg} son las entalpías específicas del sólido seco, el agua y los gases de escape, respectivamente. Los subíndices 1 y 2 indican la entrada y salida del secadero, respectivamente.

Los secaderos de tambor rotativo se pueden dividir en los tipos de flujo paralelo y en contracorriente, dependiendo de la dirección del flujo del gas de secado. Aunque los secaderos de tambor rotativo en contracorriente pueden dar lugar a productos con un contenido de humedad más bajo, su riesgo de incendiarse y liberar volátiles al medio ambiente es considerablemente mayor [58, 59]. Además, la gran mayoría de los secaderos de tambor rotativo industriales operan con una configuración de flujo en equicorriente o flujo paralelo [60, 61]. Por lo tanto, en este trabajo se ha modelado un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo, en el que el orujo graso con un alto contenido de humedad (65 %, base húmeda) y los gases de escape calientes descargados de la microturbina fluyen a través del secadero en la misma dirección y sentido de flujo. Esta configuración supone que el orujo graso húmedo entra inmediatamente en contacto con el gas de secado caliente, lo que provoca un secado inicial rápido y un enfriamiento rápido del gas de secado. La temperatura de entrada del gas de secado se ha considerado igual a la temperatura de escape de la turbina (300 °C). El tiempo de residencia del orujo graso húmedo se ha fijado de manera que se no exceda el tiempo de residencia medio en un secadero de tambor rotativo, que es de aproximadamente 20 min [58, 60, 62]. Se ha ajustado el caudal másico de orujo húmedo para obtener un producto con un contenido de humedad del 12,5 % (base húmeda) a la salida del secadero.

Para la simulación, se ha considerado un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo con aporte de calor directo que opera en condiciones de estado estacionario sin pérdidas de calor. Se ha seleccionado un bloque de secadero convectivo de sólidos (Dryer) de las operaciones de unitarias disponibles en Aspen Plus. Los datos de cinética de secado son esenciales para dimensionar los equipos de secado industrial. El modelo de secadero convectivo en Aspen Plus

se basa en las curvas de secado características adimensionales propuestas por van Meel [63, 64]. Los parámetros requeridos para modelar la cinética de secado del orujo graso húmedo en Aspen Plus son el coeficiente de transferencia de masa (β), el coeficiente de transferencia de calor (α), la humedad crítica (X_c) de la materia prima, la humedad de equilibrio (X_e) y la curva de secado para un periodo de secado de velocidad decreciente [58, 59, 65]. Los datos cinéticos para el secado del orujo graso húmedo se han obtenido del trabajo experimental de Gómez de la Cruz et al. [9]. Los coeficientes de transferencia de masa y calor se han calculado a partir de las Ecs. (6.14) y (6.15). Para calcular los números de Sherwood, Lewis, Schmidt y Reynolds, se han obtenido la difusividad del gas de secado (δ_{eg}), la densidad (ρ_{eg}), la viscosidad dinámica (μ_{eg}), el calor específico ($c_{p,eg}$) y la conductividad térmica (k_{eg}) utilizando el análisis de corrientes de Aspen Plus. El diámetro requerido para calcular el coeficiente de transferencia de masa y el número de Reynolds se ha reemplazado por el diámetro medio de Sauter (d_{32}) y la mediana del diámetro de partícula (d_p) del orujo graso húmedo, respectivamente [58, 59]. La velocidad del gas de secado para el cálculo de los parámetros de transferencia de calor y masa (rango típico de 0,5–2,5 m/s) se ha supuesto como el valor medio de 1,5 m/s [58].

$$\beta = \frac{Sh \delta_{eg}}{d_{32}} \quad (6.14)$$

$$\alpha = \beta \rho_{eg} c_{p,eg} \quad (6.15)$$

$$Sh = \sqrt{Sh_{laminar}^2 + Sh_{turbulent}^2} \quad (6.16)$$

$$Sh_{laminar} = 0,664 \sqrt{Re} \sqrt[3]{Sc} \quad (6.17)$$

$$Sh_{turbulent} = \frac{0,037 Re^{0,8} Sc}{1 + 2,443 Re^{-0,1} (Sc^{2/3} - 1)} \quad (6.18)$$

$$Re = \frac{u_{eg} d_p \rho_{eg}}{\mu_{eg}} = \frac{u_{eg} d_p}{\nu_{eg}} \quad (6.19)$$

$$Sc = \frac{\mu_{eg}}{\delta_{eg} \rho_{eg}} = \frac{\nu_{eg}}{\delta_{eg}} \quad (6.20)$$

$$Le = \frac{k_{eg}}{c_{p,eg} \rho_{eg} \delta_{eg}} \quad (6.21)$$

A una alta temperatura y baja humedad relativa del gas de secado, la humedad de equilibrio se aproxima a cero. La humedad ya no se evapora de la materia prima tras haber alcanzado la humedad de equilibrio.

Las curvas de velocidad de secado generalmente se dividen en tres o cuatro periodos de secado: un periodo de calentamiento inicial seguido de un periodo de velocidad de secado constante y finalmente uno o dos periodos de velocidad de secado decreciente [56]. El periodo de calentamiento se produce al comienzo del proceso de secado con una velocidad de secado creciente hasta alcanzar un valor máximo. La velocidad de secado máxima suele denominar velocidad crítica de secado (r_c). La humedad del material sólido (X) a la velocidad máxima de secado, conocida como humedad crítica (X_c), varía según la materia prima y está además relacionada con la velocidad y la temperatura del gas de secado [58]. La velocidad de secado comienza a disminuir tras haberse alcanzado la humedad crítica, dando lugar al periodo de secado de velocidad decreciente, que a su vez se puede dividir en otras dos subetapas: el primer y el segundo periodo de velocidad decreciente. Si las curvas de velocidad de secado se normalizan con respecto a la velocidad de secado inicial y la humedad media, a menudo se pueden aproximar a una sola curva característica [56]. Así, la velocidad de secado normalizada (r_n) viene dada por:

$$r_n = \frac{r}{r_c} \quad (6.22)$$

y la humedad normalizada (X_n) está definida por:

$$X_n = \frac{X - X_e}{X_c - X_e} \quad (6.23)$$

donde r_c y X_c son la velocidad crítica de secado y la humedad crítica, respectivamente. Cuando r_n se representa frente a X_n , la mayoría de las curvas de velocidad de secado medidas en condiciones diferentes coinciden independientemente de la temperatura, la humedad o la velocidad del gas [56, 63]. En tales casos, solo se precisa determinar experimentalmente una curva de velocidad de secado.

Como se ha indicado anteriormente, los datos cinéticos utilizados para modelar el secadero de tambor rotativo de flujo paralelo se han obtenido del trabajo experimental realizado por Gómez de la Cruz et al. [9]. Los experimentos de secado consistieron en el uso de un túnel de secado aislado equipado con un banco de cargas resistivas, simulando las condiciones de secado que se producen habitualmente en secaderos rotativos industriales para secar el orujo graso húmedo. Se realizaron nueve pruebas isotérmicas a temperaturas comprendidas entre 100 °C y 425 °C a velocidades variables del gas de secado que oscilaban entre 1 m/s y 7 m/s. Las curvas de velocidad de secado se expresaron en función de la relación de humedad, que se determina como $X_n = \frac{X - X_e}{X_0 - X_e}$, donde X_0 es la humedad inicial [9]. La Fig. 6.4a) reproduce las curvas de

velocidad de secado obtenidas de tres experimentos realizados usando velocidades de gas de secado entre 1 m/s y 4 m/s, que muestran tendencias variables. De hecho, los resultados de este trabajo confirmaron la relación esperada entre temperaturas y velocidades más altas del gas de secado con velocidades de secado más altas. Los experimentos de la Fig. 6.4a) se seleccionaron en función de su mayor similitud con las condiciones del gas de secado de este trabajo, que se descarga de la microturbina a temperaturas de alrededor de 300 °C y fluye a través del secadero de tambor rotativo en sentido de equicorriente a la materia prima, con una velocidad de aproximadamente 1,5 m/s. Los experimentos realizados a altas temperaturas (344 °C y 425 °C) fueron excluidos de la Fig. 6.4a), porque las muestras experimentaron combustión al llegar a contenidos de humedad de entre un 20 % a un 30 % (base húmeda) [9]. A pesar de la evidente disparidad en las condiciones de operación, la Fig. 6.4b) demuestra que las curvas de velocidad de secado normalizadas para el periodo de velocidad decreciente son casi idénticas en todos estos experimentos, independientemente de la temperatura o la velocidad del gas de secado.

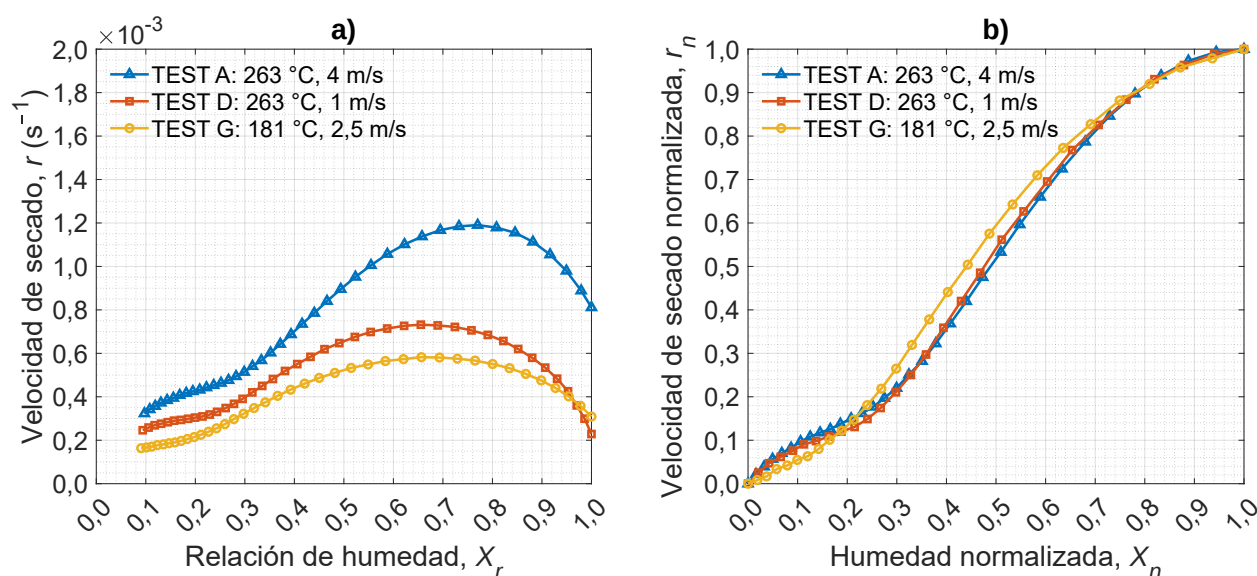


FIGURA 6.4: **a)** Curvas de velocidad de secado del orujo graso húmedo procedentes de algunos experimentos de Gómez de la Cruz et al. [9], y **b)** Determinación de las curvas de secado normalizadas para el periodo de velocidad decreciente.

Existen diferentes términos para el rendimiento de secaderos rotativos en la literatura, como el rendimiento térmico de secado y el rendimiento energético de secado [65]. El rendimiento térmico de secado (η_{th}) se ha calculado como la relación entre la energía utilizada para la evaporación de la humedad y el aporte total de energía térmica para el secado. El rendimiento energético de secado (η_{dry}) se ha definido en este trabajo como la relación entre la energía utilizada para la evaporación de la humedad y el contenido energético de la materia prima alimentada a la planta de gasificación integrada. Finalmente, el rendimiento global de la planta integrada (η_o) se ha determinado como la relación de la energía útil (energía eléctrica y evaporación de humedad) y el aporte energético neto al gasificador.

$$\eta_{th} = \frac{\dot{m}_s (X_1 - X_2) \Delta h_{vap}}{\dot{m}_{eg} c_{p,eg} (T_{eg} - T_a)} = \frac{\dot{m}_w \Delta h_{vap}}{\dot{m}_{eg} c_{p,eg} (T_{eg} - T_a)} \quad (6.24)$$

$$\eta_{dry} = \frac{\dot{m}_s (X_1 - X_2) \Delta h_{vap}}{\dot{m}_{dop} PCI_{dop}} = \frac{\dot{m}_w \Delta h_{vap}}{\dot{m}_{dop} PCI_{dop}} \quad (6.25)$$

$$\eta_o = \eta_e + \eta_{dry} = \frac{P_e + \dot{m}_s (X_1 - X_2) \Delta h_{vap}}{\dot{m}_{dop} PCI_{dop}} = \frac{P_e + \dot{m}_w \Delta h_{vap}}{\dot{m}_{dop} PCI_{dop}} \quad (6.26)$$

6.3 Resultados y discusión

En esta sección se presentan y discuten los resultados de las simulaciones de Aspen Plus para evaluar el funcionamiento de la planta integrada propuesta operando en estado estacionario con los supuestos indicados en la sección anterior. Todas las operaciones unitarias y corrientes incluidas en el proceso se han dimensionado considerando que el gasificador *downdraft* se alimenta con orujo graso seco peletizado (12,5 % de humedad, base húmeda) con un consumo constante de 300 kg/h. Para la peletización del orujo graso seco se ha supuesto un consumo eléctrico nominal de 33 kW_e, tal y como se especifica en la ficha técnica del fabricante de una peletizadora industrial con una capacidad de producción de 200–500 kg/h. Así, el consumo energético específico para la peletización de 300 kg/h de orujo graso seco se ha estimado en 0,11 kWh/kg, que se encuentra dentro del rango habitual de consumo energético específico para la peletización de mezclas de biomasa [66].

6.3.1 Gasificación

La composición química y el rendimiento del gas pobre en los procesos de gasificación se rigen por una serie de variables, como la temperatura de reacción, el dosado relativo y las propiedades fisicoquímicas de la materia prima: composición del análisis inmediato y elemental, distribución de tamaño de partícula y contenido de humedad. En gasificadores autotérmicos, la temperatura de reacción es una variable dependiente de la cantidad relativa de oxidante, denominado dosado relativo. Por lo tanto, ambos parámetros ejercen una influencia combinada sobre la composición y el poder calorífico del gas pobre. El efecto del dosado relativo aire–combustible (λ) sobre la temperatura de gasificación se ilustra en la Fig. 6.5a). Se puede observar que λ debe ser de al menos 0,33 para que la temperatura de gasificación alcance los 700 °C, asegurando así un bajo contenido de alquitrán en la composición del gas pobre (< 3 g/Nm³). Además, como se ha mencionado anteriormente, la temperatura de gasificación debe estar por encima de los 800 °C para poder aplicar modelos de equilibrio termodinámico con suficiente precisión [47]. Se puede alcanzar una temperatura de reacción del gasificador de 800 °C ajustando el dosado relativo a 0,363.

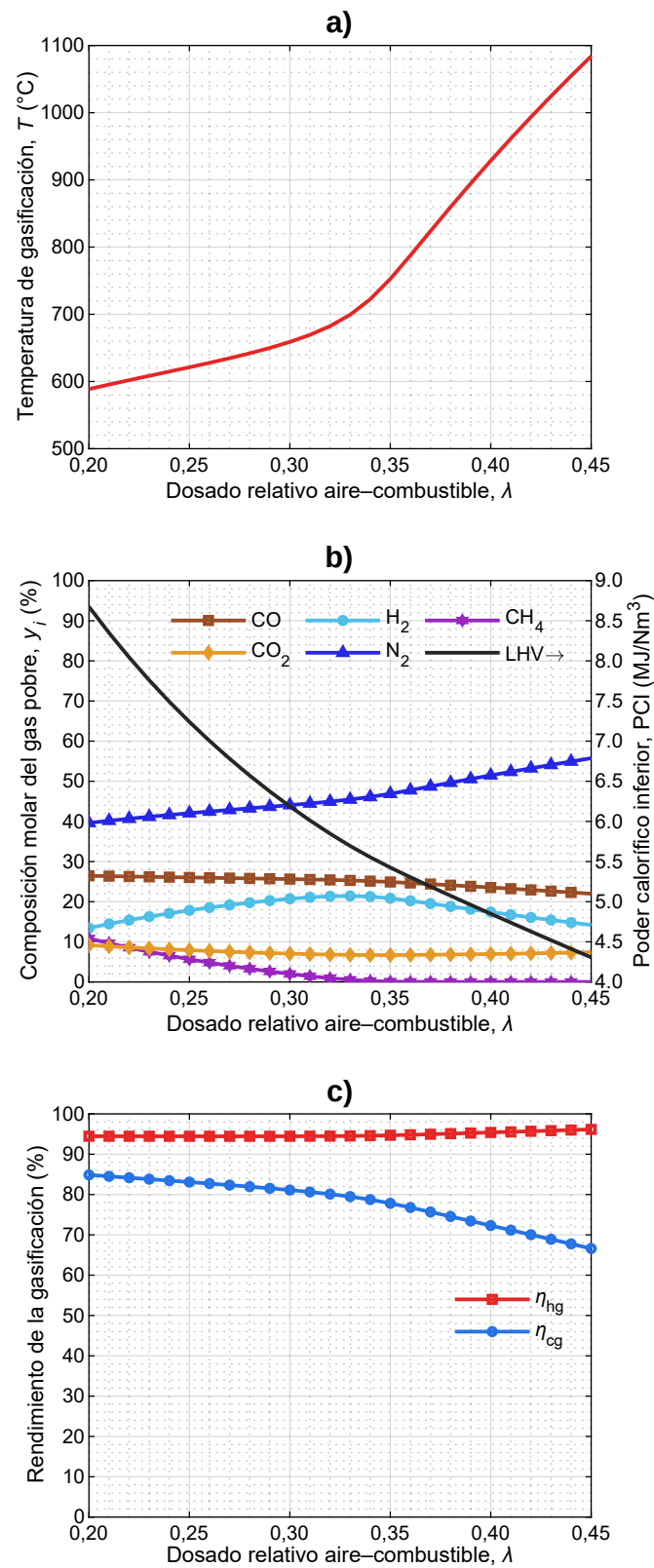


FIGURA 6.5: Efecto del dosado relativo sobre **a)** la temperatura de gasificación, **b)** la composición y poder calorífico del gas pobre limpio y **c)** los rendimientos de gas caliente y gas frío del proceso de gasificación.

La Fig. 6.5b) presenta la composición molar y el poder calorífico inferior del gas pobre frío (después de haber pasado por las unidades de enfriamiento y limpieza) en base seca en función del dosado relativo aire–combustible (λ), que se ha variado en un rango de valores de 0,20 a 0,45. Cabe señalar que los modelos de equilibrio termodinámico pueden predecir razonablemente la composición del gas pobre suponiendo que se alcanza un equilibrio completo, lo cual ciertamente no es el caso en gasificadores *downdraft* que operen a temperaturas inferiores a 800 °C, debido a su lenta cinética de reacción. Por lo tanto, la composición y poderes caloríficos del gas pobre que se muestran en la Fig. 6.5b) son los esperados en el equilibrio termodinámico y no se aplican al gasificador *downdraft* del presente trabajo para condiciones de operación de λ por debajo de 0,33. Dicho de otro modo, cuanto menor sea el dosado relativo aire–combustible, menor será la temperatura de gasificación y más alejados estarán todos los parámetros de operación estimados de los valores reales.

Como se ha indicado anteriormente, valores más altos de λ conducen a temperaturas de gasificación más altas, que a su vez dan lugar a productos de reacciones endotérmicas, según el principio de Le Chatelier. Por lo tanto, un aumento de la temperatura de gasificación normalmente origina un gas pobre con mayores contenidos de hidrógeno y monóxido de carbono [32, 35, 37]. Por el contrario, los contenidos de dióxido de carbono y metano siguen una tendencia opuesta con el aumento de las temperaturas de gasificación, como consecuencia de la prevalencia de la reacción de reformado con vapor sobre la reacción directa de desplazamiento del gas de agua [31]. La concentración de metano suele ser despreciable en los modelos de equilibrio termodinámico a temperaturas superiores a 800 °C, porque la reacción de formación del metano es exotérmica [67]. Sin embargo, en la práctica, el gas pobre generalmente no alcanza una composición de equilibrio completa en los gasificadores *downdraft*, como se deduce por la presencia de un contenido de metano bastante superior al estimado con el modelo de equilibrio termodinámico [37, 39]. A pesar de los efectos favorables de temperaturas más altas hacia la formación de productos de reacciones endotérmicas, la Fig. 6.5b) muestra que la creciente disponibilidad de oxígeno con valores crecientes de λ en última instancia provoca menores contenidos de hidrógeno y monóxido de carbono en el gas pobre debido a la formación de vapor de agua y dióxido de carbono [38]. Además, un valor creciente del dosado relativo conduce a una mayor presencia de gases inertes como el nitrógeno y el argón en la composición del gas pobre. La pronunciada disminución del poder calorífico inferior del gas pobre frío se explica principalmente por el efecto de dilución del nitrógeno y la reducción en los contenidos de monóxido de carbono e hidrógeno, que se oxidan cada vez más a dióxido de carbono y vapor de agua, respectivamente, a medida que el dosado relativo se aproxima hacia la combustión estequiométrica.

El efecto del dosado relativo aire–combustible en los rendimientos de gas pobre caliente y frío se muestra en la Fig. 6.5c). La disminución progresiva del rendimiento de gas frío (η_{cg}) se justifica por la caída drástica del poder calorífico inferior del gas pobre limpio con valores

crecientes de λ , que se compensa parcialmente con el aumento del caudal de gas pobre. Por el contrario, el rendimiento de gas caliente (η_{hg}) se mantiene estable en alrededor del 95 % debido a que valores crecientes de λ conducen a temperaturas más altas del gas pobre. En teoría, el aumento de la energía térmica del gas pobre puede compensar la disminución del poder calorífico inferior [41, 68]. Sin embargo, en la práctica, temperaturas de gasificación más altas también acarrearán mayores pérdidas térmicas al medio ambiente en forma de radiación y convección, lo que da lugar a rendimientos de gas caliente más bajos que los que se muestran en la Fig. 6.5c).

El modelo de equilibrio termodinámico del gasificador *downdraft* desarrollado en el presente capítulo ha sido validado mediante la comparación de las predicciones con los resultados experimentales de Jayah et al. [69]. Este trabajo ha sido ampliamente utilizado en la literatura científica para la validación de modelos de equilibrio termodinámico de gasificadores *downdraft* [21, 32, 38, 39, 46, 47, 67]. En sus experimentos, se alimentó madera de caucho a un gasificador *downdraft* a presión atmosférica y una temperatura de gasificación de 900 °C utilizando aire como agente gasificante. Con el fin de validar el modelo de equilibrio termodinámico del gasificador *downdraft* para temperaturas de operación superiores a 800 °C, se han considerado tres relaciones aire–combustible (dosados) diferentes para comparar la composición molar del gas pobre: 2,03, 2,20 y 2,37. Las relaciones aire–combustible se definieron simplemente como la relación de caudal másico de aire frente al de combustible, independientemente de la estequiometría de la combustión. Como se muestra en la Fig. 6.6, los valores estimados para las fracciones molares de las principales especies que constituyen el gas pobre utilizando el modelo de equilibrio termodinámico implementado en Aspen Plus concuerdan en su mayoría con los resultados experimentales de Jayah et al. [69]. Como era previsible, siempre se obtienen desviaciones importantes para la concentración de metano. Los valores experimentales de concentración de metano se sitúan en el rango de 1,1–1,4 %, mientras que las predicciones del modelo son muy próximas a cero. Como en los gasificadores *downdraft* no se alcanza el equilibrio termodinámico completo, la concentración de metano medida no se puede explicar de acuerdo con un modelo de equilibrio termodinámico puro [47, 67]. Sin embargo, las comparaciones con los resultados experimentales han revelado que el modelo de equilibrio termodinámico desarrollado es suficientemente fiable para el propósito de este trabajo, ya que el metano presenta la concentración más baja de entre las principales especies en el gas pobre.

De aquí en adelante, se ha considerado una temperatura de reacción del gasificador igual a 800 °C estableciendo el dosado relativo aire–combustible en 0,363, asegurando así suficiente precisión para acercarse a las condiciones de equilibrio, además de un bajo contenido de alquitrán en la composición del gas pobre. En tales condiciones, la producción de gas pobre es de 765 Nm³/h, con la siguiente composición molar: 24,5 % CO, 20,0 % H₂, <0,1 % CH₄, 6,7 % CO₂, 48,2 % N₂, 0,5 % Ar. En consecuencia, el poder calorífico inferior del gas pobre es de 5,25 MJ/Nm³ y el rendimiento de gas frío (η_{cg}) es igual al 76,5 %.

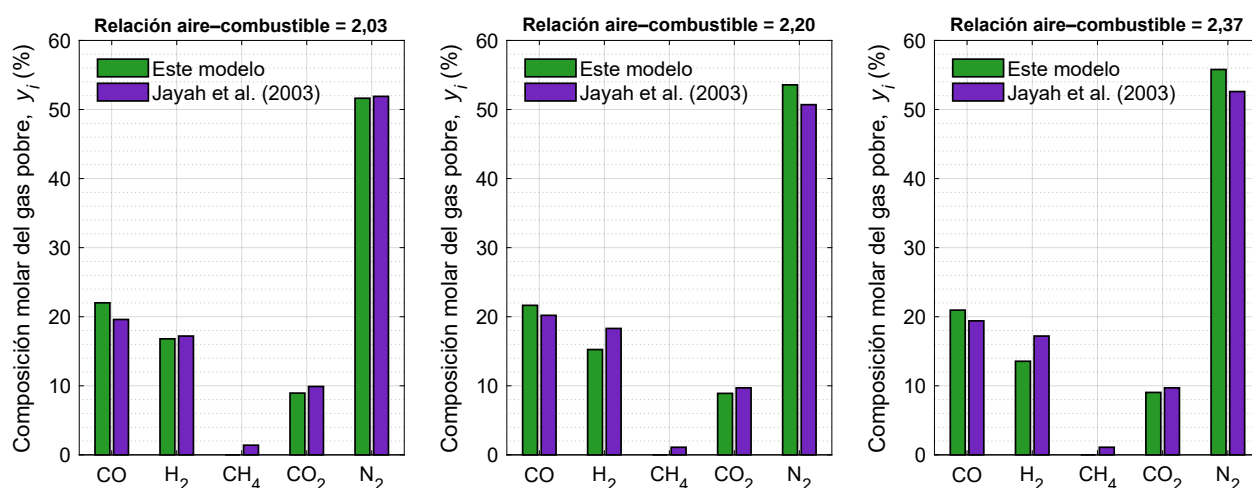


FIGURA 6.6: Validación del presente modelo de gasificación utilizando los resultados experimentales de Jayah et al. [69].

6.3.2 Microturbina

Se han evaluado los principales parámetros de operación de la unidad de generación eléctrica, tales como la relación de presiones del compresor, el dosado relativo combustible-aire, la temperatura de entrada a la turbina y el rendimiento eléctrico neto, entre otros, con el fin de maximizar la generación de energía eléctrica. La Fig. 6.7 muestra la dependencia del rendimiento eléctrico neto (η_e) con la relación de presiones del compresor (Π) a diferentes temperaturas de entrada a la turbina ($TIT = 750\text{ }^{\circ}\text{C}$, $800\text{ }^{\circ}\text{C}$, $850\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $900\text{ }^{\circ}\text{C}$). Se puede observar que, para una temperatura de entrada de turbina particular, el rendimiento eléctrico neto del sistema gasificador-microturbina primero mejora con valores crecientes de Π hasta un valor máximo y luego disminuye con un aumento adicional de Π . Esto se debe a que valores crecientes de Π provocan incrementos en la potencia generada por la microturbina y en la potencia consumida por el compresor de la unidad de generación eléctrica. A valores más bajos de Π , el incremento de la potencia de la turbina es mayor y, por lo tanto, aumenta la potencia neta. A valores más altos de Π , el incremento de la potencia consumida por el compresor es dominante y, por lo tanto, la potencia neta disminuye. Temperaturas de entrada a la turbina más altas dan lugar a rendimientos eléctricos más altos para todos los valores de Π . Como consecuencia, el rendimiento eléctrico neto se maximiza en 15,2 %, 17,0 %, 18,8 % y 20,4 % para temperaturas de entrada a la turbina de $750\text{ }^{\circ}\text{C}$, $800\text{ }^{\circ}\text{C}$, $850\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $900\text{ }^{\circ}\text{C}$, respectivamente. Las condiciones óptimas de operación se han hallado para relaciones de presión de 3,8 a 5,0. Sin embargo, cuando las temperaturas de entrada a la turbina se acercan a los $900\text{ }^{\circ}\text{C}$, se requieren sistemas de enfriamiento costosos y complejos, lo que aumenta la inversión de capital y los costes de mantenimiento de la unidad de generación eléctrica [14, 17]. Por tanto, desde una perspectiva conservadora, finalmente se ha ajustado la temperatura de entrada a la turbina a $850\text{ }^{\circ}\text{C}$ fijando el dosado relativo combustible-aire (ϕ) en 0,12, lo que permite lograr una generación de energía eléctrica neta de unos 275 kW_e , con un rendimiento eléctrico óptimo del

18,8 % a una relación de presiones igual a 4,7.

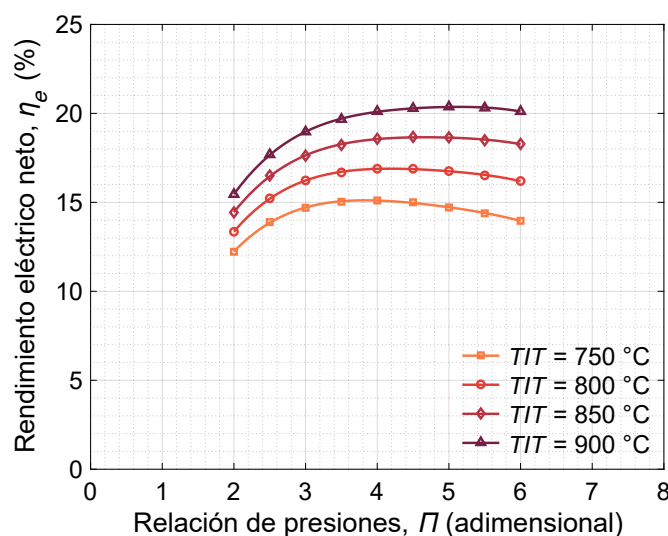


FIGURA 6.7: Efecto de la relación de presiones y la temperatura de entrada de la turbina sobre el rendimiento eléctrico neto.

El rendimiento eléctrico neto del sistema gasificador–microturbina es comparable al de trabajos anteriores [14, 17, 18, 20, 22]. A pesar de que se logra un rendimiento eléctrico bastante menor con respecto al de una microturbina convencional alimentada con combustibles fósiles de alta calidad como el gas natural, el sistema gasificador–microturbina del presente trabajo se alimenta en última instancia con una materia prima sólida de naturaleza renovable y económicamente asequible que se produce localmente en cantidades abundantes. Cabe destacar que en la actualidad las almazaras dedican una parte considerable de sus ingresos a la gestión del orujo graso húmedo. La energía eléctrica neta de la planta de gasificación integrada considerando el consumo de electricidad por parte de la peletizadora y todo el equipo auxiliar se estima en alrededor de 220–250 kW_e o aproximadamente el 10–20 % de la generación de energía eléctrica neta de la microturbina. Por último, el caudal volumétrico de los gases de escape calientes descargados de la microturbina es de aproximadamente 15 800 m³/h a 300 °C, lo que constituye un calor aprovechable aún disponible de aproximadamente 800 kW_t.

6.3.3 Secadero de tambor rotativo

La materia prima que se pretende secar en el tambor rotativo en configuración de flujo paralelo es orujo graso húmedo, cuyo contenido de humedad es bastante variable a lo largo del año, oscilando normalmente entre el 60–70 % (base húmeda), aunque en ocasiones alcanza valores más elevados, de hasta alrededor de un 80 % de humedad. La Fig. 6.8 muestra los resultados de un análisis de operación del secadero con diferentes contenidos de humedad de la materia prima comprendidos entre el 60 % y el 80 %. El orujo graso húmedo de las almazaras se seca con los gases calientes del escape de la microturbina hasta un 12,5 % de humedad para finalmente ser alimentado al gasificador *downdraft* en un proceso autosuficiente. Como se

ilustra en la Fig. 6.8, cuanto mayor sea el contenido de humedad de la materia prima que se alimenta al secadero de tambor rotativo, menores serán los caudales másicos de materia prima húmeda y de producto seco. Cabe señalar que si el contenido de humedad inicial del orujo graso húmedo es superior al 75 %, el caudal másico de orujo graso seco es insuficiente para alimentar el gasificador *downdraft* de manera autosuficiente. Considerando a partir de aquí un contenido medio de humedad del 65 % [4], el caudal másico de orujo graso húmedo en el secadero de tambor rotativo es de aproximadamente 1250 kg/h, de modo que se producen unos 500 kg/h de producto seco. Esto supone un excedente de unos 200 kg/h sobre el caudal másico de orujo seco consumido por el gasificador *downdraft*.

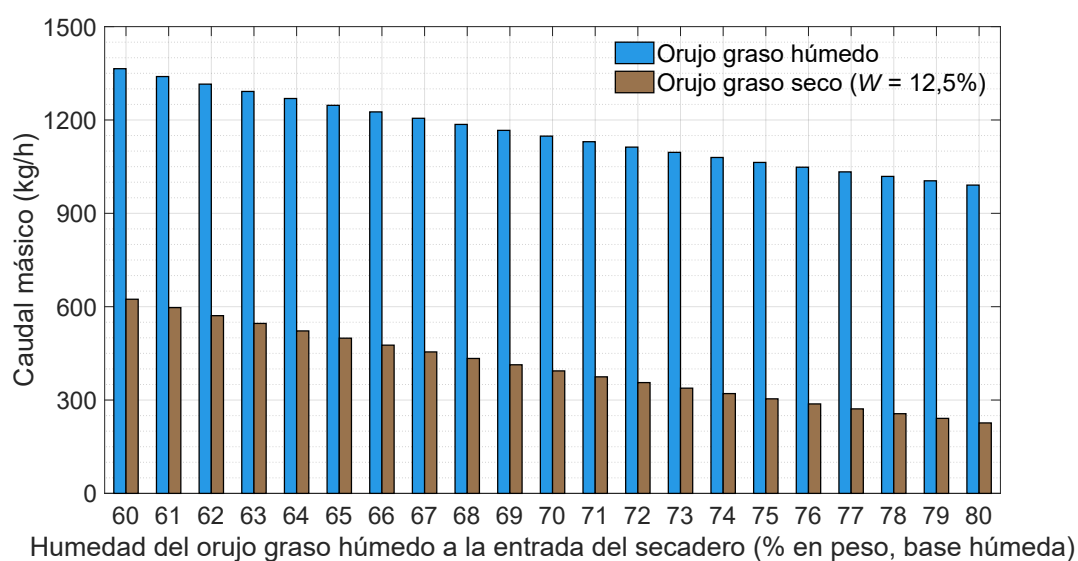


FIGURA 6.8: Efecto de la humedad del orujo graso húmedo a la entrada del secadero sobre la producción de orujo graso seco.

Los principales parámetros de operación del secadero de tambor rotativo de flujo paralelo se recogen en la Tabla 6.3. El diámetro del tambor o carcasa del secadero se ha estimado en aproximadamente 2 metros considerando el caudal volumétrico del gas de escape caliente en la entrada del secadero. Como los secaderos de tambor rotativo suelen tener una relación de longitud a diámetro (L/D) comprendida entre 4–10, la relación L/D seleccionada ha sido de 7, el valor medio [56, 59]. En consecuencia, en este trabajo se ha modelado un secadero de tambor rotativo de 14 m de largo [65]. En la práctica, el dimensionamiento óptimo del secadero debe considerar su coste, junto con la temperatura y la humedad de las corrientes de salida. Sin embargo, se aceptan diferentes geometrías para el secadero siempre que la temperatura y la humedad de salida de la materia prima y del gas de secado se sitúen en un rango razonable [65]. El tiempo de residencia del orujo graso húmedo se ha establecido como el valor medio para un secadero de tambor rotativo típico, unos 20 min [58, 60, 62]. El rendimiento térmico de secado (η_{th}), determinado según la Ec. (6.24), es de un 58,8 %, que se sitúa muy cerca del valor indicado en [65], y dentro del rango habitual de rendimientos térmicos de secado del 35–70 % para secaderos de tambor rotativo [56]. El resto de la energía térmica disponible en los gases de escape calientes se pierde a través del cuerpo del

secadero y se disipa hacia la atmósfera. El rendimiento energético de la etapa de secado (η_{dry}), calculado como se muestra en la Ec. (6.25), es de un 32,2 %. Este valor, añadido al rendimiento eléctrico previamente determinado para la planta de gasificación integrada ($\eta_e = 18,8 \%$), resulta en un satisfactorio rendimiento global (η_o) del 51,0 %.

TABLA 6.3: Especificaciones de simulación del secadero y parámetros de operación.

Parámetro	Valor	Unidad
Dimensiones (Diámetro $\times$ Longitud)	2×14	m $\times$ m
Caudal másico de materia prima húmeda ($W = 65 \%$)	1250	kg/h
Caudal másico de producto seco ($W = 12,5 \%$)	500	kg/h
Aporte de energía térmica	800	kW _t
Tiempo de residencia	20	min
Rendimiento térmico de secado (η_{th})	58,8	%
Rendimiento de secado (η_{dry})	32,2	%

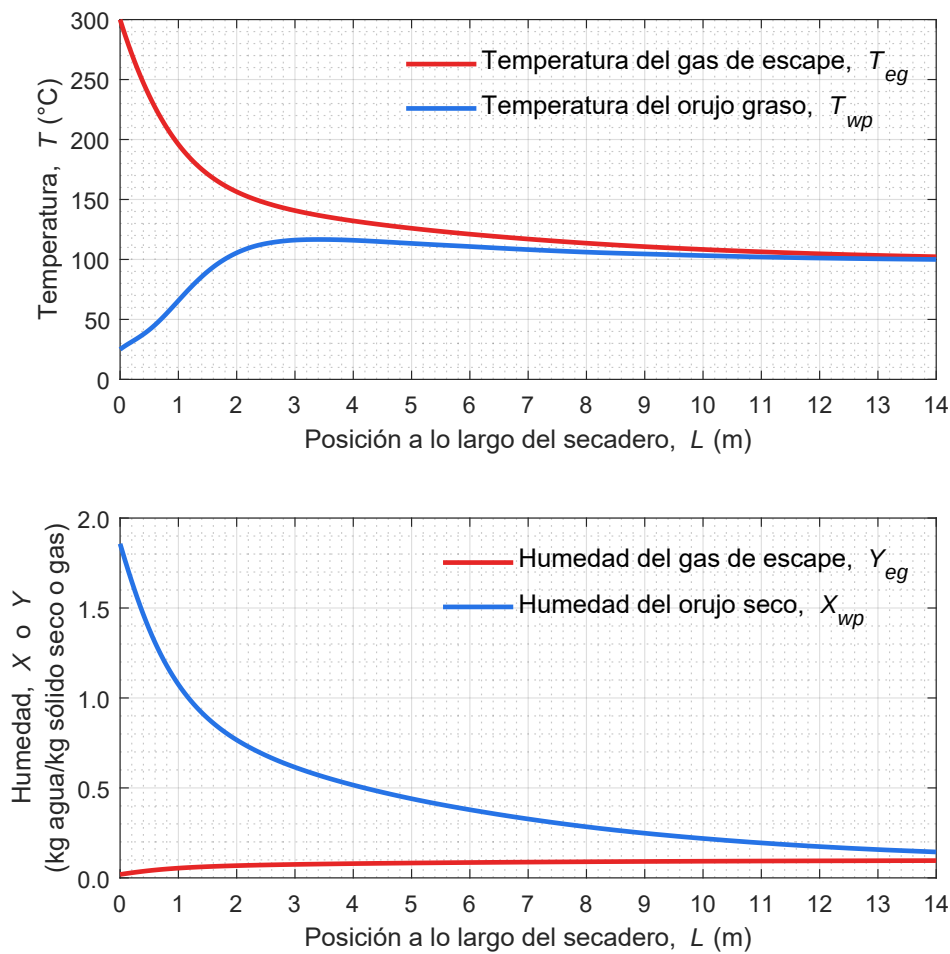


FIGURA 6.9: Perfiles de temperatura y humedad del orujo graso húmedo y del gas de escape de secado a lo largo del secadero de tambor rotativo con configuración de flujo paralelo.

Finalmente, los perfiles de temperatura y humedad del gas de escape de secado y del orujo graso húmedo a lo largo de la longitud del secadero se muestran en la Fig. 6.9. La temperatura de los gases de escape disminuye drásticamente a medida que aumenta su humedad, lo que provoca una reducción considerable de la humedad del orujo graso a lo largo del secadero. De acuerdo con la Ec. (6.12), el caudal másico de humedad que se evapora del orujo graso húmedo debe corresponder con el aumento de humedad del gas de secado. El contenido de humedad inicial del orujo graso húmedo que se pretende secar en el secadero de tambor rotativo con configuración de flujo paralelo es del 65 % en base húmeda (1,857 kg agua/kg sólido seco), mientras que el gas de escape de secado se descarga continuamente de la microturbina con una humedad absoluta de 0,019 kg agua/kg gas seco. El contenido de humedad de la materia prima sólida se reduce hasta el 12,5 % en base húmeda (0,143 kg agua/kg/sólido seco) y la humedad absoluta del gas de escape de secado a la salida del secadero es de 0,096 kg agua/kg gas seco, lo que corresponde a una humedad relativa de alrededor del 12,3 %. El requerimiento térmico del secadero es de aproximadamente 3,8 MJ/kg de agua evaporada, que se encuentra dentro del rango indicado para secaderos de tambor rotativo industriales [70].

6.3.4 Balance energético global

Para proporcionar una visión general de los flujos y pérdidas de energía, se ha realizado una evaluación de las pérdidas energéticas de la planta de gasificación integrada. La Fig. 6.10 muestra el balance energético global de la planta de gasificación integrada en un diagrama de Sankey. Como puede observarse, el 51,0 % de la energía química en la materia prima de entrada al gasificador *downdraft* se convierte en energía eléctrica ($\eta_e = 18,8\%$) y en calor útil para la evaporación de humedad ($\eta_{dry} = 32,2\%$). El 49,0 % restante del flujo de energía de entrada representa pérdidas térmicas en forma de transferencia de calor hacia el medio ambiente en varias unidades de la planta de gasificación integrada. Las principales fuentes de pérdidas energéticas son la unidad de enfriamiento y limpieza de gas pobre (18,4 %) y el secadero de tambor rotativo (22,7 %). El calentamiento del carbono no convertido y de las cenizas en el residuo sólido carbonoso (carbón) descargado por el gasificador constituye la siguiente fuente de pérdidas energéticas en importancia (5,1 %). Las pérdidas de generación eléctrica y de conversión de potencia en el generador eléctrico de la microturbina solo representan el 2,7 % del flujo de energía de entrada. El consumo eléctrico de la peletizadora y resto de equipos auxiliares se estima en aproximadamente un 14,5 % de la generación eléctrica neta de la microturbina. En consecuencia, la energía eléctrica neta para autoconsumo de la almazara se estima en un 16,1 % del flujo de energía de entrada.

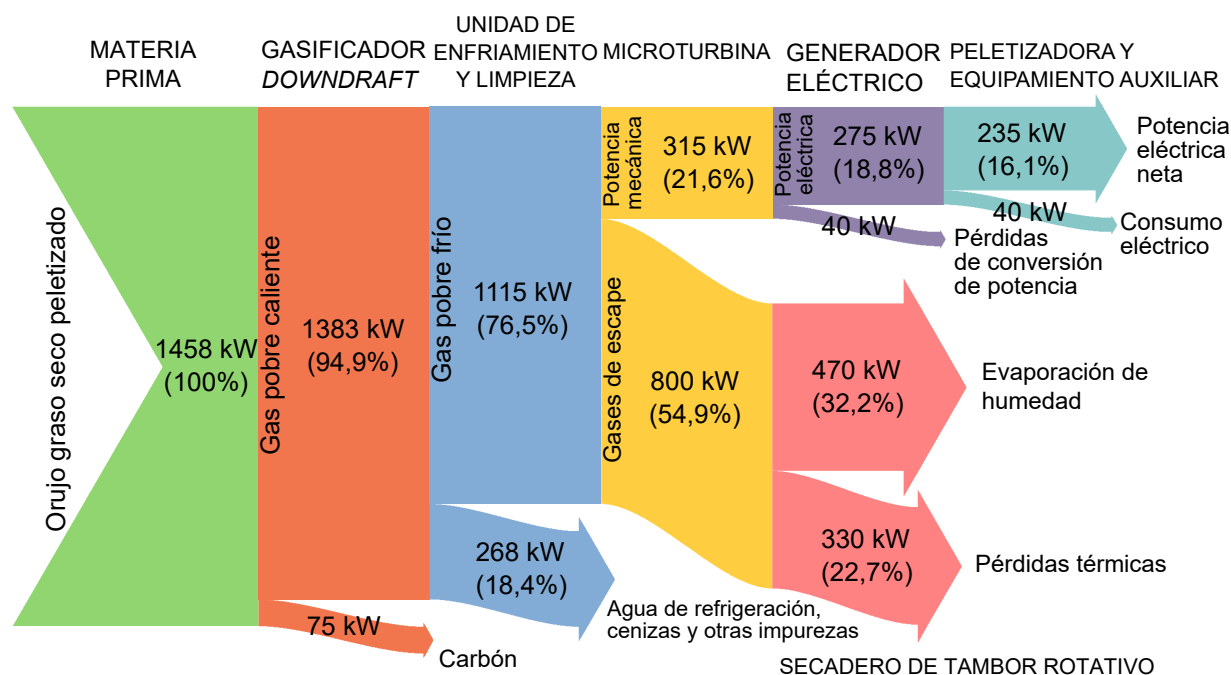


FIGURA 6.10: Diagrama de Sankey de la planta de gasificación integrada.

6.4 Evaluación de viabilidad económica

Este último apartado pretende demostrar la viabilidad tecnoeconómica de una planta de gasificación integrada con una potencia eléctrica neta de unos 220–250 kW_e para la industria oleícola. Para la evaluación de la viabilidad económica se han considerado los siguientes supuestos:

- La planta de gasificación integrada opera de forma continua durante aproximadamente cuatro meses y medio, que abarcan todo el periodo de producción de aceite de oliva. La planta de gasificación solo requiere dos paradas de mantenimiento programadas por mes, lo que da como resultado un tiempo operativo total de aproximadamente 3100 horas por año.
- El coste de una planta de gasificación de tamaño similar (370 000 €) se ha consultado directamente con fabricantes. El coste de la microturbina se estima en aproximadamente 1000 €/kW_e [71], mientras que el coste del secadero de tambor rotativo de flujo paralelo (200 000 €) y la peletizadora (50 000 €) se han consultado con un fabricante local. Los costes fijos y de instalación de la planta de gasificación (obra civil, montajes eléctricos y mecánicos) se han estimado en un 20 % de la inversión total. En consecuencia, el coste llave en mano de la planta de gasificación integrada se estima en 1 074 000 €.
- Existen subvenciones a fondo perdido de organizaciones públicas para pequeñas y medianas empresas sostenibles. Estas subvenciones, que pueden financiar hasta un 40 % de la inversión total, pueden ser concedidas por el Centro para el Desarrollo Tecnológico

Industrial (CDTI) a nivel nacional o por la Agencia Andaluza de la Energía a nivel autonómico en la Comunidad Autónoma de Andalucía. En este trabajo se ha considerado una subvención a fondo perdido del 35 % [72].

- La planta de gasificación está destinada al autoconsumo de electricidad renovable, tal y como establece la ley española (Real Decreto 244/2019) [73], lo que supondría una reducción considerable en el término variable del coste de la electricidad para la mayoría de las almazaras.

TABLA 6.4: Parámetros de entrada y resultados de la evaluación de viabilidad económica de la planta de gasificación integrada.

Parámetros de operación de la planta	Valor	Unidad
Potencia eléctrica bruta	275	kW _e
Potencia eléctrica neta	220–250	kW _e
Calor disponible	800	kW _t
Consumo de materia prima húmeda ($W = 65\%$)	300	kg/h
Horas de operación	3100	h/año
Vida útil operativa de la planta	15	años
Producción de biocarbón (de acuerdo con la simulación)	6,5	% de la biomasa de entrada
Parámetros económicos	Valor	Unidad
Tasa anual de descuento	1,5	%
Coste estimado llave en mano de la planta de gasificación	1 074 000	€
• Gasificador y unidad de acondicionamiento de gas pobre	370 000	€
• Microturbina	275 000	€
• Secadero de tambor rotativo	200 000	€
• Peletizadora	50 000	€
• Instalación, montaje y puesta en marcha	179 000	€
Subvención a fondo perdido	35	% de la inversión total
Inversión total de capital en almazara	698 100	€
Coste de operación y mantenimiento	0,01	€/kWh
Coste de contratación de mano de obra	20 000	€/año
Autoconsumo de electricidad, precio de venta	0,10	€/kWh
Biocarbón, precio de venta	0,15	€/kg
Costes de transporte de orujo graso húmedo, ahorro	6	€/t
Resultados	Valor	Unidad
Periodo de recuperación	7–9	años
Periodo de recuperación (sin coste de contratación)	6–8	años

- Otro subproducto que afecta al potencial de rentabilidad de la tecnología de gasificación en la industria oleícola es el sólido carbonoso descargado del gasificador *downdraft*, también conocido comercialmente como biocarbón. El precio medio de venta de este subproducto de la gasificación en mercados internacionales se estima en torno a los 0,15 €/kg [74]; mientras que en Inglaterra, por ejemplo, se ha indicado un precio de venta más elevado, comprendido entre 0,16–0,48 €/kg [75]. Una de las razones de la gran variabilidad en el precio de venta de este subproducto es la amplia variación en sus características fisicoquímicas, así como su diversidad de usos y mercados asociados [76]. Para abordar este problema, existen estándares de certificación de biocarbón de organizaciones como la Iniciativa Internacional de Biocarbón (IBI) y el Certificado Europeo de Biocarbón (EBC) [77]. Entre los criterios considerados por estas normas destaca el contenido de carbono, la relación molar H/C, el área superficial y la concentración de contaminantes como los metales pesados, los hidrocarburos aromáticos policíclicos (HAP), los policlorobifenilos (PCB), las dioxinas y los furanos.
- El ahorro en los costes de transporte del orujo graso húmedo se ha estimado en 6 €/t, considerando una distancia media entre la almazara y la planta extractora del aceite de orujo de oliva de unos 50 km.
- La planta de gasificación integrada puede requerir la contratación de un empleado a tiempo parcial para trabajos permanentes de operación y mantenimiento. Para tal caso, se ha considerado un coste de contratación de 20 000 €/año.
- Finalmente, la tasa de descuento anual se ha supuesto igual al 1,5 %.

En la Tabla 6.4 se recogen los datos de entrada y los resultados de la evaluación de viabilidad económica. La Tabla 6.4 revela que, si se crea un nuevo trabajo de operación y mantenimiento a tiempo parcial, la inversión arroja un periodo de recuperación razonable que se sitúa entre 7–9 años. Sin embargo, si el personal de operación y mantenimiento ya disponible en la mayoría de las almazaras recibe suficiente capacitación sobre la tecnología de gasificación, el retorno de la inversión podría reducirse a unos 6–8 años. En ambas circunstancias, la inversión proporcionaría un beneficio actual neto (VAN) superior a 500 000 € durante la vida operativa de la planta.

6.5 Conclusiones

En este capítulo se presenta una planta de gasificación integrada como un enfoque alternativo para la gestión actual del orujo graso húmedo o alperujo, un subproducto que se produce en cantidades abundantes y representa un gasto cada vez mayor para las almazaras españolas, ya que debe ser transportado continuamente a las plantas extractoras de aceite de orujo de oliva para evitar interrupciones en la producción. La planta integrada consta de una peletizadora, un gasificador *downdraft* alimentado con orujo graso seco peletizado, una unidad

de enfriamiento y limpieza del gas pobre, una microturbina y un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo. Además de la generación de energía eléctrica para autoconsumo en la microturbina, los gases de escape calientes descargados a temperaturas cercanas a los 300 °C pueden aprovecharse para el secado del orujo grasoso húmedo en un secadero de tambor rotativo, permitiendo un funcionamiento autosuficiente de la planta de gasificación integrada. Se ha desarrollado un modelo detallado de simulación del proceso en Aspen Plus para realizar los balances de masa y energía de la planta propuesta. El modelo ha sido validado con resultados experimentales y de simulación de trabajos relevantes. Los resultados de la simulación arrojan un rendimiento eléctrico del 18,8 % en condiciones óptimas de funcionamiento, mientras que la etapa de secado permite alcanzar un satisfactorio rendimiento global del 51,0 %. Los parámetros de rendimiento de la planta son razonablemente buenos, teniendo en cuenta que se utiliza como materia prima para la generación de electricidad renovable un subproducto húmedo de la producción de aceite de oliva que se produce localmente en cantidades abundantes y es económicamente asequible. En este sentido, la planta de gasificación integrada se considera una opción interesante y potencialmente viable para que la mayoría de las almazaras puedan autoabastecerse de electricidad a través de la gestión y recuperación de sus residuos. El modelo desarrollado podría utilizarse para realizar evaluaciones económicas y de seguridad más completas con vistas a una posible planta a escala comercial.

Referencias

- [1] Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura, División de Estadística (FAOSTAT). dirección: <http://www.fao.org/faostat/es/>.
- [2] Unidad de Asuntos Económicos y Promoción - Consejo Oleícola Internacional (COI). dirección: <https://www.internationaloliveoil.org/que-hacemos/unidad-de-asuntos-economicos-y-promocion/>.
- [3] S. I. Patsios, K. N. Kontogiannopoulos y G. F. Banias, «Environmental impact assessment in agri-production», en *Bio-Economy and Agri-production*, Elsevier, 2021, págs. 83-116. DOI: [10.1016/b978-0-12-819774-5.00005-9](https://doi.org/10.1016/b978-0-12-819774-5.00005-9).
- [4] R. Arjona, A. García y P. Ollero, «The drying of alpeorujo, a waste product of the olive oil mill industry», *J. Food Eng.*, vol. 41, n.º 3, págs. 229-234, 1999. DOI: [10.1016/S0260-8774\(99\)00104-1](https://doi.org/10.1016/S0260-8774(99)00104-1).
- [5] A. Serrano, D. Villa-Gomez, F. G. Fermoso y B. Alonso-Fariñas, «Is anaerobic digestion a feasible alternative to the combustion of olive mill solid waste in terms of energy production? A critical review», *Biofuel. Bioprod. Biorefin.*, vol. 15, n.º 1, págs. 150-162, 2021. DOI: [10.1002/bbb.2159](https://doi.org/10.1002/bbb.2159).

-
- [6] C. Sánchez-Sánchez, A. González-González, F. Cuadros-Salcedo y F. Cuadros-Blázquez, «Two-phase Olive mill waste: A circular economy solution to an imminent problem in Southern Europe», *J. Clean. Prod.*, vol. 274, págs. 122-127, 2020. DOI: [10.1016/j.jclepro.2020.122789](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.122789).
- [7] A. García-Maraver, M. Zamorano, A. Ramos-Ridao y L. Díaz, «Analysis of olive grove residual biomass potential for electric and thermal energy generation in Andalusia (Spain)», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 16, n.º 1, págs. 745-751, 2012. DOI: [10.1016/j.rser.2011.08.040](https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.08.040).
- [8] D. Vera, F. Jurado, B. de Mena y J. C. Hernández, «A distributed generation hybrid system for electric energy boosting fueled with olive industry wastes», *Energies*, vol. 1, págs. 1-18, 2019. DOI: [10.3390/en12030500](https://doi.org/10.3390/en12030500).
- [9] F. J. Gómez-de la Cruz, J. M. Palomar-Carnicero, Q. Hernández-Escobedo y F. Cruz-Peragón, «Determination of the drying rate and effective diffusivity coefficients during convective drying of two-phase olive mill waste at rotary dryers drying conditions for their application», *Renew. Energy*, vol. 153, págs. 900-910, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2020.02.062](https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.02.062).
- [10] B. Alonso-Fariñas et al., «Environmental assessment of olive mill solid waste valorization via anaerobic digestion versus olive pomace oil extraction», *Processes*, vol. 8, n.º 5, 2020. DOI: [10.3390/pr8050626](https://doi.org/10.3390/pr8050626).
- [11] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3.^a ed. Academic Press, 2018, ISBN: 978-0-12-812992-0. DOI: [10.1016/C2016-0-04056-1](https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-1).
- [12] J. Ruiz, M. Juárez, M. Morales, P. Muñoz y M. Mendivil, «Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 18, págs. 174-183, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2012.10.021](https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.021).
- [13] M. Loeser y M. A. Redfern, «Modelling and simulation of a novel micro-scale combined feedstock biomass generation plant for grid-independent power supply», *Int. J. Energy Res.*, vol. 34, n.º 4, págs. 303-320, 2010. DOI: [10.1002/er.1556](https://doi.org/10.1002/er.1556).
- [14] D. Vera, F. Jurado, K. D. Panopoulos y P. Grammelis, «Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry», *Int. J. Energy Res.*, vol. 36, n.º 3, págs. 355-367, 2012. DOI: [10.1002/er.1802](https://doi.org/10.1002/er.1802).
- [15] T. Zornek, T. Monz y M. Aigner, «Performance analysis of the micro gas turbine Turbec T100 with a new FLOX-combustion system for low calorific fuels», *Appl. Energy*, vol. 159, págs. 276-284, 2015. DOI: [10.1016/j.apenergy.2015.08.075](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.08.075).
- [16] L. P. Rabou, J. M. Grift, R. E. Conradie y S. Fransen, «Micro gas turbine operation with biomass producer gas and mixtures of biomass producer gas and natural gas», *Energy Fuels*, vol. 22, n.º 3, págs. 1944-1948, 2008. DOI: [10.1021/ef700630z](https://doi.org/10.1021/ef700630z).
-

-
- [17] D. Vera, F. Jurado, B. de Mena y G. Schories, «Comparison between externally fired gas turbine and gasifier-gas turbine system for the olive oil industry», *Energy*, vol. 36, n.º 12, págs. 6720-6730, 2011. DOI: [10.1016/j.energy.2011.10.036](https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.10.036).
- [18] N. Henao, E. Lora, D. Maya, O. Venturini y E. Franco, «Technical feasibility study of 200 kW gas microturbine coupled to a dual fluidized bed gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 130, pág. 105 369, 2019. DOI: [10.1016/j.biombioe.2019.105369](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105369).
- [19] W. Lan, G. Chen, X. Zhu, X. Wang, C. Liu y B. Xu, «Biomass gasification-gas turbine combustion for power generation system model based on ASPEN PLUS», *Sci. Total Environ.*, vol. 628-629, págs. 1278-1286, 2018. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2018.02.159](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.02.159).
- [20] H. Abd El-Sattar, S. Kamel, M. A. Tawfik, D. Vera y F. Jurado, «Modeling and Simulation of Corn Stover Gasifier and Micro-turbine for Power Generation», *Waste Biomass Valori.*, vol. 10, n.º 10, págs. 3101-3114, 2019. DOI: [10.1007/s12649-018-0284-z](https://doi.org/10.1007/s12649-018-0284-z).
- [21] J. Jia, A. Abudula, L. Wei, B. Sun e Y. Shi, «Effect of operating parameters on performance of an integrated biomass gasifier, solid oxide fuel cells and micro gas turbine system», *Biomass Bioenerg.*, vol. 75, págs. 35-45, 2015. DOI: [10.1016/j.biombioe.2015.02.004](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2015.02.004).
- [22] A. Perna, M. Minutillo, E. Jannelli, V. Cigolotti, S. W. Nam y K. J. Yoon, «Performance assessment of a hybrid SOFC/MGT cogeneration power plant fed by syngas from a biomass down-draft gasifier», *Appl. Energy*, vol. 227, págs. 80-91, 2018. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.08.077](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.08.077).
- [23] M. Minutillo et al., «Coupling of biomass gasification and SOFC – Gas Turbine hybrid system for small scale cogeneration applications», *Energy Procedia*, vol. 105, págs. 730-737, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.03.383](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.383).
- [24] P. Pilavachi, «Mini- and micro-gas turbines for combined heat and power», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 22, n.º 18, págs. 2003-2014, 2002. DOI: [10.1016/S1359-4311\(02\)00132-1](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(02)00132-1).
- [25] H. Al Moussawi, F. Fardoun y H. Louahlia-Gualous, «Review of tri-generation technologies: Design evaluation, optimization, decision-making, and selection approach», *Energy Convers. Manag.*, vol. 120, págs. 157-196, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.04.085](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.04.085).
- [26] M. Wegener, A. Malmquist, A. Isalgué y A. Martin, «Biomass-fired combined cooling, heating and power for small scale applications – A review», *Renew. Sust. Energy Rev.*, vol. 96, págs. 392-410, 2018. DOI: [10.1016/j.rser.2018.07.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.07.044).
- [27] P. Kaparaju y J. Rintala, «Generation of heat and power from biogas for stationary applications: boilers, gas engines and turbines, combined heat and power (CHP) plants and fuel cells», en *The Biogas Handbook*, A. Wellinger, J. Murphy y D. Baxter, eds., Woodhead Publishing, 2013, págs. 404-427, ISBN: 978-0-85709-498-8. DOI: [10.1533/9780857097415.3.404](https://doi.org/10.1533/9780857097415.3.404).
-

-
- [28] B. Wojnicka, M. Ściężko y J. C. Schmid, «Modelling of biomass gasification with steam», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, n.º 5, págs. 1787-1805, 2021. DOI: [10.3390/pr8050626](https://doi.org/10.3390/pr8050626).
- [29] V. R. Patel, D. S. Upadhyay y R. N. Patel, «Gasification of lignite in a fixed bed reactor: Influence of particle size on performance of downdraft gasifier», *Energy*, vol. 78, págs. 323-332, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2014.10.017](https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.10.017).
- [30] Aspen Technology, Inc. (AspenTech), *Getting started modeling processes with solids V8.4*. 2013.
- [31] J. Salisu, N. Gao y C. Quan, «Techno-economic assessment of co-gasification of rice husk and plastic waste as an off-grid power source for small scale rice milling - an Aspen Plus model», *J. Anal. Appl. Pyrol.*, vol. 158, pág. 105 157, 2021. DOI: [10.1016/j.jaap.2021.105157](https://doi.org/10.1016/j.jaap.2021.105157).
- [32] R. Tavares, E. Monteiro, F. Tabet y A. Rouboa, «Numerical investigation of optimum operating conditions for syngas and hydrogen production from biomass gasification using Aspen Plus», *Renew. Energy*, vol. 146, págs. 1309-1314, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.07.051](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.07.051).
- [33] S. Safarian, R. Unnþórsson y C. Richter, «Performance analysis and environmental assessment of small-scale waste biomass gasification integrated CHP in Iceland», *Energy*, vol. 197, pág. 117 268, 2020. DOI: [10.1016/j.energy.2020.117268](https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117268).
- [34] M. P. González-Vázquez, F. Rubiera, C. Pevida, D. T. Pio y L. A. Tarelho, «Thermodynamic analysis of biomass gasification using Aspen Plus: Comparison of stoichiometric and non-stoichiometric models», *Energies*, vol. 14, n.º 1, 2021. DOI: [10.3390/en14010189](https://doi.org/10.3390/en14010189).
- [35] D. Cirillo, M. Di Palma, M. La Villetta, A. Macaluso, A. Mauro y L. Vanoli, «A novel biomass gasification micro-cogeneration plant: Experimental and numerical analysis», *Energy Convers. Manag.*, vol. 243, pág. 114 349, 2021. DOI: [10.1016/j.enconman.2021.114349](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114349).
- [36] Aspen Technology, Inc. (AspenTech), *Physical Property Methods and Models 11.1*, 2001.
- [37] J. Han et al., «Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus», *Energy Convers. Manag.*, vol. 153, págs. 641-648, 2017. DOI: [10.1016/j.enconman.2017.10.030](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.10.030).
- [38] P.-C. Kuo, W. Wu y W.-H. Chen, «Gasification performances of raw and torrefied biomass in a downdraft fixed bed gasifier using thermodynamic analysis», *Fuel*, vol. 117, págs. 1231-1241, 2014. DOI: [10.1016/j.fuel.2013.07.125](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.07.125).
- [39] A. Gagliano, F. Nocera, M. Bruno y G. Cardillo, «Development of an equilibrium-based model of gasification of biomass by Aspen Plus», *Energy Procedia*, vol. 111, págs. 1010-1019, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.03.264](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264).
- [40] D. Baruah y D. Baruah, «Modeling of biomass gasification: A review», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, págs. 806-815, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.07.129](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.129).
-

-
- [41] B. de Mena, D. Vera, F. Jurado y M. Ortega, «Updraft gasifier and ORC system for high ash content biomass: A modelling and simulation study», *Fuel Process. Technol.*, vol. 156, págs. 394-406, 2017. DOI: [10.1016/j.fuproc.2016.09.031](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.09.031).
- [42] C. R. Altafini, P. R. Wander y R. M. Barreto, «Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model», *Energy Convers. Manag.*, vol. 44, n.º 17, págs. 2763-2777, 2003. DOI: [10.1016/S0196-8904\(03\)00025-6](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00025-6).
- [43] A. Abuadala, I. Dincer y G. Naterer, «Exergy analysis of hydrogen production from biomass gasification», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 35, n.º 10, págs. 4981-4990, 2010, Novel Hydrogen Production Technologies and Applications. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2009.08.025](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2009.08.025).
- [44] Ö. Ç. Mutlu y T. Zeng, «Challenges and opportunities of modeling biomass gasification in Aspen Plus: A review», *Chem. Eng. Technol.*, vol. 43, n.º 9, págs. 1674-1689, 2020. DOI: [10.1002/ceat.202000068](https://doi.org/10.1002/ceat.202000068).
- [45] S. Zhao, X. Bi, X. Pan, Y. Su y W. Wu, «The optimization of in-situ tar reduction and syngas production on a 60-kW three-staged biomass gasification system: Theoretical and practical approach», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, n.º 5, págs. 1835-1846, 2021. DOI: [10.1007/s13399-019-00536-9](https://doi.org/10.1007/s13399-019-00536-9).
- [46] R. Karamarković y V. Karamarković, «Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures», *Energy*, vol. 35, n.º 2, págs. 537-549, 2010. DOI: [10.1016/j.energy.2009.10.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2009.10.022).
- [47] S. Jarungthammachote y A. Dutta, «Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimization approach and its application to spouted bed and spout-fluid bed gasifiers», *Energy Convers. Manag.*, vol. 49, n.º 6, págs. 1345-1356, 2008. DOI: [10.1016/j.enconman.2008.01.006](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.01.006).
- [48] M. Bassyouni et al., «Date palm waste gasification in downdraft gasifier and simulation using ASPEN HYSYS», *Energy Convers. Manag.*, vol. 88, págs. 693-699, 2014. DOI: [10.1016/j.enconman.2014.08.061](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.08.061).
- [49] K. M. Broer y R. C. Brown, «The role of char and tar in determining the gas-phase partitioning of nitrogen during biomass gasification», *Appl. Energy*, vol. 158, págs. 474-483, 2015. DOI: [10.1016/j.apenergy.2015.08.100](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.08.100).
- [50] W. Jangsawang, K. Laohalidanond y S. Kerdsuwan, «Optimum equivalence ratio of biomass gasification process based on thermodynamic equilibrium model», *Energy Procedia*, vol. 79, págs. 520-527, 2015. DOI: [10.1016/j.egypro.2015.11.528](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.11.528).
- [51] J. D. Martínez, K. Mahkamov, R. V. Andrade y E. E. Silva Lora, «Syngas production in downdraft biomass gasifiers and its application using internal combustion engines», *Renew. Energy*, vol. 38, n.º 1, págs. 1-9, 2012. DOI: [10.1016/j.renene.2011.07.035](https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.07.035).
-

-
- [52] Z. Zainal, A. Rifau, G. Quadir y K. Seetharamu, «Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 23, n.º 4, págs. 283-289, 2002. DOI: [10.1016/S0961-9534\(02\)00059-4](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(02)00059-4).
- [53] R. Zhang y P. Basu, «A simple model for prediction of solid collection efficiency of a gas–solid separator», *Powder Technol.*, vol. 147, n.º 1, págs. 86-93, 2004. DOI: [10.1016/j.powtec.2004.09.009](https://doi.org/10.1016/j.powtec.2004.09.009).
- [54] P. Laranci, E. Bursi y F. Fantozzi, «Numerical analysis of a microturbine combustion chamber modified for biomass derived syngas», en *Proc. ASME Turbo Expo*, vol. 2, American Society of Mechanical Engineers Digital Collection, 2011, págs. 541-548, ISBN: 9780791854624. DOI: [10.1115/GT2011-45551](https://doi.org/10.1115/GT2011-45551).
- [55] W. P. Visser, S. A. Shakariyants y M. Oostveen, «Development of a 3 kW microturbine for CHP applications», *J. Eng. Gas Turbines Power*, vol. 133, n.º 4, 2011. DOI: [10.1115/1.4002156](https://doi.org/10.1115/1.4002156).
- [56] A. S. Mujumdar, *Handbook of Industrial Drying*, 4.^a ed. CRC Press, 2014, ISBN: 9780429169762. DOI: [10.1201/b17208](https://doi.org/10.1201/b17208).
- [57] C. A. Bustamante, A. F. Hill, D. F. Rodríguez, M. Giraldo y W. F. Flórez, «Modeling and Simulation of a Co-Current Rotary Dryer Under Steady Conditions», *Dry. Technol.*, vol. 32, n.º 4, págs. 469-475, 2014. DOI: [10.1080/07373937.2013.838584](https://doi.org/10.1080/07373937.2013.838584).
- [58] J. Han y J. Kim, «Process simulation and optimization of 10-MW EFB power plant», en *28th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, ép. Comput. Aided Chem. Eng. A. Friedl, J. J. Klemeš, S. Radl, P. S. Varbanov y o. Wallek, eds., vol. 43, Elsevier, 2018, págs. 723-729. DOI: [10.1016/B978-0-444-64235-6.50128-5](https://doi.org/10.1016/B978-0-444-64235-6.50128-5).
- [59] J. Han, Y. Choi y J. Kim, «Development of the Process Model and Optimal Drying Conditions of Biomass Power Plants», *ACS Omega*, 2020. DOI: [10.1021/acsomega.9b03557](https://doi.org/10.1021/acsomega.9b03557).
- [60] F. J. Gómez-de la Cruz, P. J. Casanova-Peláez, J. M. Palomar-Carnicero y F. Cruz-Peragón, «Modeling of olive-oil mill waste rotary dryers: Green energy recovery systems», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 80, págs. 362-373, 2015. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2015.01.035](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2015.01.035).
- [61] F. Castaño, F. R. Rubio y M. G. Ortega, «Modeling of a Cocurrent Rotary Dryer», *Dry. Technol.*, vol. 30, n.º 8, págs. 839-849, 2012. DOI: [10.1080/07373937.2012.668998](https://doi.org/10.1080/07373937.2012.668998).
- [62] F. J. Gómez-de la Cruz, P. J. Casanova-Peláez, J. M. Palomar-Carnicero y F. Cruz-Peragón, «Characterization and analysis of the drying real process in an industrial olive-oil mill waste rotary dryer: A case of study in Andalusia», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 116, págs. 1-10, 2017. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2017.01.050](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.01.050).
- [63] D. van Meel, «Adiabatic convection batch drying with recirculation of air», *Chem. Eng. Sci.*, vol. 9, n.º 1, págs. 36-44, 1958. DOI: [10.1016/0009-2509\(58\)87005-0](https://doi.org/10.1016/0009-2509(58)87005-0).
-

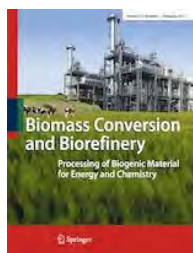
-
- [64] I. C. Kemp, «Drying software: Past, present, and future», *Dry. Technol.*, vol. 25, n.º 7-8, págs. 1249-1263, 2007. DOI: [10.1080/07373930701438709](https://doi.org/10.1080/07373930701438709).
- [65] M. Manouchehrinejad y S. Mani, «Process simulation of an integrated biomass torrefaction and pelletization (iBTP) plant to produce solid biofuels», *Energy Convers. Manag.*: X, vol. 1, pág. 100 008, 2019. DOI: [10.1016/j.ecmx.2019.100008](https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2019.100008).
- [66] R. García, M. Gil, F. Rubiera y C. Pevida, «Pelletization of wood and alternative residual biomass blends for producing industrial quality pellets», *Fuel*, vol. 251, págs. 739-753, 2019. DOI: [10.1016/j.fuel.2019.03.141](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.03.141).
- [67] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno y A. Coronas, «Review and analysis of biomass gasification models», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 14, n.º 9, págs. 2841-2851, 2010. DOI: [10.1016/j.rser.2010.07.030](https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030).
- [68] D. Vera, F. Jurado, J. Carpio y S. Kamel, «Biomass gasification coupled to an EFGT-ORC combined system to maximize the electrical energy generation: A case applied to the olive oil industry», *Energy*, vol. 144, págs. 41-53, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2017.11.152](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.11.152).
- [69] T. Jayah, L. Aye, R. Fuller y D. Stewart, «Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying», *Biomass and Bioenergy*, vol. 25, n.º 4, págs. 459-469, 2003. DOI: [10.1016/S0961-9534\(03\)00037-0](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(03)00037-0).
- [70] H. Li, Q. Chen, X. Zhang, K. N. Finney, V. N. Sharifi y J. Swithenbank, «Evaluation of a biomass drying process using waste heat from process industries: A case study», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 35, págs. 71-80, 2012. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2011.10.009](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.10.009).
- [71] L. Galanti y A. F. Massardo, «Thermoeconomic analysis of micro gas turbine design in the range 25-500 kW_e», *Proc. ASME Turbo Expo.*, vol. 5, págs. 317-327, 2010. DOI: [10.1115/GT2010-22351](https://doi.org/10.1115/GT2010-22351).
- [72] *Orden de 23 de diciembre de 2016, por la que se aprueban las bases reguladoras para la concesión de incentivos para el desarrollo energético sostenible de Andalucía en el período 2017-2020*. 2016. dirección: <https://www.juntadeandalucia.es/boja/2016/249/3.html>.
- [73] *BOE.es - BOE-A-2019-5089 Real Decreto 244/2019, de 5 de abril, por el que se regulan las condiciones administrativas, técnicas y económicas del autoconsumo de energía eléctrica*, 2019. dirección: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2019-5089>.
- [74] N. Hagemann et al., «Organic coating on biochar explains its nutrient retention and stimulation of soil fertility», *Nat. Commun.*, vol. 8, n.º 1, págs. 1-11, 2017. DOI: [10.1038/s41467-017-01123-0](https://doi.org/10.1038/s41467-017-01123-0).
- [75] J. Vacheron et al., «Plant growth-promoting rhizobacteria and root system functioning», *Front. Plant Sci.*, vol. 4, pág. 356, 2013. DOI: [10.3389/fpls.2013.00356](https://doi.org/10.3389/fpls.2013.00356).
-

- [76] R. M. Campbell, N. M. Anderson, D. E. Daugaard y H. T. Naughton, «Financial viability of biofuel and biochar production from forest biomass in the face of market price volatility and uncertainty», *Appl. Energy*, vol. 230, págs. 330-343, 2018. DOI: [10.1016/j.apenergy.2018.08.085](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.08.085).
- [77] European Biochar Foundation, *Comparison of European Biochar Certificate version 4.8 and International Biochar Initiative Standards version 2.0*. 2013.

SIMULATION OF AN INTEGRATED GASIFICATION PLANT FOR ELECTRIC POWER GENERATION FROM WET OLIVE POMACE

This chapter evaluates an integrated gasification plant for simultaneous generation of renewable electricity and drying of olive pomace, a thick sludge with a moisture content close to 60–70% (wet basis), which constitutes by far the most abundant by-product in the Spanish olive oil industry. Due to its massive rate of production and increasing associated transportation costs, olive pomace management currently represents a substantial expense for oil mills. The integrated gasification plant, which can be installed directly at oil mills, consists of a pelletizer, a downdraft gasifier under autothermal operation fueled with dried olive pomace pellets, a producer gas cooling and cleaning unit and a microturbine as power generation unit. The wet olive pomace continuously produced in oil mills is eventually dried in a co-current flow rotary drum dryer with the hot exhaust gases leaving the microturbine at temperatures close to 300 °C, allowing a self-sufficient operation of the integrated gasification plant. The integrated gasification plant was modeled using Aspen Plus V.11. The developed model was validated against experimental and simulation results of relevant works. Under optimum operating conditions, the electrical efficiency of the proposed plant is 18.8%, while the additional drying stage allows achieving an overall efficiency of 51.0%. Electricity consumption by the pelletizer and ancillary equipment represents 10–20% of the net electric power generation from the microturbine. However, since the integrated gasification plant is fueled with an inexpensive by-product of olive oil production that is massively produced onsite, the plant performance parameters are remarkably satisfactory.

This chapter corresponds to the research article shown below, which has been published in the journal of Biomass Conversion and Biorefinery (Springer) under an open access Creative Common CC BY license.



R. Aguado, D. Vera, F. Jurado, G. Beltrán

«An integrated gasification plant for electric power generation from wet biomass: Toward a sustainable production in the olive oil industry»

Biomass Conversion and Biorefinery, pp. 1–20, 2022

DOI: [10.1007/s13399-021-02231-0](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02231-0)

When referencing the content within this chapter, it is preferable to cite the individual research article provided herein, rather than the Doctoral Thesis as a whole, for more specific and direct access to the original research.

PRODUCCIÓN CONTINUA DESCENTRALIZADA DE HIDRÓGENO MEDIANTE ELECTRÓLISIS ALCALINA DEL AGUA ALIMENTADA POR GASIFICACIÓN DE BIOMASA CON AIRE ENRIQUECIDO EN OXÍGENO INTEGRADA EN CICLO COMBINADO

En este capítulo se propone una innovadora planta híbrida para la producción continua descentralizada de hidrógeno renovable a partir de biomasa leñosa. El hidrógeno de alta pureza se produce mediante electrólisis alcalina del agua (EAA), mientras que el oxígeno obtenido como subproducto se mezcla con aire del ambiente y se utiliza como agente oxidante en un gasificador *downdraft* alimentado con biomasa para producir un gas pobre mejorado con un poder calorífico inferior (PCI) comprendido entre 7–8 MJ/Nm³. Este gas combustible se somete después a una etapa de acondicionamiento y finalmente se alimenta a un ciclo combinado que consta de una turbina de gas recuperativa como unidad superior y un ciclo Rankine orgánico subcrítico regenerativo como unidad inferior, que en conjunto permiten un rendimiento combinado de generación de energía eléctrica cercano al 40 %. La mayor parte de la potencia neta en CA de la gasificación integrada en ciclo combinado (GICC) se rectifica a potencia en CC y, en última instancia, se utiliza para alimentar un electrolizador alcalino, mientras el resto de la potencia neta en CA se utiliza para alimentar todo el equipamiento auxiliar necesario, incluyendo la compresión del hidrógeno hasta 200 bar. Los resultados de la simulación de la planta híbrida GICC-EAA en condiciones de operación en estado estacionario con Aspen Plus V.11 indican un rendimiento óptimo del 17,6 % basado en el PCI del hidrógeno. En consecuencia, si se dimensiona para un consumo de biomasa de 1 t/h, la planta propuesta es

capaz de proporcionar unos 26 kg/h de hidrógeno comprimido a 200 bar.

7.1 Introducción

El cambio climático y el agotamiento de los combustibles fósiles son los principales impulsores de la actual transición energética hacia una economía hipocarbónica. Entre las iniciativas en curso para limitar el calentamiento global a 2 °C con respecto a niveles preindustriales, se está investigando mucho sobre el hidrógeno como vector energético alternativo a los combustibles fósiles [1]. Hoy en día, la gran mayoría de la producción mundial de hidrógeno (~96 %) todavía proviene de recursos fósiles [2, 3], a costes imbatibles si las emisiones de CO₂ no se capturan y sequestran, en cuyo caso el hidrógeno producido se denomina convencionalmente «hidrógeno gris» [4]. Las principales fuentes de producción de hidrógeno son los procesos del reformado con vapor de hidrocarburos ligeros y la oxidación parcial de hidrocarburos más pesados, que en conjunto representan el 78 % de la producción mundial de hidrógeno, mientras que la gasificación del carbón es responsable del 18 % restante [5, 6]. Alternativamente, el hidrógeno se puede producir de manera sostenible a partir de fuentes energéticas renovables, lo que constituye el denominado «hidrógeno verde» [4-6]. La producción de hidrógeno renovable se está acercando rápidamente a la competitividad económica y está disfrutando de un impulso político y comercial sin precedentes, de modo que se espera que la cantidad de políticas y proyectos favorables en todo el mundo aumente rápidamente en los próximos años [4]. Entre estas vías alternativas de producción del hidrógeno, la descomposición del agua a través del proceso de electrólisis presenta el nivel de madurez tecnológica más alto, con un TRL (*Technology Readiness Level*) de 9 [2]. De hecho, el proceso de electrólisis del agua aporta actualmente la mayor parte del 4 % restante de la producción mundial de hidrógeno, con cantidades insignificantes de hidrógeno procedente de otras tecnologías de producción de hidrógeno a escala industrial [7, 8]. Así pues, la combinación de la electrólisis del agua y la energía renovable para la producción sostenible de hidrógeno se considera a menudo un paso esencial hacia la descarbonización de los procesos industriales y del sector del transporte [8].

El equipo en el que tiene lugar el proceso de electrólisis del agua se denomina electrolizador [6]. Un electrolizador está compuesto por un grupo de celdas, cada una de las cuales está provista de un electrodo negativo o cátodo y un electrodo positivo o ánodo. Los electrodos se polarizan mediante corriente continua, de modo que los iones disueltos en el electrolito se dirigen hacia el electrodo de carga opuesta, donde experimentan una reacción electroquímica. Como resultado del proceso de descomposición del agua, se produce hidrógeno molecular en estado gaseoso en el cátodo, mientras que en el ánodo se obtiene oxígeno molecular [6]. La pureza hidrógeno producido en la electrólisis del agua puede ser superior al 99,9 % [7-10], lo que lo hace adecuado para su uso en la mayoría de las pilas de combustible. La cantidad de

hidrógeno que se produce en los electrolizadores está directamente relacionada con la densidad de corriente eléctrica, que se define como la cantidad de corriente dividida por el área del electrodo. En general, cuanto mayor sea la densidad de corriente, mayor será la tensión requerida y el coste de energía por unidad de masa de hidrógeno producido. Sin embargo, tensiones de celda más altas permiten reducciones del tamaño y coste de capital total del equipamiento. Aunque el rendimiento de las celdas de electrólisis es de alrededor del 85 %, el rendimiento de los electrolizadores normalmente se reduce hasta un 60–70 % cuando se considera el sistema completo, incluyendo las bombas, las válvulas y la fuente de alimentación [9]. Los electrolizadores generalmente se clasifican según el tipo de electrolito utilizado, que a su vez determina la temperatura de funcionamiento [11]. La electrólisis a baja temperatura (por debajo de 100 °C) ya ha alcanzado el estado de comercialización y es adecuada para la integración con fuentes energéticas renovables [7]. Los electrolizadores de baja temperatura más comunes son los electrolizadores alcalinos y los electrolizadores de membrana de intercambio de protones (PEM, por sus siglas en inglés). Por el contrario, la principal ventaja de la electrólisis a alta temperatura es la posibilidad de operar a tensiones más bajas, además de una mayor producción y rendimiento de la reacción de electrólisis del agua con temperaturas de operación crecientes [12]. Sin embargo, los electrolizadores de alta temperatura presentan un nivel de madurez tecnológica considerablemente más bajo que los de baja temperatura [12], y aún están lejos de alcanzar el estado de comercialización [7]. Los electrolizadores de óxido sólido son los electrolizadores de alta temperatura más conocidos [12].

La electrólisis alcalina del agua (EAA) actualmente representa la tecnología más económica y madura para la producción electrolítica de hidrógeno, destacando entre otras tecnologías de electrólisis del agua en términos de coste y simplicidad [7, 10–13]. De hecho, los electrolizadores alcalinos han estado en el mercado durante muchas décadas y son, con diferencia, los más utilizados [7, 13]. Además, ya se han demostrado en plantas de producción de hidrógeno a gran escala [10, 12, 14]. El electrolito utilizado en los electrolizadores alcalinos de agua convencionales ha sido tradicionalmente disoluciones acuosas de hidróxido de potasio (KOH) al 20–35 % en peso [10, 14, 15], debido a la óptima conductividad y la notable resistencia a la corrosión del acero inoxidable en este rango de concentraciones [15]. La temperatura de operación oscila entre los 60–90 °C y la presión suele estar por debajo de 30–50 bar en la mayoría de los casos [10, 14, 16], aunque algunos sistemas pueden alcanzar hasta 200 bar [17]. Los electrolizadores alcalinos de última generación son fiables, poseen rendimientos energéticos del 50–70 % y operan con tensiones de celda de 1,7–2,4 V y densidades de corriente por debajo de 0,5 A/cm² [5, 7, 14]. Además, funcionan con pocas partes móviles, requieren poco espacio y los costes de mantenimiento son bajos [18]. De hecho, los electrolizadores tienen un factor de disponibilidad de al menos el 98 % y los equipos del balance de planta (abreviado BOP, por sus siglas en inglés de *balance of plant*) son lo suficientemente maduros como para que no sea necesario establecer un tiempo de parada determinado para su mantenimiento [19]. La pureza

del hidrógeno producido directamente a partir de la electrólisis alcalina del agua puede ser superior al 99,5 % [5, 7-10, 14, 20], y solo se precisa un posterior secado y compresión para alcanzar una calidad comercial normal [21]. Otra ventaja de los electrolizadores alcalinos frente a otros tipos radica en la durabilidad de sus componentes, que les otorga una vida útil mucho más prolongada, comprendida entre 20 y 30 años [5, 7, 17]. Sin embargo, sufren algunas limitaciones importantes que deben tenerse en cuenta al funcionar con fuentes energéticas renovables intermitentes, como la energía solar y eólica [11]. En concreto, los electrolizadores alcalinos convencionales están diseñados para operar en condiciones estables [8]. En consecuencia, la operación a carga parcial de los electrolizadores alcalinos está restringida al rango de 20–100 % de su potencia eléctrica nominal [7, 11, 13, 14, 16], lo que plantea un desafío de operación dinámica en una red eléctrica dominada por la generación de electricidad intermitente [12]. De hecho, existe un riesgo importante de formación de mezclas inflamables de hidrógeno y oxígeno, debido a la difusión de ambos gases a través de las membranas del electrolizador cuando la corriente de funcionamiento es demasiado baja [8, 11, 14]. Además, se debe limitar el número de arranques y paradas para evitar una reducción significativa de la vida útil del electrolizador [11], debido a la naturaleza corrosiva del electrolito [12]. Para superar todas estas limitaciones, el uso de fuentes energéticas renovables gestionables, como la biomasa, puede respaldar significativamente o incluso desplazar la producción electrolítica no continua de hidrógeno verde procedente de fuentes energéticas renovables intermitentes e impredecibles [1]. Además, el uso de la biomasa como fuente energética renovable controlable puede facilitar reducciones efectivas del coste del hidrógeno al aumentar el factor de utilización de los electrolizadores alcalinos. En este sentido, cabe señalar que la producción directa de hidrógeno a partir de fuentes energéticas renovables fluctuantes como la energía solar o la eólica no es la mejor solución desde el punto de vista económico, debido al bajo factor de utilización del electrolizador [22].

En el proceso de electrólisis del agua, se genera simultáneamente como subproducto un volumen de oxígeno igual a la mitad del volumen de hidrógeno electrolítico [23]. Por lo tanto, si se pretenden producir abundantes cantidades de hidrógeno electrolítico a partir de recursos energéticos renovables, también se producirá oxígeno a gran escala [23]. No obstante, en la gran mayoría de los procesos industriales y de investigación que utilizan la electrólisis para producir hidrógeno, el oxígeno suele expulsarse a la atmósfera como un subproducto sin valor [13, 20]. A la luz de este hecho, otra ventaja clave de utilizar la biomasa como fuente energética renovable es que el oxígeno obtenido como subproducto del proceso de electrólisis del agua se puede utilizar localmente como agente oxidante en lugar de usar aire del ambiente. De hecho, el oxígeno electrolítico ya se ha explorado en sistemas híbridos de oxidación para almacenamiento energético a largo plazo mediante la producción de gas natural sintético (SNG) o metanol utilizando energía excedente de fuentes renovables intermitentes, siguiendo un enfoque conocido en inglés como potencia a gas (en inglés «*power to gas*», abreviado PtG) o

potencia a líquido (en inglés «*power to liquid*», abreviado PtL), respectivamente [20, 24-29]. Para aprovechar al máximo el oxígeno que se obtiene como subproducto, los equipos de biomasa pueden operar muy por debajo del requerimiento estequiométrico de oxígeno para que se produzca la gasificación, en lugar de la combustión [26]. La gasificación es un proceso de conversión termoquímica, mediante el cual una materia prima sólida carbonosa, como la biomasa, se oxida parcialmente mediante un agente gasificante y se convierte en un combustible gaseoso [30]. El aire del ambiente es a menudo la opción preferida como agente gasificante por razones económicas, pero en tales casos, también estará presente una cantidad considerable de nitrógeno en la mezcla de gases, lo que origina un combustible gaseoso altamente diluido con bajo poder calorífico ($PCI = 4\text{--}6 \text{ MJ/Nm}^3$), que se conoce como gas pobre [30]. En el caso particular de la gasificación de biomasa con aire, el gas pobre se compone de monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H_2), dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4), vapor de agua (H_2O) y nitrógeno (N_2), además de fracciones más pequeñas de otros hidrocarburos ligeros que normalmente se encuentran en estado gaseoso en condiciones ambientales (principalmente, C_2 a C_4) y trazas de diversos contaminantes como alquitrán, ceniza, etc. de [3, 29-31]. Sin embargo, el uso del oxígeno ya disponible de la electrólisis del agua como agente gasificante en lugar del aire del ambiente puede evitar o reducir significativamente la dilución de nitrógeno, lo que permite obtener a un gas pobre mejorado con mayor densidad energética. La gasificación con oxígeno posibilita la generación de un producto gaseoso caracterizado por elevado poder calorífico ($PCI = 10\text{--}15 \text{ MJ/Nm}^3$) conocido como gas de síntesis o sintegás [30], pero el coste de producción del oxígeno suele ser excesivamente alto para su utilización industrial [32]. Por lo tanto, el uso de aire enriquecido en oxígeno puede tener gran interés si se consigue generar un gas pobre mejorado con poder calorífico moderado a un coste razonable [32]. El gas pobre mejorado de la gasificación de biomasa con aire enriquecido en oxígeno, una vez acondicionado para eliminar los contaminantes previamente mencionados, se puede alimentar a motores de combustión interna, turbinas de gas de combustión interna o incluso pilas de combustible para la generación de electricidad.

La producción de hidrógeno a partir de la gasificación de biomasa puede contribuir a reducir las emisiones netas de gases de efecto invernadero a la atmósfera, ya que la biomasa se considera una materia prima neutra en carbono debido a su corto ciclo de vida [33]. En lugar de descomponer el agua mediante el proceso de electrólisis, otro enfoque para producir hidrógeno renovable a partir de la gasificación de biomasa consiste en concentrar y separar el hidrógeno contenido en el gas pobre, pero este enfoque de producción de hidrógeno aún no se ha probado a escala de demostración ni se ha alcanzado la configuración deseada en términos de rendimiento, peso y volumen [2, 21]. La producción de hidrógeno a partir de gas pobre o de gas de síntesis requiere varias operaciones complejas de procesamiento aguas abajo [34], que generalmente implican aumentar la producción de hidrógeno a través de la reacción de desplazamiento del gas de agua por medio de reactores catalizados [3, 35], que son unidades

sensibles a la coquización, al envenenamiento del catalizador, a la deposición de alquitrán, etc. [3], además de la posterior separación parcial del hidrógeno resultante de otros componentes gaseosos en una unidad de adsorción por inversión de presión (PSA, por sus siglas en inglés de *pressure swing adsorption*) o a través de procesos de separación por membranas [36]. El equipo presurizado para el procesamiento final del gas pobre también requiere un consumo energético adicional para la compresión [36, 37], mientras que la generación de vapor supone otro importante consumo de energía. Además, con el fin de producir hidrógeno de alta pureza, es necesario producir un gas libre de nitrógeno, por lo que los procesos de gasificación con aire generalmente se descartan [21], de modo que el gasificador debe operar con una fuente externa de oxígeno, lo que aumenta significativamente el coste del sistema [1]. Sin embargo, dado que el oxígeno obtenido como subproducto de la electrólisis del agua suele desaprovecharse, se puede utilizar para enriquecer aire del ambiente en oxígeno y utilizarlo como agente gasificante, con el consiguiente aumento en el rendimiento del sistema combinado [23]. En consecuencia, en este trabajo se propone y simula un sistema híbrido formado por un electrolizador alcalino y una planta de gasificación de biomasa para la producción continua y descentralizada de hidrógeno. La unidad de generación eléctrica considerada es un ciclo combinado alimentado con gas pobre mejorado, compuesto por un ciclo de Brayton con turbina de gas como unidad superior y un ciclo Rankine orgánico subcrítico como unidad inferior, que constituye un esquema similar al de una planta de gasificación integrada en ciclo combinado convencional (GICC), pero adaptado a la generación eléctrica a pequeña escala e integrando la electrólisis alcalina del agua. En este sentido, cabe señalar que, a diferencia de las plantas GICC a gran escala, que convencionalmente incluyen una caldera de recuperación de calor (HRSG, por sus siglas en inglés de *heat recovery steam generator*) para impulsar un ciclo Rankine con turbina de vapor como unidad inferior, hay muy pocos trabajos disponibles sobre plantas GICC con ciclos inferiores de baja temperatura para la generación electricidad a pequeña escala [38, 39]. Además, a pesar de que recientemente se han propuesto sistemas GICC alimentados con biomasa basados en gasificación en dos etapas con aire enriquecido en oxígeno para la utilización limpia y eficiente de la biomasa [40], no se han encontrado trabajos previos destinados a la hibridación de plantas GICC y electrolizadores alcalinos de agua para la producción de hidrógeno. Ya se ha demostrado que las plantas GICC alimentadas con biomasa presentan un gran potencial para contribuir a reducir el impacto ambiental de la generación electricidad [41]. Por lo tanto, el uso de la biomasa como materia prima para la planta híbrida GICC-EAA puede proporcionar una solución renovable alternativa para la descarbonización de sectores industriales que a menudo requieren un suministro estable de hidrógeno, como en ocasiones sucede en industrias de procesamiento de alimentos, industrias siderúrgicas o industrias de producción de amoníaco [2, 4, 36].

7.2 Descripción de la planta y modelado del proceso

En la Fig. 7.1 se presenta un diagrama de flujo de proceso esquemático de la planta híbrida GICC-EAA para la producción continua y descentralizada de hidrógeno a partir de biomasa. La planta propuesta incorpora un electrolizador alcalino de agua, cuyas principales ventajas son su mayor madurez tecnológica, competitividad económica y durabilidad en comparación con otras alternativas disponibles para la producción de hidrógeno electrolítico [10-13, 20]. El hidrógeno producido se comprime y almacena para su uso posterior, mientras que el oxígeno obtenido como subproducto se mezcla con aire del ambiente para ser utilizado como agente oxidante en un gasificador *downdraft* alimentado con biomasa, lo que reduce la dilución con nitrógeno del gas pobre. Posteriormente, se incluye aguas abajo del gasificador una unidad de acondicionamiento del gas pobre que consta de un ciclón, un lavador húmedo y varios filtros. El gas pobre limpio mejorado finalmente se alimenta a una turbina de gas para generar electricidad con un ciclo Brayton recuperativo. El calor residual del proceso de enfriamiento de los gases de escape se recupera mediante una unidad inferior con ciclo Rankine orgánico (CRO) para aumentar la generación eléctrica. El sistema combinado es capaz de entregar la electricidad renovable estable requerida por el electrolizador alcalino para la producción de hidrógeno, mientras que el oxígeno obtenido como subproducto se utiliza de manera eficiente para oxidar parcialmente la biomasa utilizada como materia prima. Una gran ventaja de esta configuración es que todas las diferentes unidades están probadas en entornos operativos, disponibles comercialmente y pueden ser modulares. Por lo tanto, la planta GICC es bastante flexible y, en caso de que no se requiera producción de hidrógeno, puede operarse con aire del ambiente y proporcionar únicamente energía eléctrica de forma estable. Además de la electricidad requerida por el electrolizador, el consumo de electricidad del equipamiento auxiliar está cubierto por la propia generación de electricidad en la planta GICC y, por lo tanto, es posible la operación de la planta sin conexión a red. Sin embargo, la conexión a red sería ventajosa durante la puesta en servicio de la planta.

La planta híbrida GICC-EAA para la producción continua descentralizada de hidrógeno a partir de biomasa se ha simulado en condiciones de operación en estado estacionario utilizando el software comercial Aspen Plus V.11 de Aspen Technology Inc. (AspenTech). Aspen Plus ha sido la opción preferida sobre otros simuladores de procesos, debido a su gran flexibilidad en el manejo de sólidos y materiales no convencionales, así como por la opción de poder insertar sentencias personalizadas en código Fortran. Los componentes no convencionales incluyen materiales sólidos de naturaleza heterogénea como la biomasa y las cenizas, que no pueden caracterizarse con precisión por sus fórmulas químicas [42, 43]. Se ha utilizado la clase de corriente MCINCPD, que incluye las tres subcorrientes de MIXED, CIPSD y NCPD, para definir la estructura de las corrientes de biomasa y cenizas, que no están disponibles en la base de datos de componentes de Aspen Plus. El poder calorífico inferior, la entalpía de formación y

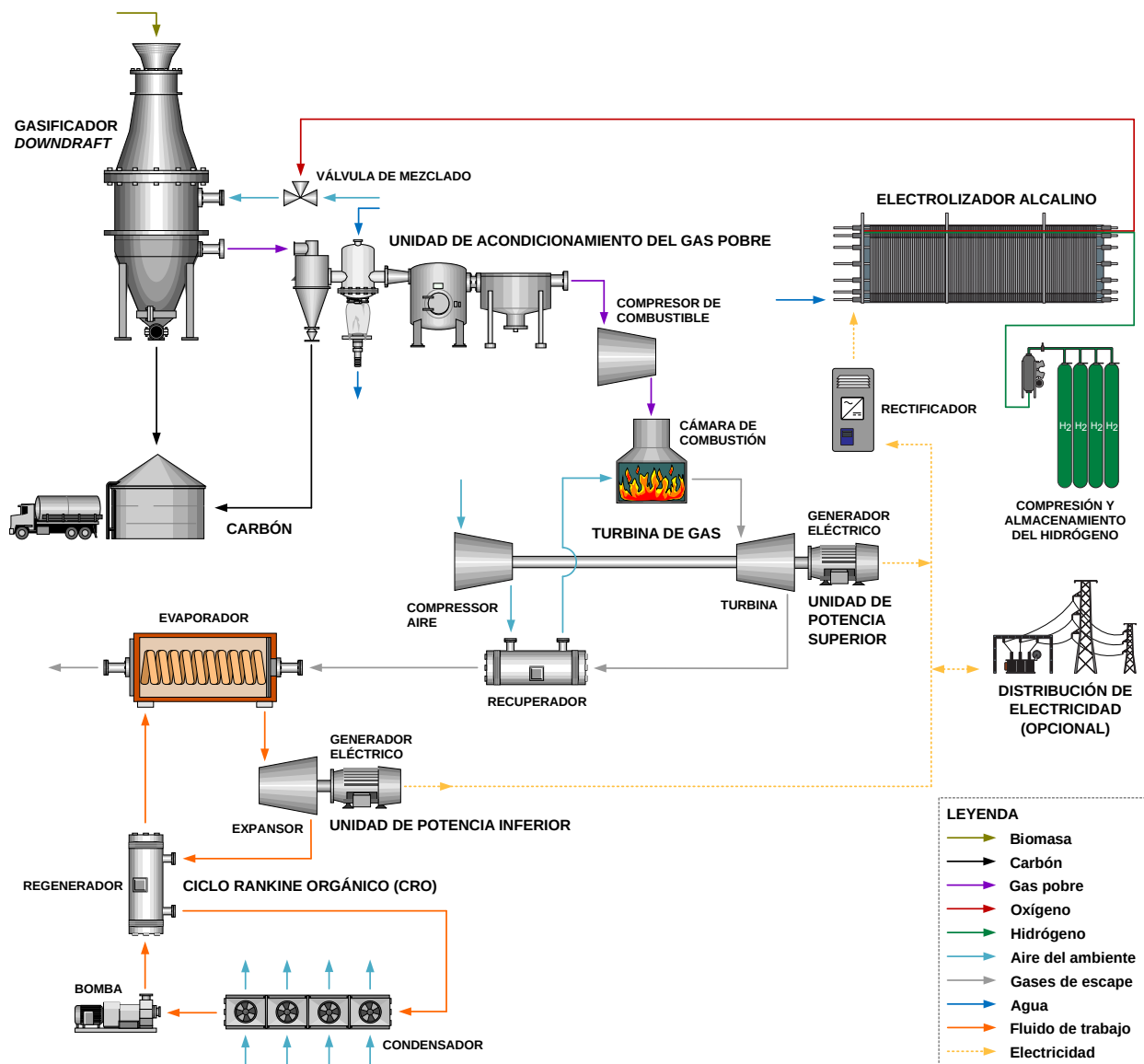


FIGURA 7.1: Diagrama de flujo de proceso de la planta híbrida GICC-EAA para la producción continua y descentralizada de hidrógeno a partir de biomasa.

la densidad de estos componentes no convencionales se han estimado a partir de sus análisis inmediato y elemental mediante los modelos HCOALGEN y DCOALIGT [9, 36, 42-46]. Ambos modelos se desarrollaron originalmente para el carbón, pero se han validado experimentalmente para la biomasa con una aproximación razonablemente buena. El modelo HCOALGEN incluye diferentes correlaciones empíricas para estimar el calor de combustión, la entalpía de formación y el calor específico; mientras que el modelo DCOALIGT se basa en correlaciones empíricas del Institute of Gas Technology (IGT) para estimar la densidad [45]. El calor de combustión en el modelo HCOALGEN es un poder calorífico bruto (PCS) en base seca libre de cenizas, que se estima automáticamente a través de la correlación empírica de Boie [47]. Se ha utilizado la ecuación de estado cúbica de Peng–Robinson con la función alfa de Boston–Mathias (PR-BM) para estimar las propiedades termodinámicas de todos los componentes convencionales [45], la

cual es apropiada para procesos de gasificación donde la temperatura es bastante alta [48]. Se han considerado los siguientes supuestos para la simulación de la planta híbrida GICC-EAA en Aspen Plus:

- Se han considerado pélets de biomasa leñosa genérica como materia prima de alimentación para la planta híbrida GICC-EAA [26, 33, 39, 41, 45, 49]. Se ha supuesto que la materia prima de biomasa tiene un análisis elemental de 51,3 % C, 6,3 % H, 42,0 % O, 0,1 % N y 0,3 % cenizas [50]; además de un contenido de humedad del 6 % (base húmeda) [48, 50], y un poder calorífico inferior (PCI) de 19,18 MJ/kg (base seca libre de cenizas) [50]. No obstante, cabe señalar que la planta híbrida GICC-EAA puede alimentarse con cualquier biomasa lignocelulósica que cumpla los requisitos para ser utilizada en gasificadores de lecho fijo. En particular, la materia prima debe tener un contenido de humedad inferior al 15 % (base húmeda), un bajo contenido de cenizas (preferiblemente inferior al 5 %) y un tamaño de partícula adecuado, que debe permanecer en el rango de 3 a 51 mm [30].
- La planta opera en condiciones de estado estacionario con un enfoque cerodimensional e independiente del tiempo en el que se desprecian los efectos hidrodinámicos.
- Todas las reacciones químicas alcanzan condiciones de equilibrio termodinámico y no se considera la cinética de reacción. Dentro de los reactores químicos se asumen perfiles perfectos de mezcla y temperaturas y presiones uniformes.
- Definición del estado de referencia del ambiente de acuerdo con las condiciones de temperatura y presión ambientales estándar (TPAE) de la IUPAC de $T_a = 25\text{ °C}$ y $P_a = 1\text{ bar}$.
- El aire del ambiente está en condiciones ambientales estándar (TPAE) y presenta la siguiente composición molar: 20,75 % O_2 , 77,29 % N_2 , 0,92 % Ar, 0,03 % CO_2 y 1,01 % H_2O .

La Fig. 7.2 muestra el diagrama de flujo de proceso de la planta híbrida GICC-EAA para la producción de hidrógeno renovable a partir de biomasa en el entorno de simulación de Aspen Plus. Se pueden identificar cinco subsistemas diferentes: gasificación de biomasa, acondicionamiento del gas pobre, ciclo de potencia superior, ciclo de potencia inferior y electrólisis alcalina del agua. Las características detalladas de cada uno de estos subsistemas se describen a continuación, junto con sus correspondientes enfoques de modelado.

7.2.1 Gasificación de biomasa

Se ha considerado una configuración de lecho fijo *downdraft* para el gasificador, que se caracteriza por el hecho de que el lecho móvil de materia prima de biomasa se dirige junto con el agente gasificante en sentido descendente. A medida que la materia prima de biomasa avanza hacia el fondo del gasificador, experimenta varias reacciones termoquímicas que determinan cuatro zonas diferentes dentro del gasificador: secado, pirólisis, oxidación y reducción [30]. La elección de un gasificador de lecho fijo *downdraft* sobre otros posibles diseños se debe a varias razones. En primer lugar, en comparación con los gasificadores de lecho fluidizado y de flujo

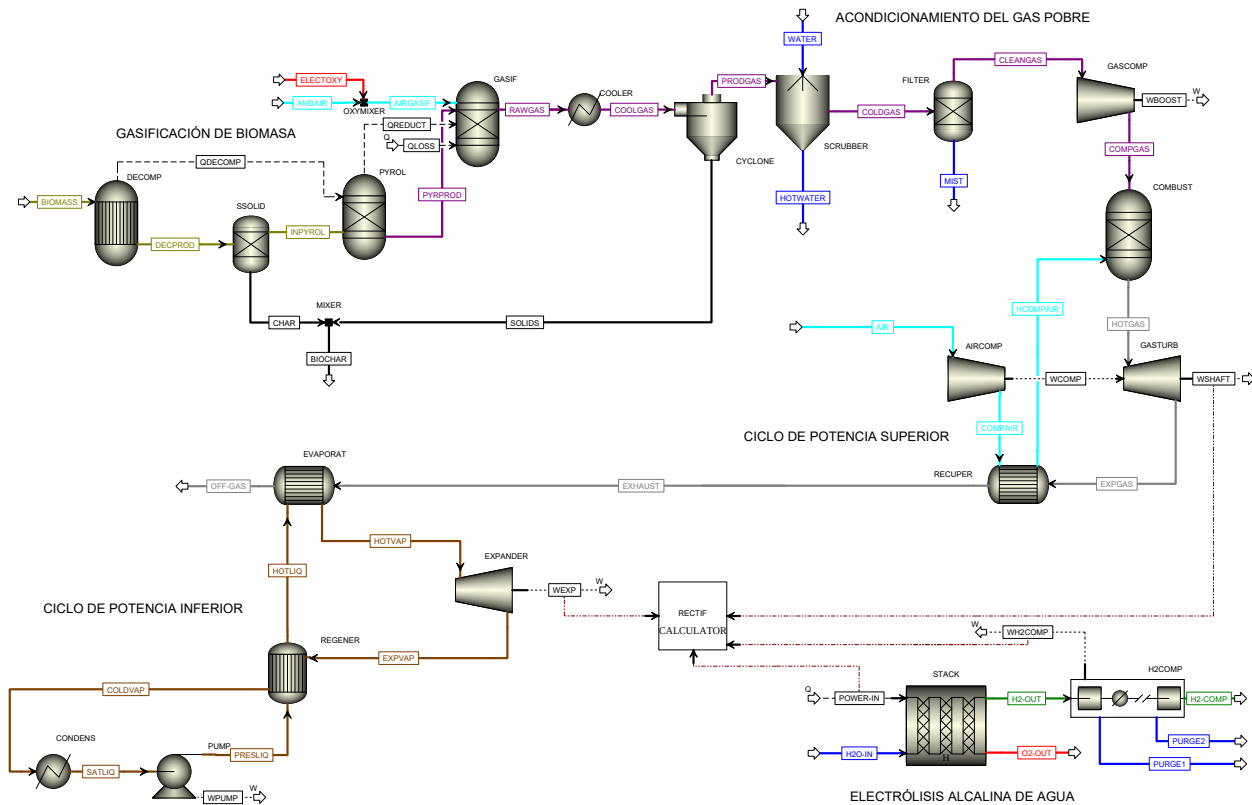


FIGURA 7.2: Simulación de la planta híbrida GICC-EAA para la producción continua de hidrógeno a partir de biomasa en Aspen Plus.

arrastrado, los gasificadores de lecho fijo son reactores más simples, pero también fiables [31] y, lo que es más importante, implican una inversión de capital y un coste operativo considerablemente más bajos. Además, es posible producir un combustible gaseoso de calidad similar (alta concentración de monóxido de carbono e hidrógeno, baja concentración de metano, hidrocarburos más pesados y hollín) y rendimiento de gasificación durante la gasificación de lecho fijo como durante la gasificación de flujo arrastrado [50]. Otra gran ventaja de los gasificadores *downdraft* sobre la mayoría de diseños alternativos es su menor producción de alquitrán [30, 31], lo que permite una unidad de acondicionamiento del gas pobre más simple y menos robusta con menor consumo energético [30]. Dado que el nitrógeno provoca la reducción del poder calorífico del gas pobre en la gasificación con aire, el uso de oxígeno electrolítico puro como agente gasificante puede evitar el efecto de dilución del nitrógeno. Sin embargo, en la práctica, la disponibilidad de oxígeno suele ser limitada y el uso de oxígeno puro puede no ser rentable [32, 51]. Por lo tanto, la utilización de aire enriquecido en oxígeno electrolítico es un enfoque de compromiso que podría resultar más ventajoso, ya que puede reducir los costes de operación comercial a la vez que se mejora la calidad del gas pobre [51]. En consecuencia, el gasificador *downdraft* se alimenta con una mezcla de aire del ambiente y oxígeno electrolítico como agente gasificante y se opera a presión ambiental en condiciones autotérmicas. Por lo tanto, la biomasa utilizada como materia prima se oxida parcialmente por el aire enriquecido en oxígeno, lo que produce suficiente calor para mantener la atmósfera de alta temperatura

requerida para la formación del gas pobre. Los principales supuestos y simplificaciones en la simulación del proceso de gasificación de biomasa se detallan a continuación:

- Se ha desarrollado un modelo de equilibrio no estequiométrico modificado basado en la minimización de la energía libre de Gibbs para predecir el rendimiento y la composición del gas pobre. Los enfoques de equilibrio termodinámico se han adoptado ampliamente en la literatura científica para modelar gasificadores *downdraft* debido a su baja intensidad computacional y a su razonable precisión [32, 49]. En la práctica, el tiempo de residencia de los reactivos dentro del gasificador normalmente no es lo suficientemente largo para alcanzar un equilibrio termodinámico completo. Sin embargo, se considera que los gasificadores *downdraft* generalmente operan en condiciones muy próximas a las de equilibrio [48, 52], especialmente a temperaturas superiores a 800 °C [53, 54], debido a que la cinética de las reacciones es más rápida con temperaturas más elevadas y tiempos de residencia más prolongados. A pesar de que el gasificador *downdraft* está concebido para operar a altas temperaturas en condiciones muy cercanas al equilibrio termodinámico, se ha utilizado un enfoque de equilibrio no estequiométrico modificado, de modo que las pequeñas desviaciones con respecto al uso de un modelo de equilibrio no estequiométrico puro se corrigen con una buena aproximación [42, 55-57].
- En condiciones de equilibrio termodinámico a temperaturas superiores a 800 °C, la concentración de metano en el gas pobre es insignificante [32, 42]. Sin embargo, en la práctica, el gas pobre no logra una composición de equilibrio completa en gasificadores *downdraft* [42], como queda de manifiesto por la presencia de un contenido significativo de metano [32, 48, 56]. En consecuencia, el modelo de equilibrio termodinámico se ha modificado ligeramente para evitar la subestimación de productos que no se llegan a formar en el equilibrio, como el metano [55]. Para ello, con el fin de evitar el consumo completo del metano en la etapa de gasificación, se deriva una fracción del metano formado durante el proceso de pirólisis a la salida del gasificador [42, 55-57]. Como consecuencia, el gas pobre contiene principalmente hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, vapor de agua y nitrógeno junto con el metano, mientras que se desprecia la formación de hidrocarburos más pesados [33].
- Se ha descartado la formación de alquitrán para reducir la complejidad del modelo de gasificación de biomasa [32, 43]. Dado que el alquitrán no es un producto de equilibrio, la estimación de la producción de alquitrán en gasificadores *downdraft* es todo un reto mediante modelos de equilibrio termodinámico. Por este motivo, con frecuencia se excluye al alquitrán de los cálculos de equilibrio termodinámico o se modela como un compuesto inerte (p. ej., benceno, fenol y/o naftaleno) durante todo el proceso de gasificación utilizando relaciones empíricas, en las que no se consideran las reacciones de craqueo y reducción del alquitrán [58]. Sin embargo, ignorar la formación de alquitrán no introduce desviaciones significativas, ya que los gasificadores *downdraft* son reconocidos

por su muy baja producción de alquitrán [43], especialmente a temperaturas de operación más altas. Además, el uso de aire enriquecido en oxígeno como agente gasificante es más favorable para el craqueo del alquitrán, lo que mejora la calidad del gas pobre [44, 46, 51]

- Se recomienda una elevada temperatura de operación ($> 800\text{ }^{\circ}\text{C}$) en el gasificador para minimizar el contenido de alquitrán [42]. De hecho, la concentración de alquitrán es esencialmente una función de la temperatura de gasificación, y disminuye a medida que aumenta la temperatura [31, 44]. Debido a las altas temperaturas que se alcanzan en los reactores *downdraft* (normalmente por encima de $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$), los alquitranes formados en la zona de pirólisis se craquean térmicamente y se queman inmediatamente después en la zona de oxidación en un fenómeno conocido como pirólisis llameante [30, 31, 57]. Por lo tanto, para asegurarse de que la destrucción del alquitrán sea casi completa, se ha ajustado el aporte de oxígeno para mantener la temperatura de funcionamiento en el gasificador *downdraft* por encima de los $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ [50, 57].
- El rendimiento de conversión de carbono se ha estimado en un 95 %, que está basado en el valor medio de una campaña experimental con un gasificador *downdraft* alimentado con pélets de madera que utilizaba oxígeno como agente gasificante [50]. Por lo tanto, se ha supuesto que el 5 % del contenido de carbono en la biomasa utilizada como materia prima permanece sin reaccionar y se elimina por el fondo del gasificador junto con las cenizas [53, 55, 59]. En consecuencia, el residuo carbonoso descargado por el gasificador (carbón o *char*) está compuesto únicamente por carbono y cenizas [43, 44]. La ceniza se asume como inerte sin actividad catalítica y no participa en el proceso de gasificación [32].
- Alrededor del 7 % del calor total producido en el proceso de gasificación se libera al medio ambiente en forma de pérdidas de calor por radiación y convección a través de las superficies del gasificador [50, 57]. Las pérdidas de calor relativas están basadas en el flujo de energía química de biomasa utilizada como materia prima [49, 57].

La biomasa leñosa peletizada y seca (contenido de humedad del 6 %, base húmeda) utilizada como materia prima se ha especificado como un componente no convencional, que se introduce en el gasificador *downdraft* junto con el oxígeno electrolítico. No existe ningún bloque integrado disponible en Aspen Plus para representar un gasificador; y por lo tanto, se requiere una combinación de varios bloques para modelar el proceso de gasificación [42]. Como se ha mencionado anteriormente, los gasificadores *downdraft* constan de cuatro zonas de reacción, que no se corresponden con ninguno de los bloques individuales que se muestran en la Fig. 7.2, sino que se modelan en conjunto como un todo en un grupo de bloques. La biomasa se dirige inicialmente a un reactor de rendimiento no estequiométrico (RYield), donde se descompone en sus elementos constituyentes especificando la distribución de productos de acuerdo con su análisis elemental [43, 44, 46, 48, 60, 61], debido a la incapacidad de los reactores de equilibrio para calcular directamente la distribución de productos a partir de componentes no convencionales como la biomasa [43]. La descomposición de la biomasa en sus elementos

constituyentes se realiza llamando a una subrutina externa en código Fortran. La formación de carbón se modela en otro separador por medio de la eliminación de una pequeña fracción (5 %) del carbono junto con las cenizas [48, 56, 57]. El resto de la biomasa descompuesta luego se transforma en hidrocarburos mediante un reactor de equilibrio multifásico basado en la minimización de la energía libre de Gibbs (RGibbs) [61]. Las reacciones de oxidación parcial y reducción responsables de la formación del gas pobre se modelan juntas en otro reactor de equilibrio multifásico basado en la minimización de la energía libre de Gibbs [43, 44, 48, 49], en el que se introduce aire enriquecido en oxígeno como agente gasificante, junto con la distribución de productos de la materia prima volatilizada. El metano producido en el primer reactor de equilibrio multifásico se trata como un componente de alimentación que no reacciona ni participa en los cálculos de equilibrio termodinámico del segundo reactor de equilibrio, en el que las zonas de oxidación y reducción se modelan juntas [55-57]. Dicho de otro modo, el metano producido en la etapa de volatilización de la biomasa se deriva a la salida del gasificador para evitar la subestimación de este componente en la composición del gas pobre [61]. El calor de reacción originado en esta última etapa se transfiere a las etapas anteriores mediante corrientes de calor para compensar las diferencias de entalpía [43]. Las pérdidas de calor hacia el entorno circundante se modelan a través de otra instrucción externa en lenguaje Fortran programada por el usuario [48].

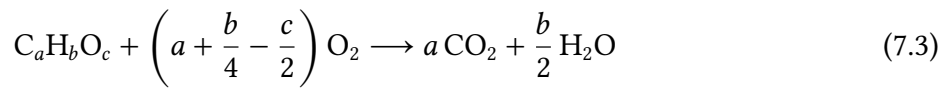
El proceso de gasificación está controlado por el dosado relativo (λ), que expresa la relación oxidante-combustible real (*actual*) suministrada al gasificador *downdraft* en relación con la relación oxidante-combustible requerida para la combustión estequiométrica (*stoich*) [30], como se indica en la Ec. (7.1).

$$\lambda = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{O_2}}{\dot{m}_f} \right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_{O_2}}{\dot{m}_f} \right)_{stoich}} \quad (7.1)$$

donde $\dot{m}_{O_2}$ es el caudal másico de oxígeno en el agente gasificante, y $\dot{m}_f$ es el consumo de biomasa como combustible. Una mezcla con $\lambda = 1$ es estequiométrica, para mezclas ricas en combustible $\lambda < 1$ y para mezclas pobres en combustible $\lambda > 1$. Por lo tanto, la combustión completa teóricamente ocurre para una dosado relativo igual a la unidad, de modo que todo el carbono en la materia prima se oxida estequiométricamente para proporcionar la concentración máxima de dióxido de carbono en la corriente de producto gaseoso. El requerimiento de oxígeno estequiométrico se calcula utilizando los datos del análisis elemental de la biomasa utilizada como materia prima. Para un determinado consumo de combustible en el gasificador *downdraft*:

$$\lambda = \frac{(\dot{m}_{O_2})_{actual}}{(\dot{m}_{O_2})_{stoich}} = \frac{(\dot{n}_{O_2})_{actual}}{(\dot{n}_{O_2})_{stoich}} = \frac{\dot{m}_{O_2} M_{O_2}^{-1}}{\dot{m}_f \left(\frac{x_{C,f}}{M_C} + \frac{1}{4} \frac{x_{H,f}}{M_H} - \frac{1}{2} \frac{x_{O,f}}{M_O} \right)} \quad (7.2)$$

donde M_{O_2} es la masa molar del oxígeno; M_C , M_H , M_O son, respectivamente, las masas molares de carbono, hidrógeno y oxígeno atómicos; y $x_{C,f}$, $x_{H,f}$, $x_{O,f}$ son, respectivamente, las fracciones másicas de carbono, hidrógeno y oxígeno del análisis elemental de la biomasa de alimentación proceso de gasificación. La expresión de la Ec. (7.2) se deriva de la reacción de combustión completa de un combustible sólido genérico que contiene carbono, hidrógeno y oxígeno, como se muestra en la Ec. (7.3).



7.2.2 Acondicionamiento del gas pobre

El gas pobre procedente de los gasificadores *downdraft* generalmente contiene alquitrán, cenizas, hollín y otros contaminantes traza que, si no se eliminan, pueden provocar problemas graves de incrustación, erosión y corrosión en los equipos aguas abajo y comprometer la integridad estructural de la unidad de generación eléctrica [31, 62]. Las turbinas de gas son máquinas particularmente sensibles, con restricciones bastante estrictas en cuanto a la limpieza del gas pobre para evitar daños en los álabes de la turbina (como erosión, incrustación o corrosión) y el bloqueo de filtros e inyectores de combustible. Por lo tanto, las concentraciones de partículas y alquitrán en el gas pobre deben estar por debajo de 5 mg/Nm³ [30, 62]. Por esta razón, se debe incluir aguas abajo del gasificador una unidad de acondicionamiento del gas pobre compuesta por un ciclón, un lavador húmedo y una serie de filtros para enfriar y limpiar el gas pobre de manera que cumpla con los requisitos de calidad para poder ser utilizado como combustible en una turbina de gas. El ciclón, el depurador húmedo y los filtros se han modelado utilizando un separador de sólidos (SSplit), un separador de gas-sólido con depurador Venturi (VScrub) y un separador de gas-líquido (Sep), respectivamente [48]. El gas pobre acondicionado posteriormente se transfiere a la unidad de generación eléctrica, donde se comprime y alimenta a la cámara de combustión de la turbina de gas [60].

El rendimiento de los procesos de gasificación a menudo se describe mediante el rendimiento de gas frío (η_{cg}), que se define como el rendimiento del proceso de gasificación después de que el gas pobre se haya limpiado y enfriado hasta temperatura ambiente [30]. Expresa la fracción del flujo de energía química de la materia prima de biomasa que permanece en el gas pobre. Matemáticamente, este parámetro se determina de la siguiente manera:

$$\eta_{cg} = \frac{\dot{m}_{cg} PCI_{cg}}{\dot{m}_f PCI_f} \quad (7.4)$$

donde $\dot{m}_{cg}$ y $\dot{m}_f$ representan los caudales másicos de gas pobre acondicionado y materia prima, respectivamente [30, 48, 50].

7.2.3 Unidad de potencia superior

Se ha propuesto una turbina de gas de combustión interna alimentada con el gas pobre acondicionado de la gasificación de biomasa como unidad de potencia superior. Las turbinas de gas proporcionan una serie de ventajas potenciales en comparación con otras tecnologías de generación eléctrica a pequeña escala [63], como su tamaño compacto y bajo peso por unidad de potencia, bajos niveles de vibración, ruido reducido, larga vida útil, coste de mantenimiento relativamente bajo debido a su pequeña cantidad de piezas móviles, bajas emisiones de contaminantes atmosféricos y disponibilidad de calor residual de alta calidad [63]. Las turbinas de gas generalmente se diseñan y comercializan para combustibles gaseosos con alto contenido energético como el gas natural o el biogás [45]. Sin embargo, también existen turbinas de gas avanzadas que permiten ser alimentadas con gas pobre, la mayoría de las cuales fueron desarrolladas y optimizadas para plantas GICC convencionales alimentadas con carbón, con operación demostrada en numerosos emplazamientos (p. ej., Wabashi River y Tampa en EE. UU., Puertollano en España, Buggenum en los Países Bajos y Nakoso en Japón) [64]. Estas turbinas de gas avanzadas deben incorporar modificaciones en el compresor para adaptarse al mayor caudal másico de combustible y también en la cámara de combustión para controlar el aumento de la velocidad de la llama debido al mayor contenido de hidrógeno del gas pobre [65-68]. Sin embargo, el equipamiento principal, constituido por la turbina de gas y el compresor de aire, puede permanecer prácticamente sin cambios con respecto a las turbinas de gas que se alimentan con combustible estándar [68].

La unidad de potencia superior consiste en una turbina de gas que opera de acuerdo con el ciclo Brayton recuperativo, una mejora sobre el ciclo Brayton convencional que permite lograr mayores rendimientos mediante la recuperación de parte del calor residual de los gases de escape [63]. En esta unidad de potencia superior, el gas pobre mejorado de la gasificación de biomasa con aire enriquecido en oxígeno se quema con aire comprimido en una cámara de combustión a presión constante. El proceso de combustión se modela como un reactor de equilibrio multifásico mediante minimización de la energía de Gibbs de la mezcla de ambas corrientes de entrada para producir la corriente de salida [48]. Previamente, el gas pobre debe ser llevado a la presión de operación de la cámara de combustión por medio de un compresor de combustible [40]. La temperatura de los gases de escape que se introducen en la turbina generalmente se limita al rango de 750–950 °C en configuraciones recuperativas [56, 69, 70], debido a restricciones técnicas en los materiales de fabricación. Por lo tanto, la temperatura de entrada a la turbina se mantiene dentro de este rango mediante el uso de aire en exceso. El caudal de la corriente de aire del ambiente se controla mediante una instrucción externa en lenguaje Fortran programada por el usuario. El gas de escape de la cámara de combustión a alta

temperatura y presión se expande en la turbina hasta presión atmosférica, produciendo potencia mecánica en el eje de la misma. La turbina de gas impulsa el compresor de aire y el generador eléctrico a través de un único eje común [63]. Dado que el generador eléctrico suele alcanzar velocidades de rotación muy altas (75 000-100 000 rpm), la salida de alta frecuencia debe convertirse a corriente continua (CC) y luego volver a convertirse a corriente alterna (CA) compatible con la red mediante dispositivos electrónicos de potencia fiables y eficientes [63]. Se utiliza un intercambiador de calor a contracorriente de gas a aire conocido como recuperador para transferir energía térmica de los gases de escape al aire ya comprimido antes de introducirse en la cámara de combustión, mejorando así el rendimiento del ciclo Brayton. el rendimiento del recuperador se ha supuesto igual al 87 % [71]. En la Tabla 7.1 se recogen los valores típicos de los parámetros de operación utilizados en la simulación del proceso [45, 56, 57, 69-71].

TABLA 7.1: Especificaciones de simulación de la unidad de potencia superior basadas en parámetros de operación típicos.

Equipamiento	Parámetro	Valor	Unidad
Turbina de gas	Rendimiento isentrópico (η_i)	85	%
	Rendimiento mecánico (η_m)	97	%
	Temperatura de entrada a la turbina (TIT)	750-950	°C
	Temperatura de salida de la turbina (T_{eg})	250-300	°C
Generador	Rendimiento de generación eléctrica (η_{gen})	95	%
	Rendimiento de conversión CA/CC/CA (η_{conv})	99	%
Recuperador	Efectividad de transferencia de calor (ϵ)	87	%
	Temperatura máxima en el lado caliente ($T_{m\acute{a}x}$)	650	°C
Compresores	Rendimiento isentrópico (η_i)	80	%
	Rendimiento mecánico (η_m)	97	%
	Rendimiento electromecánico del compresor de combustible (η_{em})	95	%

En la industria de las turbinas de gas, a menudo se utiliza el dosado relativo combustible-oxidante (ϕ) para caracterizar mezclas de aire y combustible. Este parámetro se refiere a la cantidad de exceso de aire presente en la cámara de combustión en relación con la cantidad de aire necesaria para la combustión estequiométrica, de modo que valores inferiores a 1 indican exceso de aire y valores superiores a 1 indican exceso de combustible. Las emisiones de óxidos de nitrógeno aumentan con temperaturas más altas dentro de la cámara de combustión, debido a la cada vez mayor reactividad del nitrógeno atmosférico con temperaturas crecientes. Los óxidos de nitrógeno son contaminantes del aire que contribuyen a la formación de niebla contaminante y lluvia ácida, además de afectar al ozono troposférico. Por lo tanto, las cámaras de combustión modernas de bajas emisiones tienden a operar con un considerable exceso de aire (es decir, valores de ϕ muy por debajo de 1, hasta alrededor de 0,1-0,2 en

configuraciones de ciclo recuperativo [67]), para evitar alcanzar las altas temperaturas responsables de la formación de óxidos de nitrógeno. Además, si las temperaturas de entrada de la turbina superan los 950 °C, se requieren materiales costosos y sistemas de enfriamiento complejos para los álabes de la turbina, lo que aumenta los gastos de capital y los costes de mantenimiento [56, 70]. Asimismo, el aumento de las temperaturas de entrada de la turbina también daría lugar a un aumento de la temperatura del recuperador, que normalmente se limita a aproximadamente 600–650 °C debido al uso de acero inoxidable convencional [63, 69-72]. El dosado relativo combustible–oxidante está relacionado con el dosado relativo oxidante–combustible (definido previamente) de la siguiente manera:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{O_2}}\right)_{actual}}{\left(\frac{\dot{m}_f}{\dot{m}_{O_2}}\right)_{stoich}} \quad (7.5)$$

donde $\dot{m}_{O_2}$ es el caudal másico de oxígeno del aire, y $\dot{m}_f$ es el caudal másico de gas combustible que se debe quemar en la cámara de combustión. El caudal de aire se ajusta para alcanzar un valor mínimo de λ igual a 6, lo que significa que la relación oxidante–combustible real debe ser de al menos seis veces la relación oxidante–combustible estequiométrica ($\lambda \geq 6$) [56]. El caudal másico de aire necesario para la combustión estequiométrica se determina mediante las principales reacciones de oxidación que se producen en la cámara de combustión:



La potencia eléctrica neta del ciclo de potencia superior (P_{top}) se calcula como se muestra en la Ec. (7.9) restando la potencia consumida por los compresores a la potencia bruta de salida de la turbina de gas [56].

$$P_{top} = \eta_{conv} \eta_{gen} (P_{gturb} - P_{comp,shaft}) - \frac{P_{comp,boost}}{\eta_{em}} \quad (7.9)$$

donde P_{gturb} y P_{comp} son la potencia mecánica de la turbina de gas y los compresores, respectivamente; η_{gen} es el rendimiento de generación eléctrica, η_{conv} es el rendimiento de conversión de potencia CA/CC/CA y η_{em} es el rendimiento electromecánico del compresor de combustible. Los principales parámetros que afectan a la potencia neta entregada por la turbina de gas son la relación de presiones (Π), definida como la relación entre la presión de estancamiento en la parte delantera y trasera de los compresores, y la temperatura de entrada a

la turbina (*TIT*). Sin embargo, ambos parámetros solo se pueden aumentar hasta ciertos límites, que dependen de las tolerancias de los materiales y del coste de fabricación. Finalmente, el rendimiento eléctrico neto (η_{top}) del ciclo de potencia superior se calcula con respecto al consumo de gas pobre, como se muestra en la Ec. (7.10).

$$\eta_{top} = \frac{P_{top}}{\dot{m}_{cg} \text{PCI}_{cg}} \quad (7.10)$$

7.2.4 Unidad de potencia inferior

El calor residual de baja temperatura disponible en los gases de escape descargados de la turbina de gas se puede recuperar a través de una unidad inferior con ciclo Rankine orgánico subcrítico (CRO) para generar electricidad adicional y aumentar el rendimiento eléctrico de la planta GICC. En las centrales eléctricas de ciclo combinado basadas en turbinas de gas, normalmente se utilizan ciclos Rankine con turbinas de vapor convencionales como ciclos de potencia inferiores [73, 74]. Sin embargo, los ciclos Rankine con turbinas de vapor no son adecuados para la generación descentralizada de electricidad mediante ciclos inferiores de menor potencia, debido al costoso y voluminoso equipamiento requerido y al menor rendimiento de generación eléctrico cuando se opera a menor escala. Además, la mayoría de las turbinas de gas modernas presentan mejoras de rendimiento, tales como altas relaciones de compresión, ciclos recuperativos o ciclos interenfriados, a expensas de una menor temperatura de los gases de escape [73, 74]. Dado que el calor residual de baja temperatura no se puede explotar de manera efectiva con un ciclo Rankine con turbina de vapor tradicional, el uso de ciclos Rankine orgánicos como unidades inferiores para la recuperación del calor residual de turbinas de gas caracterizadas por un elevado rendimiento, pero una baja temperatura de escape, es una solución alternativa atractiva [73]. Esta combinación permite alcanzar elevados rendimientos, que son similares a los de los modernos ciclos combinados de gas y vapor, pero se aplican a ciclos superiores con temperaturas de entrada a la turbina más bajas [74]. Los ciclos Rankine orgánicos constituyen actualmente una tecnología madura que está disponible comercialmente para la generación de electricidad a pequeña escala [74, 75]. Además, representan la solución más factible de entre todas las tecnologías de recuperación de calor residual a pequeña escala disponibles desde un punto de vista tecnoeconómico [39, 76].

Conceptualmente, los ciclos Rankine orgánicos son similares en términos operativos a los ciclos Rankine con turbina de vapor convencionales en el sentido de que ambos se basan en la vaporización de un líquido a alta presión, que a su vez se expande hasta un nivel de presión más bajo, liberando trabajo mecánico [75]. Sin embargo, la principal diferencia es el uso de fluidos de trabajo orgánicos que a menudo se caracterizan por un punto de ebullición más bajo que el del agua a la misma presión, lo que permite que el ciclo de potencia sea impulsado por calor residual de baja temperatura [77]. Por lo tanto, los ciclos Rankine orgánicos incluyen los

misimos componentes que una planta de potencia convencional con turbina de vapor. El fluido de trabajo se bombea a un evaporador, donde se calienta y vaporiza en condiciones subcríticas, luego acciona un dispositivo de expansión conocido como expansor, que está conectado a un generador eléctrico y finalmente se convierte nuevamente en líquido saturado en el condensador, cerrando el ciclo. Por lo general, existen dos configuraciones disponibles para el condensador en ciclos Rankine orgánicos: condensadores enfriados por aire o enfriados por agua. Los sistemas CRO con un condensador enfriado por agua normalmente cuentan con un mayor rendimiento nominal, debido a su menor temperatura de condensación [78], pero también presentan una carga de refrigeración más elevada, lo que a su vez requiere un mayor caudal de agua de enfriamiento. Las habituales limitaciones en cuanto a disponibilidad de agua hacen que los condensadores enfriados por aire suelen ser la opción preferida para la mayoría de fabricantes de unidades CRO y, por lo tanto, también la configuración elegida para este trabajo. Un valor realista utilizado en este trabajo para la temperatura de condensación es de 45 °C. Las unidades CRO se pueden combinar con turbinas de gas a través de un circuito de aceite térmico. Aunque se recomienda incorporar un circuito de aceite diatérmico para evitar sobrecalentamientos locales y evitar que los fluidos orgánicos se vuelvan químicamente inestables [79], no se ha incluido en el presente trabajo porque la temperatura de los gases de escape no es excesivamente alta y también en aras de una mayor brevedad y sencillez [57, 74].

La elección minuciosa del fluido de trabajo es de suma importancia en los ciclos Rankine orgánicos. La selección del fluido de trabajo afecta al ciclo termodinámico, al diseño de la planta, al funcionamiento y coste del equipamiento y a los requisitos de seguridad. Desde un punto de vista termodinámico, el fluido de trabajo debe presentar constantes críticas adecuadas, una complejidad molecular relativamente baja y un punto de ebullición compatible con el condensador. Los fluidos de trabajo para uso en ciclos Rankine orgánicos se pueden clasificar en tres categorías principales como húmedos, secos e isoentrópicos según su comportamiento durante la expansión adiabática [80]. Los fluidos de trabajo secos o isentrópicos no se condensan durante la expansión desde un estado saturado y, por lo tanto, no requieren sobrecalentamiento, lo que elimina las preocupaciones de la incidencia de gotas de líquido en los álabes del expansor [81, 82]. Sin embargo, si la curva de vapor saturado del fluido seco se desvía bruscamente hacia adentro, el vapor saldrá del expansor con un notable grado de sobrecalentamiento. Por lo tanto, si se utilizan fluidos de trabajo secos, normalmente se adopta una configuración de ciclo regenerativo para aumentar el rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico y evitar aumentar innecesariamente la carga de enfriamiento del condensador [81]. Los ciclos Rankine orgánicos regenerativos incorporan un intercambiador de calor a contracorriente denominado regenerador para recuperar el calor del vapor sobrecalentado procedente del expansor, que precalienta el fluido orgánico presurizado que se dirige hacia el evaporador [81].

Como se indica en las pautas disponibles para la selección del fluido de trabajo en ciclos Rankine orgánicos [79-84], se deben considerar los siguientes factores claves adicionales:

disponibilidad comercial a un coste específico razonable, inflamabilidad, toxicidad, estabilidad química a altas temperaturas y factores ambientales, como el potencial de agotamiento del ozono (abreviado ODP, por sus siglas en inglés de *ozone depletion potential*) y el potencial de calentamiento global (abreviado GWP, por sus siglas en inglés de *global warming potential*). Dado que es probable que ningún fluido de trabajo sea capaz de cumplir con todos estos requisitos, debe prevalecer un compromiso para atender la elección. En este trabajo se han considerado cinco fluidos de trabajo secos: pentano (*n*-C5 o R601), isopentano (*i*-C5 o R601a), ciclopentano (*c*-C5), pentafluoropropano (R245fa) y trans-1-cloro-3,3,3-trifluoropropeno (R1233zd), de acuerdo con los siguientes criterios de selección: idoneidad para las temperaturas de la fuente y del sumidero del calor residual, masa molar, constantes críticas y aspectos ambientales, de salud y seguridad. La Tabla 7.2 presenta un resumen de las propiedades fisicoquímicas y ambientales de estos fluidos orgánicos [82, 84, 85]. Ninguno de los fluidos de trabajo propuestos es nocivo para la capa de ozono, pero algunos presentan un potencial significativo de calentamiento global. La temperatura máxima de operación de los fluidos de trabajo seleccionados es de 300 °C, que se corresponde con el límite de temperatura de estabilidad termoquímica a partir del cual aumenta significativamente su descomposición térmica [86]. Además, las presiones en el condensador siempre se han considerado cercanas o superiores a la presión ambiental para evitar infiltraciones de aire en el circuito del fluido de trabajo orgánico [80], lo que restringe el uso de otros fluidos de trabajo secos populares en ciclos de Rankine orgánicos como el ciclohexano, el benceno o el tolueno. La elección final del fluido de trabajo más adecuado se realiza de acuerdo con los siguientes criterios: mayor rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia inferior, mayor rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico, menor impacto ambiental del fluido de trabajo y mayor valor del factor de mérito ($\Delta h/v_g$). Este último parámetro representa la cantidad de calor transferido por unidad de volumen en el condensador [87, 88]. Por lo tanto, cuanto mayor sea el factor de mérito, mayor será la cantidad de calor intercambiado por unidad de volumen y más pequeño podrá ser el condensador. El valor del factor de mérito para los diversos fluidos también se incluye en la Tabla 7.2. Cabe señalar que este factor de mérito no se refiere al área real de transferencia de calor, sino al volumen del condensador.

Los parámetros de rendimiento y restricciones técnicas del ciclo Rankine orgánico regenerativo se recogen en la Tabla 7.3 [57, 74]. Los intercambiadores de calor están diseñados para una diferencia de temperatura de punto de pellizco mínima (ΔT_{pinch}) de 10 °C [57, 88, 89]. La presión máxima de trabajo está limitada a 20 bar para garantizar una operación segura y reducir los costes de material [57, 82]; mientras que la temperatura máxima de evaporación está restringida a 10 °C por debajo de la temperatura crítica del fluido de trabajo para evitar la inestabilidad térmica [57]. La temperatura mínima del gas de escape que sale del evaporador debe ser de al menos 100 °C para evitar la corrosión y la aparición de condensados no deseados en las tuberías y equipos mecánicos [40, 57].

TABLA 7.2: Propiedades fisicoquímicas y ambientales de los fluidos de trabajo considerados para el ciclo Rankine orgánico.

Fluido orgánicos	Masa molar	Constantes críticas		Punto de ebullición	Factor de mérito	Aspectos ambientales ^a			
	<i>M</i> (g/mol)	<i>p</i> _c (bar)	<i>T</i> _c (°C)	<i>T</i> _b (°C) a 1 atm	$\Delta h/v_g$ (kJ/m ³) a 45 °C	GWP ₁₀₀ ^b	H	F	I
<i>n</i> -C5	72,15	33,7	196,7	36,1	1375	4–6	1	4	0
<i>i</i> -C5	72,15	33,8	187,3	27,8	1701	4–6	1	4	0
<i>c</i> -C5	70,13	45,1	238,5	49,2	944	4–6	1	3	0
R245fa	134,05	36,5	154,0	15,1	2938	1030	2	1	0
R1233zd	130,50	36,2	166,5	18,3	2445	1	2	0	0

^a Información de seguridad de acuerdo con el sistema de clasificación de riesgos de la National Fire Protection Association (NPFA) de los Estados Unidos. Cada uno de los peligros para la salud (H), inflamabilidad (F) e inestabilidad (I) se califica en una escala de 0 (sin peligro) a 4 (peligro grave).

^b GWP₁₀₀: Potencial de calentamiento global en un periodo de 100 años.

TABLA 7.3: Especificaciones de simulación para la unidad de potencia inferior basadas en parámetros de operación típicos.

Equipamiento	Parámetro	Valor	Unidad
Expansor	Rendimiento isentrópico (η_i)	80	%
	Rendimiento mecánico (η_m)	95	%
Generator	Rendimiento de generación eléctrica (η_{gen})	95	%
Evaporador	Temperatura de la fuente de calor (T_{eg})	250–300	°C
	Diferencia de temperatura de punto de pellizco mínima (ΔT_{pinch})	10	°C
	Temperatura mínima del gas de escape (T_{og})	100	°C
Condensador	Temperatura de condensación (T_{cond})	45	°C
Regenerador	Efectividad de transferencia de calor (ϵ)	90	%
	Diferencia de temperatura de punto de pellizco mínima (ΔT_{pinch})	10	°C
Bomba	Presión máxima de operación ($p_{m\acute{a}x}$)	20	bar
	Rendimiento electromecánico (η_{em})	95	%
	Rendimiento isentrópico (η_i)	70	%
	Rendimiento mecánico (η_m)	97	%

El rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico (η_{CRO}) que forma parte de la unidad potencia inferior está definido por la siguiente ecuación:

$$\eta_{CRO} = \frac{P_{exp} - P_{pump}}{\dot{m}_{wf} \Delta h_{evap}} \quad (7.11)$$

donde P_{exp} y P_{pump} representan respectivamente la potencia mecánica del expansor y de la bomba, $\dot{m}_{wf}$ es el caudal másico del fluido de trabajo orgánico y Δh_{evap} es el aumento de entalpía del fluido de trabajo en el evaporador [57].

La potencia eléctrica neta de la unidad potencia inferior (P_{bottom}) se calcula como se indica

en la Ec. (7.12) restando la potencia eléctrica consumida por la bomba de la producción eléctrica bruta.

$$P_{bottom} = \eta_{gen} P_{exp} - \eta_{em} P_{pump} \quad (7.12)$$

donde η_{gen} es el rendimiento eléctrico del generador y η_{em} es el rendimiento electromecánico de la bomba [57].

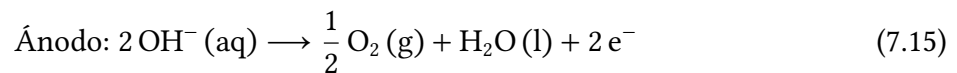
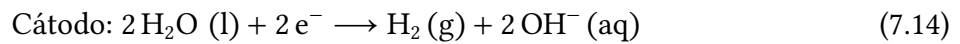
El rendimiento eléctrico neto de la unidad potencia inferior se determina finalmente de la siguiente manera:

$$\eta_{bottom} = \frac{P_{bottom}}{\dot{m}_{eg} c_{p,eg} (T_{eg} - T_a)} \quad (7.13)$$

donde $\dot{m}_{eg}$ es el caudal másico de los gases de escape de la turbina de gas, $c_{p,eg}$ es la capacidad calorífica específica de los gases de escape, T_{eg} es la temperatura de los gases de escape y T_a es la temperatura ambiente.

7.2.5 Electrólisis alcalina del agua

El electrolizador alcalino se alimenta con la electricidad producida en la GICC. Cuando se aplica un potencial eléctrico adecuado a los electrodos de una celda alcalina de electrólisis de agua, se producen las siguientes semireacciones en la celda [8, 14, 15, 18].



El agua desionizada se introduce en el cátodo de la celda de electrólisis alcalina, donde se reduce por medio de una corriente eléctrica continua para dar hidrógeno molecular y aniones hidróxido. Los iones cargados negativamente luego se desplazan a través del electrolito hacia el ánodo, donde se forma el oxígeno. Las mezclas bifásicas de electrolito líquido y producto gaseoso posteriormente salen del electrolizador por ambos lados y se introducen en los respectivos separadores vapor-líquido. El electrolito líquido finalmente se enfría y se bombea de regreso al electrolizador, mientras que el hidrógeno y oxígeno gaseosos obtenidos como productos se deshumedecen y purifican hasta el nivel deseado [8]. La tensión mínima requerida para la descomposición del agua o potencial reversible de celda (V_{rev}) se define mediante la siguiente ecuación:

$$V_{rev} = \frac{\Delta G}{z F} \quad (7.16)$$

donde ΔG es el cambio en la energía libre de Gibbs, z es el número de electrones transferidos por molécula de hidrógeno y F es la constante de Faraday (96 485 A·s/mol) [8]. El potencial reversible de celda corresponde a 1,23 V en condiciones TPAE (1 bar y 25 °C) [8, 10]. Sin embargo, la celda de electrólisis alcalina requiere el aporte de una cantidad de energía igual a la entalpía de reacción (ΔH), que es la suma de la energía libre de Gibbs (ΔG) y la energía térmica a través del término $T\Delta S$ [14]. Si ambas cantidades se aportan en forma de energía eléctrica, el potencial reversible de celda aumenta con el llamado potencial térmico, dando lugar al potencial termoneutro (V_{tn}), como se muestra en la Ec. (7.17). El potencial termoneutro de la celda electrolítica es de 1,48 V en condiciones TPAE [14].

$$V_{tn} = \frac{\Delta H}{z F} = \frac{\Delta G + T \Delta S}{z F} \quad (7.17)$$

El potencial termoneutro es el modo de operación estándar de los electrolizadores de alta temperatura. Por el contrario, los electrolizadores de baja temperatura, como los electrolizadores alcalinos, operan con un potencial de celda superior al potencial termoneutro ($V_{cell} > V_{tn}$), debido a las altas pérdidas internas o sobrepotenciales [14], que normalmente aumentan cuando el proceso de la electrólisis del agua se realiza a densidades de corriente más altas. El requerimiento energético del electrolizador alcalino (P_{stack}) viene dado por:

$$P_{stack} = N i A_{cell} V_{cell} \quad (7.18)$$

donde N es el número de celdas en serie que constituyen el electrolizador, V_{cell} es la tensión celda, A_{cell} es el área activa del electrodo e i es la densidad de corriente [10]. El caudal molar de producción de hidrógeno ($\dot{n}_{H_2}$) finalmente se calcula de la siguiente manera:

$$\dot{n}_{H_2} = \eta_F \frac{P_{stack}}{V_{cell} z F} = \eta_F \frac{N i A_{cell}}{z F} \quad (7.19)$$

donde η_F es el rendimiento faradaico [10, 11], que se define como la relación entre la producción real de hidrógeno y la producción teórica [14].

Aspen Plus no incluye ningún bloque predefinido que represente a un electrolizador [10] y, por lo tanto, se requiere una combinación de varios bloques para modelar el proceso de electrólisis del agua. El electrolizador alcalino se ha modelado dentro de un bloque «Hierarchy», que utiliza el modelo NRTL (Non-Random Two-Liquid) como método de estimación de las propiedades termodinámicas de los componentes químicos [10]. El bloque Hierarchy incluye un reactor estequiométrico (RStoic), varios separadores vapor-líquido (separadores bifásicos y trampas de agua), además de equipos auxiliares como bombas de circulación y un ventilador de refrigeración [10]. El requerimiento energético del electrolizador se introduce como calor [10]. Los parámetros de operación utilizados en la simulación del proceso se recogen en la Tabla 7.4

[10, 26, 90]. Además, se han considerado los siguientes supuestos para simplificar el proceso de simulación:

- Se ha supuesto que el rendimiento de conversión de potencia de corriente alterna (CA) a corriente continua (CC) en el rectificador es del 98 % [14, 26].
- El agua líquida desionizada o desmineralizada se alimenta al sistema en condiciones TPAE [10, 13].
- El electrolito es una disolución acuosa de hidróxido de potasio (KOH) con una concentración del 35 % en peso [10, 12]. Una concentración relativamente alta de KOH en el electrolito asegura una alta conductividad y contribuye a reducir el sobrepotencial óhmico [10].
- La temperatura de funcionamiento del electrolizador alcalino tiene una gran influencia sobre el rendimiento, pero está limitada por problemas de degradación de las celdas de electrólisis y por restricciones en el uso de materiales. Los electrolizadores alcalinos operan a temperaturas entre 60–90 °C [5, 7, 10, 14, 15]. Un valor habitual dentro de este rango es 70 °C [10, 90]. Tanto el hidrógeno como el oxígeno se descargan del electrolizador a temperatura ambiente [10]. Alrededor del 10 % del calor total producido por el electrolizador se libera al entorno circundante en forma de pérdidas de calor por convección y radiación [10].
- El electrolizador alcalino opera a una presión de 16 bar, de acuerdo con otros sistemas de tamaño similar [90]. Llevar a cabo el proceso de electrólisis a presiones más altas que la presión ambiental a menudo se considera conveniente, porque se reduce la potencia demandada por el compresor de hidrógeno aguas abajo [13, 14]. Sin embargo, una presión de funcionamiento superior a 30–50 bar requeriría mayores dispositivos de seguridad y daría lugar a una mayor complejidad y costes de inversión [5, 14, 15]. El electrolizador opera con una presión equilibrada en el ánodo y en el cátodo [10]. Se ha supuesto que se produce una caída de presión del 5 % en los separadores vapor-líquido [10].
- Para la densidad de corriente nominal, el rendimiento faradaico de los electrolizadores alcalinos de agua es cercano al 100 % (98–99,9 %) [14]. Así pues, en este trabajo se ha supuesto que el rendimiento faradaico es $\eta_F = 99\%$, aproximadamente el valor medio.
- Los electrolizadores alcalinos comerciales suelen alcanzar densidades de corriente de hasta 0,45 A/cm² [7, 14, 91]. El potencial de celda a una densidad de corriente nominal de 0,4 A/cm² varía entre 1,7–2,1 V [14]. En este trabajo se ha supuesto un valor medio de 1,9 V para el potencial de celda [14], que concuerda con los valores esperados de las curvas de polarización de electrolizadores alcalinos comerciales en condiciones equivalentes de temperatura y presión [10, 14, 90].
- El hidrógeno tiene una densidad muy baja y se precisan altas presiones para almacenarlo en un volumen razonable [13]. Por lo tanto, el hidrógeno gaseoso producido finalmente se comprime hasta 200 bar para ser almacenamiento en recipientes presurizados de gran

volumen [92-94]. La compresión del hidrógeno producido debe considerarse cuidadosamente, ya que se trata de una operación que consume mucha energía [93]. En los compresores multietapa, el hidrógeno comprimido se enfría tras cada etapa para hacer que la compresión sea menos adiabática y más isotérmica, lo que reduce el consumo energético requerido para la compresión [94]. Cuanto mayor sea el número de etapas de compresión, mayor será el rendimiento, pero también mayor será el número de componentes mecánicos y complejidad del compresor, así como el coste de compra, puesta en servicio y mantenimiento del equipo. Por lo tanto, en este trabajo se ha utilizado una unidad de compresión de hidrógeno de tres etapas con interenfriamiento y posenfriamiento [13], ya que supone un compromiso entre rendimiento y coste.

TABLA 7.4: Especificaciones de simulación para el electrolizador alcalino de agua basadas en parámetros de operación típicos.

Equipamiento	Parámetro	Valor	Unidad
Rectificador	Rendimiento de conversión CA/CC (η_{conv})	98	%
Electrolizador	Temperatura de operación	70	°C
	Presión de operación	16	bar
	Concentración de electrolito	35	%
	Densidad de corriente nominal	0,40	A/cm ²
	Potencial de celda	1,9	V
	Rendimiento faradaico (η_F)	99	%
Bombas	Rendimiento electromecánico (η_{em})	95	%
	Rendimiento isentrópico (η_i)	70	%
	Rendimiento mecánico (η_m)	90	%
Compresor de hidrógeno	Número de etapas	3	
	Rendimiento isentrópico (η_i)	72	%
	Presión de descarga	200	bar

El rendimiento de los electrolizadores de baja temperatura a menudo se basa en el poder calorífico superior (PCS) del hidrógeno, que se corresponde con la entalpía de reacción en condiciones estándar de la producción de hidrógeno gaseoso a partir de agua líquida [14]. Sin embargo, para la evaluación de una cadena de proceso global, los rendimientos parciales de las operaciones unitarias generalmente se refieren al poder calorífico inferior (PCI) [14]. En consecuencia, el rendimiento del electrolizador alcalino (η_{stack}) se refiere al poder calorífico inferior de la siguiente manera:

$$\eta_{stack} = \frac{\dot{m}_{H_2} \text{PCI}_{H_2}}{P_{stack}} = \frac{\dot{m}_{H_2} \text{PCI}_{H_2}}{\eta_{conv} (P_{top} + P_{bottom} - P_{BOP} - P_{comp})} \quad (7.20)$$

donde η_{conv} es el rendimiento de conversión CA/CC, P_{BOP} es el consumo energético parásito de los servicios auxiliares (suministro de agua desionizada, intercambiadores de calor, recipientes

separadores de gas y líquido, bombas de circulación y el circuito de refrigeración) que forman parte del equipamiento del balance de planta (BOP) y P_{comp} es la energía requerida para la compresión de hidrógeno. La potencia total requerida por los equipos del BOP se ha estimado en aproximadamente un 8 % de la potencia neta de entrada [10, 90]. El rendimiento neto de la unidad de producción y compresión del hidrógeno electrolítico (η_{EAA}) se determina finalmente como se muestra en la Ec. (7.21), que incluye la energía consumida por el compresor de hidrógeno y todas las utilidades que componen el BOP.

$$\eta_{EAA} = \frac{\dot{m}_{H_2} PCI_{H_2}}{P_{top} + P_{bottom}} \quad (7.21)$$

En condiciones de operación del electrolizador alcalino a carga parcial, el rendimiento de la pila basado en el PCI (η_{stack}) generalmente aumenta, como consecuencia de la reducción de los sobrepotenciales de celda a densidades de corriente más bajas [10, 14]. Sin embargo, la disminución del rendimiento faradaico (η_F), el aumento relativo del consumo específico del equipamiento del balance de planta (BOP) y la considerable reducción del factor de utilización conllevan una gran penalización para el rendimiento general del proceso de electrólisis del agua [14]. Así pues, el electrolizador está concebido para operar continuamente a carga nominal con una disponibilidad de al menos el 98 %, porque se reduce la proporción de pérdidas parásitas y se consigue un factor de utilización muy alto que maximiza la producción anual de hidrógeno.

7.2.6 Balance global de energía

Como se ha mencionado anteriormente, para la evaluación del rendimiento global de la planta GICC-EAA, los rendimientos parciales se refieren al PCI de la biomasa utilizada como materia prima. En consecuencia, el rendimiento eléctrico bruto (η_{GICC}) de la GICC se define con respecto al flujo de energía química en la materia prima consumida por la planta híbrida GICC-EAA [40], como se indica en la Ec. (7.22).

$$\eta_{GICC} = \frac{P_{top} + P_{bottom}}{\dot{m}_f PCI_f} \quad (7.22)$$

Finalmente, al considerar la planta híbrida GICC-EAA como un todo, el rendimiento energético global ($\eta_{GICC-EAA}$) se define como la relación en términos de flujo de energía entre la producción de hidrógeno y el consumo total de biomasa como materia prima.

$$\eta_{GICC-EAA} = \frac{\dot{m}_{H_2} PCI_{H_2}}{\dot{m}_f PCI_f} = \eta_{GICC} \eta_{EAA} \quad (7.23)$$

7.3 Resultados y discusión

En esta sección, se presentan, analizan y discuten los resultados de las simulaciones de la planta híbrida GICC-EAA propuesta para la producción continua y descentralizada de hidrógeno a partir de biomasa operando en condiciones de estado estacionario. Todas las operaciones unitarias y corrientes incluidas en la planta híbrida GICC-EAA se han dimensionado considerando que el gasificador *downdraft* se alimenta con pélets de biomasa leñosa seca (6 % de contenido de humedad, base húmeda) con un caudal másico constante de 1 t/h. La producción de oxígeno en la electrólisis alcalina del agua es de aproximadamente 8 kg por cada kg de hidrógeno, que no es suficiente para operar el gasificador *downdraft* con oxígeno puro y lograr una producción de hidrógeno autosuficiente. Por lo tanto, se ha propuesto utilizar aire enriquecido en oxígeno para obtener un gas pobre mejorado con un poder calorífico significativamente superior en comparación con el gas pobre procedente de la gasificación utilizando aire del ambiente como agente gasificante. El sistema híbrido está diseñado para suministrar todo el oxígeno producido por el electrolizador alcalino al gasificador *downdraft* para producir el gas pobre mejorado, que se alimenta a una planta de ciclo combinado. La potencia eléctrica generada se utiliza para producir continuamente hidrógeno renovable en el electrolizador alcalino.

7.3.1 Gasificación de biomasa y acondicionamiento del gas pobre

La capacidad de los gasificadores *downdraft* generalmente se limita a ~500 kg/h, debido a las restricciones físicas de la relación entre el diámetro del gasificador y el tamaño de las partículas [31]. Los gasificadores *downdraft* con aire del ambiente como agente gasificante a menudo se dimensionan para un consumo de materia prima de 0,1–0,7 t/h [31]. Sin embargo, si los gasificadores *downdraft* se operan utilizando oxígeno, su capacidad puede aumentar hasta 1–5 t/h [31]. Dado que se ha propuesto aire enriquecido en oxígeno como agente gasificante en lugar de oxígeno puro, el gasificador *downdraft* se puede dimensionar para un consumo de materia prima de ~1 t/h. Cabe señalar que los gasificadores *downdraft* se pueden ampliar para una capacidad ligeramente mayor en caso de utilizar aire enriquecido en oxígeno en lugar de aire del ambiente como agente gasificante, debido a la disminución del caudal de este gas pobre mejorado con concentraciones crecientes de oxígeno en el agente gasificante.

El parámetro de operación más importante en los procesos de gasificación autotérmica es el dosado relativo (λ), ya que controla la temperatura dentro del gasificador y afecta al rendimiento y a la composición del gas pobre [50]. El valor de λ debe ser lo suficientemente alto como para alcanzar una temperatura suficientemente elevada (~1000 °C) dentro del gasificador, con el fin de minimizar la formación de alquitrán [50]. En consecuencia, el valor de λ debe ajustarse para alcanzar una temperatura de reacción de 1000 °C en el reactor de equilibrio multifásico que

modela las reacciones de oxidación y reducción [57]. Cabe señalar que cuando se tienen en cuenta las pérdidas de calor en los cálculos de equilibrio termodinámico, se requiere un valor más alto de λ para alcanzar cierta temperatura en el gasificador en comparación con el caso adiabático [50]. Sin embargo, el aumento del valor de λ también origina mayores cantidades de productos de la combustión, como el dióxido de carbono y el vapor de agua, además de una mayor presencia de gases inertes, como el nitrógeno y el argón, en la composición del gas pobre. Un aumento excesivo del valor de λ finalmente conduce a un gas combustible muy pobre, que no es adecuado para la generación de electricidad. En este sentido, el uso de aire enriquecido en oxígeno en lugar de aire del ambiente como agente gasificante puede ser una solución alternativa para alcanzar temperaturas suficientemente altas en el interior del gasificador como para asegurar un bajo contenido de alquitrán en el gas pobre, al mismo tiempo que aumenta su poder calorífico al reducir considerablemente el efecto de dilución por nitrógeno. En la planta híbrida GICC-EAA, la concentración de oxígeno en el aire enriquecido en oxígeno utilizado para operar el gasificador *downdraft* está condicionada por el suministro de oxígeno electrolítico del electrolizador alcalino de agua, que a su vez depende del rendimiento de generación de electricidad del ciclo combinado si no se dispone de fuente de alimentación externa. Por lo tanto, la concentración de oxígeno en el agente gasificante solo se puede aumentar hasta cierto punto, es decir, hasta una concentración máxima de aproximadamente el 35 % en volumen, como se demostrará más adelante. Dicho de otro modo, se puede suministrar un máximo de alrededor de 0,20–0,25 kg de oxígeno electrolítico al gasificador *downdraft* por cada kg de biomasa de entrada, dependiendo del dosado relativo y de las propiedades fisicoquímicas de la biomasa utilizada como materia prima (análisis inmediato y elemental).

La Fig. 7.3 muestra el efecto del aumento de la concentración de oxígeno en el agente gasificante sobre la temperatura en el interior del gasificador, el poder calorífico inferior del gas pobre y el rendimiento de gas frío para distintos valores de λ . Se puede observar que mayores concentraciones de oxígeno en el agente gasificante permiten reducir el valor de λ requerido para alcanzar una cierta temperatura dentro del gasificador *downdraft*, además de provocar un considerable aumento del poder calorífico del gas pobre. Por el contrario, valores más altos de λ permiten reducir la concentración de oxígeno necesaria para alcanzar una determinada temperatura en el interior del gasificador *downdraft*, pero también suponen una disminución del poder calorífico del gas pobre. En el rango de concentraciones de oxígeno del 20,75 % al 35 % en volumen, el valor de λ debe ser de al menos 0,32 para alcanzar una temperatura superior a los 1000 °C, considerando un 7 % de pérdidas de calor hacia el ambiente basadas en el flujo de energía química de la biomasa [50, 57]. Curiosamente, el rendimiento de gas frío (η_{cg}) se ve prácticamente inalterado por el aumento de la concentración de oxígeno en el agente gasificante, debido a que el poder calorífico creciente del gas pobre se compensa con la disminución del caudal de este combustible gaseoso. Por otro lado, cuanto menor sea el valor de λ , mayor será el rendimiento de gas frío, lo cual no es sorprendente, ya que implica una mayor

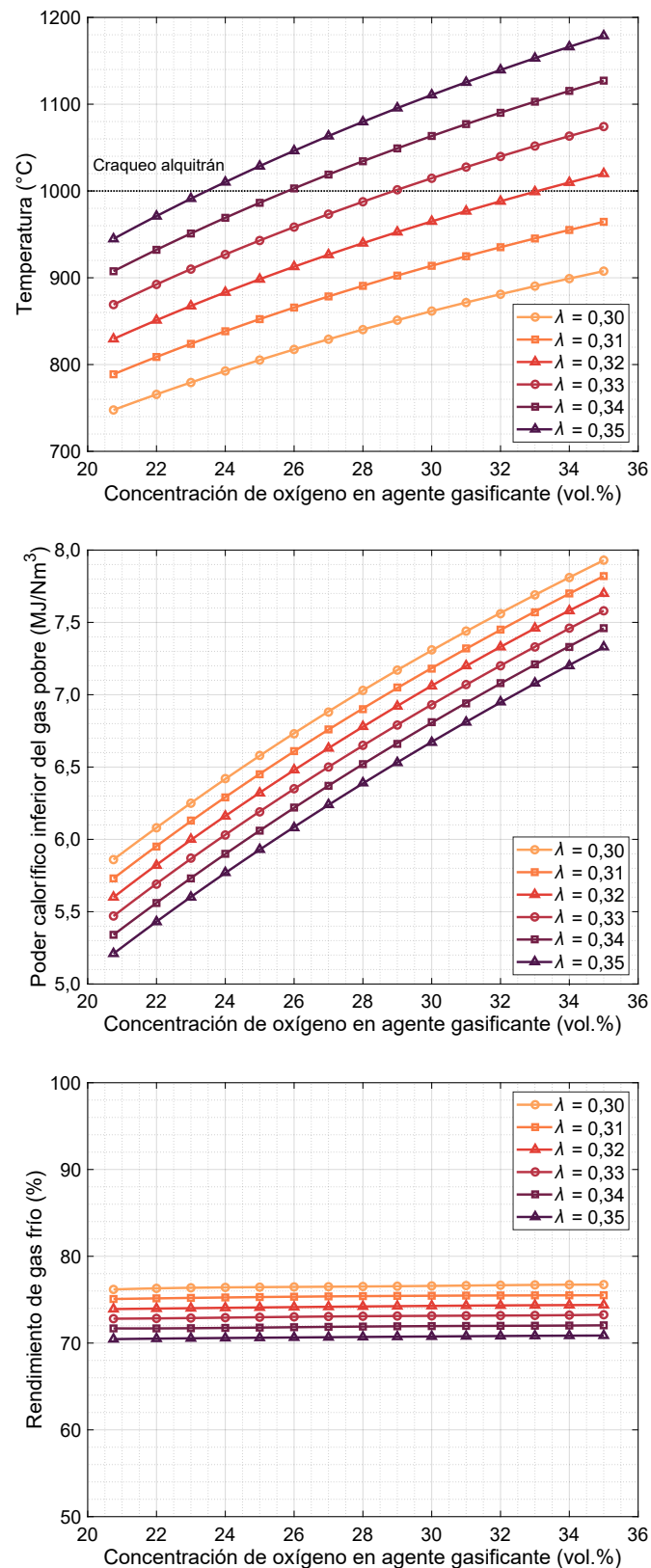


FIGURA 7.3: Temperatura en el interior del gasificador *downdraft* (arriba), poder calorífico inferior del gas pobre (centro) y rendimiento de gas frío (abajo) en función de la concentración de oxígeno en el agente gasificante y del dosado relativo.

oxidación de la biomasa utilizada como materia prima en condiciones de operación más próximas a la combustión estequiométrica.

Con el fin de alcanzar una temperatura de 1000 °C dentro del gasificador *downdraft* para garantizar un bajo contenido de alquitrán en la composición del gas pobre y maximizar el rendimiento de gas frío, el valor de λ se ha ajustado a 0,32 para una concentración de oxígeno en el aire enriquecido en oxígeno igual al 33 %. El consumo requerido de oxígeno del electrolizador alcalino de agua es de aproximadamente 0,14 Nm³ por kg de biomasa. En tales condiciones, la producción de gas pobre limpio mejorado es de 1,78 Nm³/kg, con la siguiente composición molar (% base seca): 29,1 % CO, 17,6 % H₂, 5,2 % CH₄, 13,7 % CO₂, 34,0 % N₂ y 0,4 % Ar. En consecuencia, el poder calorífico inferior (PCI) del gas pobre mejorado asciende a 7,45 MJ/Nm³, y el rendimiento de gas frío (η_{cg}) es igual al 74,4 %. Una concentración ligeramente más alta de oxígeno en el agente gasificante (~35 %) conduce a un gas pobre mejorado con un PCI cercano a 8 MJ/Nm³. Esto supone un aumento de más del 50 % o incluso de casi el doble en la densidad energética del gas pobre mejorado con respecto al gas pobre procedente de la gasificación utilizando aire del ambiente como gasificante. Sin embargo, con el enfoque del presente trabajo no es posible mejorar más la densidad energética del gas pobre.

Para ajustar y validar el modelo de equilibrio termodinámico modificado del gasificador *downdraft*, se han comparado las predicciones con los resultados experimentales de Cheng et al. [95]. Este trabajo recoge la composición medida y el poder calorífico del gas pobre de la gasificación de biomasa utilizando diferentes mezclas de aire enriquecido en oxígeno como agente gasificante. En sus experimentos, operaron un gasificador autotérmico a presión atmosférica con un dosado relativo constante de $\lambda = 0,37$, mientras que la concentración de oxígeno en el agente gasificante se varió del 21 % al 31,4 % en volumen, lo que provocó un notable aumento en el PCI del gas pobre, de 4,4 MJ/Nm³ a 6,2 MJ/Nm³ [95], es decir, un incremento de algo más del 40 %. Como se puede observar en la Fig. 7.4, los valores estimados para las especies más abundantes en el gas pobre y el PCI presentan desviaciones relativamente pequeñas con respecto a los valores reales medidos. Las mayores discrepancias con respecto a los valores experimentales se han observado para la concentración del dióxido de carbono, la cual se ha sobreestimado moderadamente. Esto podría deberse a la presencia de cantidades significativas de otros productos gaseosos distintos a los considerados en el modelo, especialmente a concentraciones de oxígeno en el agente gasificante más bajas. Sin embargo, el PCI del gas pobre presenta una concordancia razonablemente buena, con errores de predicción relativos por debajo del 10 %, que llegan a ser despreciables para los casos de mayores concentraciones de oxígeno en el agente gasificante.

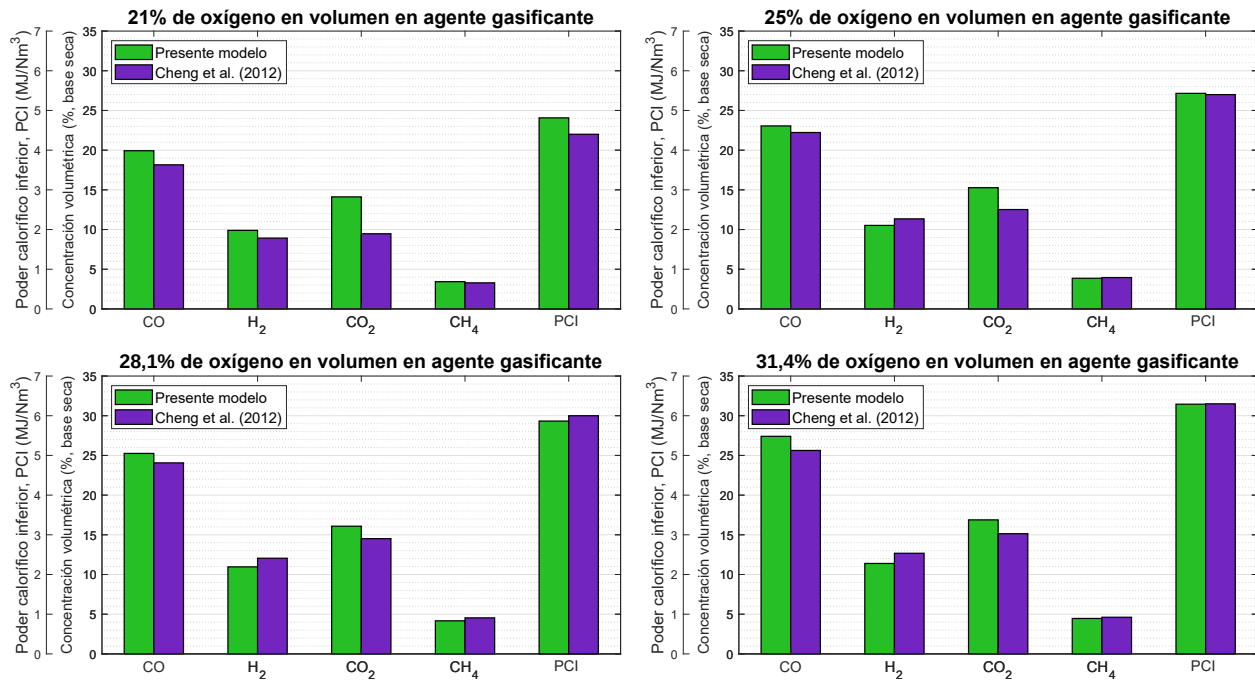


FIGURA 7.4: Validación del modelo de gasificación de biomasa con aire enriquecido en oxígeno con los resultados experimentales de Cheng et al. [95].

7.3.2 Unidad de potencia superior

Se han evaluado los principales parámetros de operación de la turbina de gas alimentada con el gas pobre acondicionado, como la relación de presiones del compresor (Π), la temperatura de entrada a la turbina (TIT) y el dosado relativo (ϕ) con el fin de maximizar el rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia superior (η_{top}).

La Fig. 7.5 ilustra el efecto de la relación de presiones del compresor en el rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia superior para diferentes temperaturas de entrada de la turbina en el rango de 750 °C a 1000 °C. Se puede observar que para cada temperatura de entrada a la turbina, el rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia superior inicialmente aumenta rápidamente con valores crecientes de Π hasta alcanzar un valor máximo, y luego disminuye progresivamente a un ritmo más lento con aumentos adicionales de Π . Esto se debe a que valores crecientes de Π provocan incrementos variables en la potencia generada por la turbina y en la potencia requerida por el compresor de aire en el eje común, así como en la potencia consumida por el compresor de combustible. A valores más bajos de Π , el incremento de potencia generada por la turbina es dominante y, por lo tanto, la potencia neta aumenta. Por el contrario, a valores más altos de Π , el incremento de potencia requerido por ambos compresores toma la delantera y, por lo tanto, la potencia neta disminuye. Temperaturas de entrada a la turbina más altas conducen a mayores rendimientos eléctricos para todos los valores de Π . Como se muestra en la Fig. 7.5, los valores máximos del rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia superior para el rango de temperaturas de entrada a la turbina de 750 °C a 1000 °C se hallan para relaciones de presión

comprendidas entre 2,6 y 3,7.

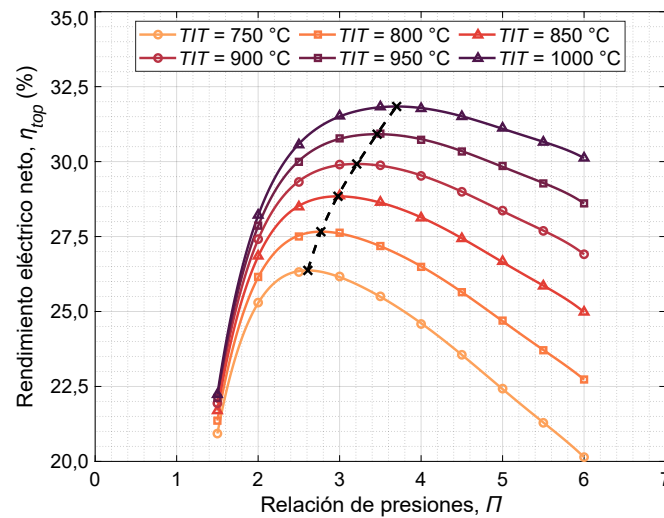


FIGURA 7.5: Efecto de la relación de presiones y de la temperatura de entrada a la turbina sobre el rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia superior. La curva de rendimiento máximo está representada por la línea negra discontinua.

El rendimiento de la unidad de potencia superior alimentada con el gas pobre mejorado aumenta con respecto al caso de utilizar el gas pobre pobre de la gasificación con aire del ambiente como combustible. Esto se debe al mayor poder calorífico y al menor caudal volumétrico del gas pobre mejorado, lo que reduce significativamente el consumo energético en el compresor de combustible, que a su vez aumenta el rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia superior.

Como el límite de temperatura del material de la turbomaquinaria es de aproximadamente $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$, la temperatura de entrada a la turbina finalmente se ha ajustado a $950\text{ }^{\circ}\text{C}$ estableciendo el valor del dosado relativo aire–combustible (λ) en 7,77, lo que corresponde a un dosado relativo combustible–aire (ϕ) de 0,1287. La relación de presiones se ha ajustado a 3,5, que, como se muestra en la Fig. 7.5, proporciona las condiciones óptimas a esa temperatura de entrada a la turbina, lo que conduce a un rendimiento eléctrico neto de poco menos del 31 %. La presión de entrada a los compresores se considera igual a la presión ambiental de 1 bar en condiciones TPAE, mientras que la presión de salida se ajusta para alcanzar el rendimiento óptimo a la temperatura de entrada a la turbina dada (TIT). En estas condiciones óptimas de funcionamiento, el compresor de combustible consume aproximadamente el 10 % de la potencia eléctrica bruta de la unidad de potencia superior. El recuperador está diseñado para una efectividad de transferencia de calor constante del 87 %, como se ha indicado anteriormente en la Tabla 7.3. La temperatura máxima en el recuperador es de $620\text{ }^{\circ}\text{C}$, que se sitúa por debajo del límite de temperatura del acero inoxidable convencional ($\sim 650\text{ }^{\circ}\text{C}$) [69-72]. La temperatura de los gases de escape de la turbina de gas recuperativa es de unos $290\text{ }^{\circ}\text{C}$.

7.3.3 Unidad de potencia inferior

El rendimiento del ciclo Rankine orgánico presenta una variabilidad significativa según el fluido de trabajo utilizado. La Fig. 7.6 muestra, para cada uno de los fluidos de trabajo mencionados anteriormente, el rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico (η_{CRO}) y el rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia inferior (η_{bottom}) en función de la presión en el evaporador (p_{evap}) para diferentes temperaturas de entrada al expansor (TIT). Como era de esperar, el rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico siempre aumenta con presiones más altas en el evaporador y temperaturas más altas a la entrada del expansor. Sin embargo, el rendimiento eléctrico neto de la unidad potencia inferior sigue diferentes tendencias para cada fluido de trabajo. Las restricciones sobre la diferencia de temperatura de punto de pellizco mínima en el evaporador y la temperatura mínima del gas de escape dan lugar a que para algunos fluidos de trabajo (es decir, n -C5, i -C5 y c -C5), la potencia eléctrica neta y, por lo tanto, también el rendimiento eléctrico neto, sean mayores a temperaturas de entrada al expansor más bajas. Por el contrario, fluidos de trabajo como el R245fa y el R1233zd no están limitados por la diferencia de temperatura de punto de pellizco mínima en el evaporador en el rango de condiciones de operación examinado, por lo que el rendimiento eléctrico neto sigue una tendencia similar a la del rendimiento termodinámico. La configuración óptima del ciclo de potencia inferior para cada fluido de trabajo también se muestra en la Fig. 7.6.

La Tabla 7.5 recoge los parámetros de operación óptimos de la unidad de potencia inferior para los diferentes fluidos de trabajo considerados. Se puede observar que el c -C5 presenta el mayor rendimiento eléctrico neto, con un valor máximo de 13,2 %; seguido de n -C5, i -C5, R1233zd y R245fa. El mismo orden decreciente de los fluidos de trabajo también se observa en cuanto a sus correspondientes temperaturas críticas, que a su vez limitan las temperaturas óptimas de entrada al expansor. Cabe señalar que casi todos estos fluidos de trabajo condensan por encima de la presión ambiental a 45 °C, con la única excepción del c -C5. El funcionamiento del condensador en vacío puede provocar infiltraciones de aire en el circuito de fluido de trabajo, aunque un vacío de tan solo 0,89 bar para el caso del c -C5 puede considerarse aceptable. Debido a su densidad relativamente baja, una notable desventaja del c -C5 es su menor valor del factor de mérito ($\Delta h/v_g$), lo que requerirá el uso de un condensador más voluminoso (ver Tabla 7.2).

La Tabla 7.5 también muestra que el fluido de trabajo con el caudal másico más bajo es el c -C5, seguido del n -C5 y el i -C5, mientras que aquellos con el caudal más alto son los fluidos más pesados, es decir, el R1233zd y el R245fa. Debido a sus caudales másicos más altos, los mayores consumos energéticos en la bomba (P_{pump}) se producen para el R245fa y el R1233zd. Los hidrocarburos alifáticos saturados como el n -C5 y el i -C5 son altamente inflamables, razón por la cual a menudo se evitan en favor de otros fluidos como el R245fa o el R1233zd por razones de seguridad, a pesar de que requieren un mayor caudal másico y consumo energético de bombeo. Sin embargo, el uso de un fluido de trabajo no inflamable (p. ej., el R245fa frente al

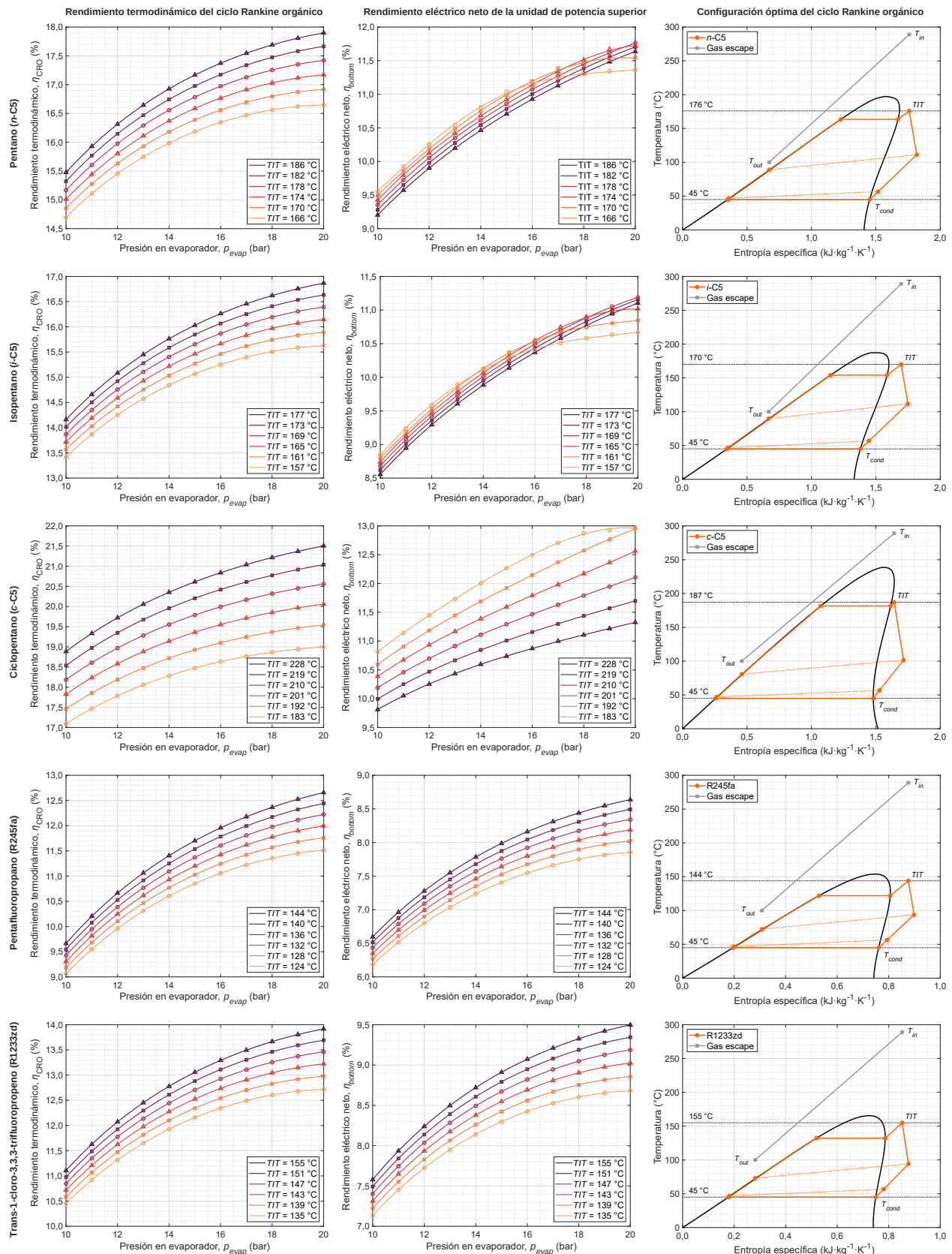


FIGURA 7.6: Optimización de la unidad de potencia inferior para cada fluido orgánico: rendimiento termodinámico del ciclo Rankine orgánico (*izda*), rendimiento eléctrico neto de la unidad de potencia inferior (*centro*) y configuración óptima del ciclo de potencia inferior (*dcha*).

n-C5) supone un coste del fluido al menos 12 veces mayor que el de un fluido inflamable, con un impacto económico relevante en el bloque de potencia [84]. Por otro lado, el uso de fluidos inflamables requiere mayores dispositivos de seguridad. En un punto intermedio en términos de inflamabilidad se encuentra el *c*-C5, un hidrocarburo alicíclico moderadamente inflamable, aunque con un índice de inflamabilidad más bajo que los del *n*-C5 y el *i*-C5 de acuerdo con la norma de seguridad NFPA 704. Los hidrocarburos alifáticos (es decir, *n*-C5, *i*-C5 y *c*-C5) también presentan un GWP relativamente bajo, a diferencia del R245fa, que es un hidrofluorocarburo con un GWP de aproximadamente 1030, que probablemente se irá descartando gradualmente en un futuro cercano, debido a su impacto significativo sobre el cambio climático [96]. El R1233zd es un sustituto directo apropiado para el R245fa, con propiedades termodinámicas similares y un GWP extremadamente bajo [96]. No obstante, estos dos últimos fluidos de trabajo han sido clasificados como más peligrosos para la salud humana que los hidrocarburos alifáticos de acuerdo con la norma de seguridad NFPA 704.

A la vista de los resultados del análisis comparativo, se puede concluir que el *c*-C5 es el fluido de trabajo que proporciona el mejor funcionamiento en general y, por lo tanto, también el fluido de trabajo seleccionado para los fines de este trabajo.

TABLA 7.5: Parámetros óptimos de operación del ciclo Rankine orgánico para cada uno de los fluidos de trabajo.

Parámetro de operación	Fluido de trabajo orgánico				
	<i>n</i> -C5	<i>i</i> -C5	<i>c</i> -C5	R245fa	R1233zd
Presión en el evaporador, p_{evap} (bar)	20	20	20	20	20
Presión en el condensador, p_{cond} (bar)	1,36	1,76	0,89	2,92	2,51
Temperatura de entrada al expansor, TIT (°C)	176	170	187	144	155
Temperatura mínima de aproximación (°C)	10,0	10,0	10,0	27,6	26,9
Caudal por unidad de potencia neta, $\frac{\dot{m}_{wf}}{P_{bottom}}$ (kg/kWh _e)	48	54	39	136	121
Consumo energético de la bomba, $\frac{P_{pump}}{P_{exp}}$ (% sobre la potencia bruta)	6,4	6,9	4,4	7,7	7,5
Rendimiento termodinámico, η_{CRO} (%)	17,3	16,5	19,2	12,7	13,2
Rendimiento eléctrico neto, η_{bottom} (%)	11,8	11,2	13,2	8,6	9,5

7.3.4 Electrólisis alcalina del agua y compresión del hidrógeno

El rendimiento del electrolizador alcalino de agua referido al PCI del hidrógeno se sitúa dentro del rango habitual para sistemas comerciales del 50–70 % [7, 14, 21, 91]. Con un potencial de celda de diseño de 1,9 V y una densidad de corriente nominal de 0,4 A/cm², el rendimiento de la pila (η_{stack}) es del 65,4 % y el rendimiento neto del sistema (η_{EAA}) es del 60,2 %. La diferencia entre ambos valores representa el consumo energético de los equipos auxiliares del BOP, lo que reduce considerablemente el rendimiento neto del sistema [10]. La pila de electrólisis alcalina de agua consume 51,0 kWh de energía eléctrica por kilogramo de hidrógeno producido (es decir, un consumo energético específico de 51,0 kWh/kg). Este valor concuerda con el rango de

47–66 kWh/kg publicado por la IRENA para el consumo energético específico de pilas de electrólisis alcalina de agua de última generación [16]. En términos de volumen, el consumo energético de la pila de electrólisis alcalina de agua por metro cúbico normal (Nm^3) de hidrógeno es de 4,6 kWh, el cual se halla dentro del rango habitual de 4,2–4,8 kWh/ Nm^3 indicado para pilas de electrólisis alcalina de agua comerciales [7, 14]. Sin embargo, debido a la potencia consumida por los equipos auxiliares del BOP, el electrolizador alcalino presenta un consumo energético específico superior. Si no se considera la potencia necesaria para la compresión del hidrógeno, el consumo energético específico del electrolizador alcalino es de 54,0 kWh/kg (4,9 kWh/ Nm^3). La IRENA [16] ha publicado valores comparables para el consumo energético específico de electrolizadores alcalinos de última generación, que suele oscilar entre 47–66 kWh/kg. Asimismo, el consumo energético del electrolizador alcalino por unidad de volumen de hidrógeno también concuerda con el rango de 4,5–7,0 kWh/ Nm^3 indicado para electrolizadores alcalinos comerciales en otras publicaciones anteriores [5, 14]. Por otro lado, si se considera la compresión de hidrógeno para el cálculo del consumo energético específico del electrolizador alcalino, el consumo de energía eléctrica por kilogramo de hidrógeno comprimido a 200 bar aumenta ligeramente hasta los 55,4 kWh/kg (5,0 kWh/ Nm^3).

El hidrógeno a la salida del electrolizador alcalino de agua está a temperatura ambiente y ligeramente por encima de ~ 15 bar, lo que supone una densidad de tan solo alrededor de $1,25 \text{ kg/m}^3$, un valor similar a la densidad del aire del ambiente. Para almacenar el hidrógeno gaseoso en recipientes presurizados de gran volumen con una densidad energética razonable y con un consumo energético relativamente bajo, debe comprimirse en una unidad de compresión multietapa. La densidad del hidrógeno tras la compresión hasta 200 bar es de 15 kg/m^3 , la cual proporciona una densidad energética de $1,8 \text{ GJ/m}^3$ basada en el PCI. El consumo energético de la compresión de hidrógeno hasta 200 bar en un compresor monoetapa representa el 5,56 % del contenido energético del hidrógeno basado en el PCI. Por el contrario, si se utiliza un compresor de tres etapas con la misma relación de presión entre etapas, el consumo energético de la compresión de hidrógeno disminuye significativamente, representado el 4,27 % del PCI del hidrógeno.

El caudal de oxígeno obtenido como subproducto en el proceso de electrólisis alcalina del agua es suficiente como para operar el gasificador *downdraft* de forma autosuficiente. Como ejemplo para demostrarlo, supónganse que el gasificador *downdraft* se ha dimensionado para un consumo de biomasa de 1 t/h. En tal caso, la generación de energía eléctrica neta en CA en la GICC sería de 1,45 MW, distribuidos en 1,14 MW en la unidad de potencia superior y 0,31 MW en la unidad de potencia inferior. Tras restar las pérdidas de conversión de potencia en el rectificador, la fuente de alimentación para la compresión del hidrógeno y el consumo energético del resto del equipamiento auxiliar de la generación de energía eléctrica neta en CA en la GICC, la potencia eléctrica en CC de entrada a la pila de electrólisis alcalina es de aproximadamente 1,33 MW. En la Fig. 7.7 se muestra el balance de masa y energía del proceso

de electrólisis alcalina del agua en circulación cerrada. Se incluyen las temperaturas, presiones y caudales máscicos de las diferentes corrientes, junto con las pérdidas de calor y consumos energéticos de las distintas operaciones unitarias. Como se ha mencionado anteriormente, el proceso de electrólisis del agua se ha modelado dentro de un bloque Hierarchy, que tiene como entradas el aporte de agua desmineralizada y la potencia eléctrica en CC procedente del rectificador, mientras que las salidas son los caudales de hidrógeno y oxígeno a temperatura ambiente y a la presión de operación del proceso. El electrolizador alcalino es capaz de producir de forma continua algo más de 26 kg/h de hidrógeno con una pureza superior al 99,8 %, que finalmente se comprimen hasta 200 bar en un compresor de tres etapas. El consumo de agua desmineralizada en el electrolizador alcalino para producir ese caudal de hidrógeno es de aproximadamente 239 kg/h. La pérdida de calor en la pila electrolítica se estima en un 10 % del calor total producido por la pila [10], es decir, unos 133 kW. Por otro lado, el caudal de oxígeno obtenido como subproducto en el electrolizador es de algo más de 206 kg/h, con una pureza superior al 99,9 %. Por lo tanto, el caudal oxígeno producido en el electrolizador es marginalmente superior al caudal de 204 kg/h requerido en el gasificador para asegurar una concentración de oxígeno en el agente gasificante de al menos un 33 % por volumen. Además, como se ha indicado anteriormente, el dosado relativo aire-combustible (λ) debe ser mayor o igual a 0,32 para alcanzar una temperatura superior a 1000 °C dentro del gasificador, minimizando así la formación de alquitrán. Cabe destacar que todos estos procesos tienen lugar sin necesidad de ningún aporte energético externo más allá de la biomasa que se alimenta al

[illegible]

De acuerdo con el rendimiento de gas frío, alrededor del 74,4 % de la energía química de entrada en la biomasa permanece en el gas pobre acondicionado. Las principales fuentes de pérdidas energéticas durante el proceso de gasificación y acondicionamiento del gas pobre son la transferencia de calor a través de las paredes del gasificador, la descarga de sólidos calientes (carbón) y el lavado húmedo del gas pobre. Una medida de mejora eficaz para reducir la proporción de pérdidas de calor irreversibles que se originan en el gasificador *downdraft* sería la incorporación de un intercambiador de calor de carcasa y tubos justo a continuación del conducto de descarga de gas pobre caliente para precalentar el aire de entrada al gasificador. Esta medida de mejora permitiría reducir el valor de λ requerido para alcanzar una temperatura suficientemente alta dentro del gasificador para minimizar la formación de alquitrán, aumentando así el rendimiento de gas frío. Sin embargo, esta configuración para la recuperación del calor residual no se suele utilizar en plantas comerciales de gasificación de biomasa, porque el intercambiador de calor requiere materiales costosos para poder operar a alta temperatura y también presenta notables problemas de mantenimiento debido a la presencia de alquitrán, ceniza y hollín en el gas pobre caliente. Estas impurezas pueden condensar y formar depósitos de material no deseados en las superficies de transferencia de calor, lo que reduce significativamente la efectividad de la transferencia de calor e incluso podría bloquear la carcasa y los tubos. Por tanto, en este trabajo no se ha contemplado la opción de incluir un intercambiador de calor previo a la unidad de acondicionamiento del gas pobre.

Como se ha mencionado anteriormente, el gas pobre acondicionado se utiliza finalmente como combustible para la unidad de potencia superior, que consiste en una turbina de gas recuperativa con un rendimiento eléctrico neto del 30,9 %. En consecuencia, la potencia neta de la unidad superior corresponde aproximadamente al 23,0 % del flujo de energía de entrada. Los gases de escape calientes salen del recuperador de la turbina de gas a una temperatura de unos 290 °C, lo que representa alrededor del 47,2 % del flujo de energía de entrada. La corriente de gases de escape se utiliza para impulsar una unidad de potencia inferior que consiste en un ciclo Rankine orgánico regenerativo, con un rendimiento eléctrico neto del 13,2 %, que permite recuperar cerca del 6,3 % del flujo de energía de entrada. Así pues, el rendimiento eléctrico neto del ciclo combinado es del 39,4 % basado en el PCI del gas pobre acondicionado. El gas de escape del evaporador del ciclo Rankine orgánico está a una temperatura cercana a los 100 °C, lo que constituye alrededor del 40,3 % del flujo de energía de entrada. Este calor residual de baja calidad podría recuperarse parcialmente en caso de que haya una demanda térmica que satisfacer, lo cual es habitual en algunas industrias, aumentando así significativamente el rendimiento global de la planta híbrida GICC-EAA. Por otro lado, la generación neta de electricidad en CA en la GICC representa el 29,3 % del flujo de energía de entrada.

La potencia neta en CA de la GICC se utiliza para alimentar el electrolizador alcalino de agua, incluyendo toda la maquinaria que forma parte del equipamiento auxiliar y el compresor de hidrógeno de etapas múltiples. El consumo eléctrico de todos los equipos auxiliares del electrolizador alcalino de agua se ha estimado en un 8 % de la generación eléctrica bruta en la GICC [10, 90]. Tras restar las pérdidas de conversión de potencia en el rectificador junto con la potencia consumida por los equipos del BOP y por el compresor de hidrógeno de la potencia en CA generada en la GICC, la potencia neta en CC que se suministra a la pila de electrólisis alcalina de agua contribuye al 26,9 % del flujo de energía de entrada. Las pérdidas de calor, pérdidas faradaicas, corrientes de derivación y sobrepotenciales que se producen en la pila de electrólisis alcalina de agua hacen que el rendimiento de la pila (η_{stack}) sea del 65,4 %, y por tanto, el hidrógeno obtenido como producto final finalmente contiene alrededor del 17,6 % del flujo de energía de entrada. La producción de hidrógeno comprimido a 200 bar es de aproximadamente 26 g/kg de biomasa de alimentación. En la literatura se han publicado valores comparables de producciones específicas de hidrógeno mediante otras opciones de proceso para producir hidrógeno a partir de biomasa (tecnologías termoquímicas, biológicas y electroquímicas). Se puede consultar un análisis FODA (fortalezas, oportunidades, debilidades y amenazas) de estas opciones de proceso en un artículo de revisión reciente [2], que incluye las producciones de hidrógeno (expresadas en g/kg de materia prima de biomasa) de cada tecnología, junto con sus principales ventajas y desventajas. Aunque el rendimiento global de la planta híbrida GICC-EAA ($\eta_{GICC-EAA}$) pueda parecer bastante modesto, cabe destacar que incluye la compresión de hidrógeno hasta 200 bar y no requiere consumo de energía externa tras su puesta en servicio. Además, el proceso de electrólisis alcalina del agua puede generar hidrógeno gaseoso de alta

pureza ($> 99,8\%$) [5] y, por lo tanto, no se requieren operaciones de purificación aguas abajo. Otra ventaja importante que conviene señalar es que todos los procesos y equipos presentan un elevado nivel de madurez tecnológica y pueden ser modulares. Sin embargo, la integración de estos procesos y equipos para lograr un rendimiento óptimo, así como la competitividad económica de toda la planta, puede ser compleja, lo que requeriría una detallada evaluación técnica y económica posterior y un análisis de sensibilidad.

7.4 Conclusiones

Este trabajo de investigación pretende servir como prueba de concepto para la producción continua descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza a partir de biomasa leñosa mediante la hibridación de la gasificación integrada en ciclo combinado (GICC) y la electrólisis alcalina de agua (EAA). La GICC consta de un gasificador de lecho fijo *downdraft*, una turbina de gas recuperativa como unidad superior y un ciclo Rankine orgánico regenerativo subcrítico como unidad inferior, lo que permite un rendimiento de generación eléctrica combinado cercano al 30 % (basado en el PCI de la biomasa utilizada como materia prima). Por otro lado, el rendimiento del electrolizador alcalino, incluyendo el consumo de electricidad por parte del equipo auxiliar y de la compresión de hidrógeno hasta 200 bar, es de poco más del 60 % (basado en el PCI del hidrógeno). En consecuencia, el rendimiento de producción de hidrógeno de la planta híbrida GICC-EAA se sitúa ligeramente por debajo del 18 %, lo que supone un valor razonable, ya que se utiliza biomasa sólida como materia prima para impulsar todo el sistema, la cual posee un poder calorífico relativamente bajo.

A pesar de su modesto rendimiento, el sistema híbrido GICC-EAA presenta varias ventajas importantes para la producción descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza, como el alto nivel de madurez tecnológica de los equipos (todas las unidades están en TRL 9 y disponibles comercialmente), que pueden ser modulares, y el elevado factor de capacidad de la GICC, que permite el funcionamiento del electrolizador a plena carga con una vida útil prolongada, maximizando así la producción de hidrógeno durante toda la vida útil del electrolizador como consecuencia de su elevado factor de utilización. Además, dado que el oxígeno producido durante la electrólisis alcalina del agua suele liberarse a la atmósfera como un subproducto sin valor, la hibridación de esta tecnología con la gasificación de biomasa representa una alternativa muy prometedora para mejorar considerablemente el rendimiento del sistema combinado.

El enfoque de producción de hidrógeno explorado en este capítulo no permite operar el gasificador *downdraft* con oxígeno puro porque el caudal de oxígeno obtenido como subproducto en el electrolizador alcalino ubicado aguas abajo es limitado. Sin embargo, se puede usar aire enriquecido en oxígeno con una concentración de oxígeno de hasta el 32 % en lugar de aire del ambiente como agente gasificante, lo que conduce a un gas pobre mejorado con un contenido de nitrógeno notablemente más bajo y, por tanto, un poder calorífico más alto. El gas

pobre mejorado se puede utilizar para mejorar efectivamente el rendimiento de la GICC. Sin embargo, se precisan mayores esfuerzos de investigación y desarrollo para abordar retos como la competitividad económica de este enfoque de producción de hidrógeno, ya que se espera que la inversión de capital del equipamiento requerido sea considerablemente alta.

Independientemente de la tecnología de generación de electricidad renovable que se utilice para alimentar los electrolizadores, el impulso sin precedentes que está experimentando la producción electrolítica de hidrógeno verde puede incentivar el desarrollo de sistemas de gasificación de biomasa alimentados con oxígeno, ya que es probable que haya un abundante exceso de oxígeno como subproducto. Sin embargo, en un escenario dominado por tecnologías de generación de electricidad renovable intermitentes, el oxígeno excedente de la electrólisis del agua podría aprovecharse mejor para aumentar aún más la producción de hidrógeno mediante la oxigasificación de la biomasa y varias etapas posteriores de concentración, separación y purificación del hidrógeno, que es donde el autor vislumbra el mayor potencial desde un punto de vista económico una vez que la tecnología requerida haya alcanzado un estado de madurez y esté disponible comercialmente. Este enfoque tampoco está exento de inconvenientes, ya que requeriría un suministro estable de electricidad renovable almacenada previamente en baterías o dispositivos de almacenamiento de energía similares para garantizar que los electrolizadores operen a carga nominal o, alternativamente, el almacenamiento en recipientes presurizados de la inestable e impredecible producción de oxígeno de los electrolizadores operando a carga variable para evitar la gran complejidad asociada con la operación dinámica del proceso de oxigasificación de biomasa.

Referencias

- [1] M. Buffi, M. Prussi y N. Scarlat, «Energy and environmental assessment of hydrogen from biomass sources: Challenges and perspectives», *Biomass Bioenerg.*, vol. 165, pág. 106 556, 2022. DOI: [10.1016/j.biombioe.2022.106556](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106556).
- [2] T. Lepage, M. Kammoun, Q. Schmetz y A. Richel, «Biomass-to-hydrogen: A review of main routes production, processes evaluation and techno-economical assessment», *Biomass Bioenerg.*, vol. 144, pág. 105 920, 2021. DOI: [10.1016/j.biombioe.2020.105920](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105920).
- [3] T. K. Patra, S. Mukherjee y P. N. Sheth, «Process simulation of hydrogen rich gas production from producer gas using HTS catalysis», *Energy*, vol. 173, págs. 1130-1140, 2019. DOI: [10.1016/j.energy.2019.02.136](https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.02.136).
- [4] International Renewable Energy Agency (IRENA), *Hydrogen: A renewable energy perspective*, Tokyo, Japan, 2019. dirección: https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2019/Sep/IRENA%5C_Hydrogen%5C_2019.pdf.

-
- [5] I. Dincer y C. Acar, «Review and evaluation of hydrogen production methods for better sustainability», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 40, n.º 34, págs. 11 094-11 111, 2015. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2014.12.035](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.12.035).
- [6] P. Nikolaidis y A. Poullikkas, «A comparative overview of hydrogen production processes», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 67, págs. 597-611, 2017. DOI: [10.1016/j.rser.2016.09.044](https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.09.044).
- [7] M. David, C. Ocampo-Martínez y R. Sánchez-Peña, «Advances in alkaline water electrolyzers: A review», *J. Energy Storage*, vol. 23, págs. 392-403, 2019. DOI: [10.1016/j.est.2019.03.001](https://doi.org/10.1016/j.est.2019.03.001).
- [8] J. Brauns y T. Turek, «Alkaline water electrolysis powered by renewable energy: A review», *Processes*, vol. 8, n.º 2, 2020. DOI: [10.3390/pr8020248](https://doi.org/10.3390/pr8020248).
- [9] E. Biagini, L. Masoni y L. Tognotti, «Comparative study of thermochemical processes for hydrogen production from biomass fuels», *Bioresour. Technol.*, vol. 101, n.º 16, págs. 6381-6388, 2010. DOI: [10.1016/j.biortech.2010.03.052](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.03.052).
- [10] M. Sánchez, E. Amores, D. Abad, L. Rodríguez y C. Clemente-Jul, «Aspen Plus model of an alkaline electrolysis system for hydrogen production», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 45, n.º 7, págs. 3916-3929, 2020. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.12.027](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.12.027).
- [11] A. Liponi, A. Baccioli, L. Ferrari y U. Desideri, «Techno-economic analysis of hydrogen production from PV plants», *E3S Web Conf.*, vol. 334, pág. 01 001, 2022. DOI: [10.1051/e3sconf/202233401001](https://doi.org/10.1051/e3sconf/202233401001).
- [12] H. Nami, O. B. Rizvandi, C. Chatzichristodoulou, P. V. Hendriksen y H. L. Frandsen, «Techno-economic analysis of current and emerging electrolysis technologies for green hydrogen production», *Energy Convers. Manag.*, vol. 269, pág. 116 162, 2022. DOI: [10.1016/j.enconman.2022.116162](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.116162).
- [13] A. Baccioli et al., «Cost effective power-to-X plant using carbon dioxide from a geothermal plant to increase renewable energy penetration», *Energy Convers. Manag.*, vol. 226, pág. 113 494, 2020. DOI: [10.1016/j.enconman.2020.113494](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113494).
- [14] A. Buttler y H. Spliethoff, «Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via power-to-gas and power-to-liquids: A review», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 82, págs. 2440-2454, 2018. DOI: [10.1016/j.rser.2017.09.003](https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.09.003).
- [15] Ø. Ulleberg, «Modeling of advanced alkaline electrolyzers: a system simulation approach», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 28, n.º 1, págs. 21-33, 2003. DOI: [10.1016/S0360-3199\(02\)00033-2](https://doi.org/10.1016/S0360-3199(02)00033-2).
-

-
- [16] International Renewable Energy Agency (IRENA), *Green hydrogen cost reduction: Scaling up electrolyzers to meet the 1.5 °C climate goal*, Abu Dhabi, UAE, 2020. dirección: https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2020/Dec/IRENA_Green_hydrogen_cost_2020.pdf?rev=4ce868aa69b54674a789f990e85a3f00.
- [17] M. Sánchez, E. Amores, L. Rodríguez y C. Clemente-Jul, «Semi-empirical model and experimental validation for the performance evaluation of a 15 kW alkaline water electrolyzer», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 43, n.º 45, págs. 20 332-20 345, 2018. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2018.09.029](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.09.029).
- [18] P. Diéguez, A. Ursúa, P. Sanchis, C. Sopena, E. Guelbenzu y L. Gandía, «Thermal performance of a commercial alkaline water electrolyzer: Experimental study and mathematical modeling», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 33, n.º 24, págs. 7338-7354, 2008. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2008.09.051](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.09.051).
- [19] G. Matute, J. Yusta y L. Correas, «Techno-economic modelling of water electrolyzers in the range of several MW to provide grid services while generating hydrogen for different applications: A case study in Spain applied to mobility with FCEVs», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 44, n.º 33, págs. 17 431-17 442, 2019. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2019.05.092](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.05.092).
- [20] L. Menin, S. Vakalis, V. Benedetti, F. Patuzzi y M. Baratieri, «Techno-economic assessment of an integrated biomass gasification, electrolysis, and syngas biomethanation process», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, n.º 2, págs. 445-459, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00654-9](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00654-9).
- [21] M. Binder, M. Kraussler, M. Kuba y M. Luisser, *Hydrogen from biomass gasification*, IEA Bioenergy, 2018. dirección: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2019/01/Wasserstoffstudie_IEA-final.pdf.
- [22] A. Liponi, G. F. Frate, A. Baccioli, L. Ferrari y U. Desideri, «Impact of wind speed distribution and management strategy on hydrogen production from wind energy», *Energy*, vol. 256, pág. 124 636, 2022. DOI: [10.1016/j.energy.2022.124636](https://doi.org/10.1016/j.energy.2022.124636).
- [23] T. Kato, M. Kubota, N. Kobayashi e Y. Suzuoki, «Effective utilization of by-product oxygen from electrolysis hydrogen production», *Energy*, vol. 30, n.º 14, págs. 2580-2595, 2005. DOI: [10.1016/j.energy.2004.07.004](https://doi.org/10.1016/j.energy.2004.07.004).
- [24] M. Bailera, P. Lisbona y L. M. Romeo, «Power to gas-oxyfuel boiler hybrid systems», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 40, n.º 32, págs. 10 168-10 175, 2015. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2015.06.074](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.06.074).
- [25] M. Bailera, S. Espatolero, P. Lisbona y L. M. Romeo, «Power to gas-electrochemical industry hybrid systems: A case study», *Appl. Energy*, vol. 202, págs. 435-446, 2017. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.05.177](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.05.177).
-

-
- [26] S. Frigo y G. Spazzafumo, «Comparison of different system layouts to generate a substitute of natural gas from biomass and electrolytic hydrogen», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 45, n.º 49, págs. 26 166-26 178, 2020. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2020.03.205](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.03.205).
- [27] S. Ali, K. Sørensen y M. P. Nielsen, «Modeling a novel combined solid oxide electrolysis cell (SOEC) - Biomass gasification renewable methanol production system», *Renew. Energy*, vol. 154, págs. 1025-1034, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.12.108](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.12.108).
- [28] H. Zhang, L. Wang, M. Pérez-Fortes, J. van Herle, F. Maréchal y U. Desideri, «Techno-economic optimization of biomass-to-methanol with solid-oxide electrolyzer», *Appl. Energy*, vol. 258, pág. 114 071, 2020. DOI: [10.1016/j.apenergy.2019.114071](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114071).
- [29] E. Giglio, G. Vitale, A. Lanzini y M. Santarelli, «Integration between biomass gasification and high-temperature electrolysis for synthetic methane production», *Biomass Bioenerg.*, vol. 148, pág. 106 017, 2021. DOI: [10.1016/j.biombioe.2021.106017](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2021.106017).
- [30] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3.^a ed. Academic Press, 2018, ISBN: 978-0-12-812992-0. DOI: [10.1016/C2016-0-04056-1](https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-1).
- [31] A. Bridgwater, «The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation», *Fuel*, vol. 74, n.º 5, págs. 631-653, 1995. DOI: [10.1016/0016-2361\(95\)00001-L](https://doi.org/10.1016/0016-2361(95)00001-L).
- [32] P. Sittisun, N. Tippayawong y S. Pang, «Biomass gasification in a fixed bed downdraft reactor with oxygen enriched air: a modified equilibrium modeling study», *Energy Procedia*, vol. 160, págs. 317-323, 2019. DOI: [10.1016/j.egypro.2019.02.163](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.02.163).
- [33] A. Bhattacharya, A. Bhattacharya y A. Datta, «Modeling of hydrogen production process from biomass using oxygen blown gasification», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 37, n.º 24, págs. 18 782-18 790, 2012. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2012.09.131](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2012.09.131).
- [34] J. Li y W. Cheng, «Comparative life cycle energy consumption, carbon emissions and economic costs of hydrogen production from coke oven gas and coal gasification», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 45, n.º 51, págs. 27 979-27 993, 2020. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2020.07.079](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.07.079).
- [35] J. Sánchez, M. Barreiro y M. Maroño, «Hydrogen enrichment and separation from synthesis gas by the use of a membrane reactor», *Biomass Bioenerg.*, vol. 35, S132-S144, 2011. DOI: [10.1016/j.biombioe.2011.03.037](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.03.037).
- [36] J. Yao, M. Kraussler, F. Benedikt y H. Hofbauer, «Techno-economic assessment of hydrogen production based on dual fluidized bed biomass steam gasification, biogas steam reforming, and alkaline water electrolysis processes», *Energy Convers. Manag.*, vol. 145, págs. 278-292, 2017. DOI: [10.1016/j.enconman.2017.04.084](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.04.084).
- [37] P. Hulteberg y H. Karlsson, «A study of combined biomass gasification and electrolysis for hydrogen production», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 34, n.º 2, págs. 772-782, 2009. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2008.10.073](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.10.073).
-

-
- [38] J. Kalina, «Techno-economic assessment of small-scale integrated biomass gasification dual fuel combined cycle power plant», *Energy*, vol. 141, págs. 2499-2507, 2017. DOI: [10.1016/j.energy.2017.05.009](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.05.009).
- [39] M. Hosseinpour, H. A. Ozgoli, S. A. Hajiseyed Mirzahosseini, A. H. Hemmasi y R. Mehdipour, «Evaluation of performance improvement of the combined biomass gasifier power cycle using low-temperature bottoming cycles: Organic Rankine cycle, Kalina and Goswami», *Environ. Prog. Sustain. Energy*, vol. 41, n.º 5, e13855, 2022. DOI: [10.1002/ep.13855](https://doi.org/10.1002/ep.13855).
- [40] M. Niu, J. Xie, S. Liang, L. Liu, L. Wang e Y. Peng, «Simulation of a new biomass integrated gasification combined cycle (BIGCC) power generation system using Aspen Plus: Performance analysis and energetic assessment», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 46, n.º 43, págs. 22 356-22 367, 2021. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2021.04.076](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.04.076).
- [41] G. Zang, J. Zhang, J. Jia, E. S. Lora y A. Ratner, «Life cycle assessment of power-generation systems based on biomass integrated gasification combined cycles», *Renew. Energy*, vol. 149, págs. 336-346, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.12.013](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.12.013).
- [42] A. Gagliano, F. Nocera, M. Bruno y G. Cardillo, «Development of an equilibrium-based model of gasification of biomass by Aspen Plus», *Energy Procedia*, vol. 111, págs. 1010-1019, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.03.264](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264).
- [43] R. Tavares, E. Monteiro, F. Tabet y A. Rouboa, «Numerical investigation of optimum operating conditions for syngas and hydrogen production from biomass gasification using Aspen Plus», *Renew. Energy*, vol. 146, págs. 1309-1314, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2019.07.051](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.07.051).
- [44] Y. Cao, Q. Wang, J. Du y J. Chen, «Oxygen-enriched air gasification of biomass materials for high-quality syngas production», *Energy Convers. Manag.*, vol. 199, pág. 111 628, 2019. DOI: [10.1016/j.enconman.2019.05.054](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.05.054).
- [45] N. Henao, E. Lora, D. Maya, O. Venturini y E. Franco, «Technical feasibility study of 200 kW gas microturbine coupled to a dual fluidized bed gasifier», *Biomass Bioenerg.*, vol. 130, pág. 105 369, 2019. DOI: [10.1016/j.biombioe.2019.105369](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105369).
- [46] W. Liu et al., «Gasification of biomass using oxygen-enriched air as gasification agent: a simulation study», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-021-02035-2](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02035-2).
- [47] Aspen Technology, Inc. (AspenTech), *Physical Property Methods and Models 11.1*, 2001.
- [48] M. Formica, S. Frigo y R. Gabbrielli, «Development of a new steady state zero-dimensional simulation model for woody biomass gasification in a full scale plant», *Energy Convers. Manag.*, vol. 120, págs. 358-369, 2016. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.05.009](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.05.009).
-

-
- [49] E. Shayan, V. Zare e I. Mirzaee, «Hydrogen production from biomass gasification: a theoretical comparison of using different gasification agents», *Energy Convers. Manag.*, vol. 159, págs. 30-41, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2017.12.096](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.12.096).
- [50] H. Wiinikka, J. Wennebro, M. Gullberg, E. Pettersson y F. Weiland, «Pure oxygen fixed-bed gasification of wood under high temperature (>1000°C) freeboard conditions», *Appl. Energy*, vol. 191, págs. 153-162, 2017. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.01.054](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.01.054).
- [51] L. Liu et al., «Experimental study of biomass gasification with oxygen-enriched air in fluidized bed gasifier», *Sci. Total Environ.*, vol. 626, págs. 423-433, 2018. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2018.01.016](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.01.016).
- [52] D. Baruah y D. Baruah, «Modeling of biomass gasification: A review», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, págs. 806-815, 2014. DOI: [10.1016/j.rser.2014.07.129](https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.129).
- [53] C. R. Altafini, P. R. Wander y R. M. Barreto, «Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model», *Energy Convers. Manag.*, vol. 44, n.º 17, págs. 2763-2777, 2003. DOI: [10.1016/S0196-8904\(03\)00025-6](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00025-6).
- [54] S. Jarungthammachote y A. Dutta, «Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimization approach and its application to spouted bed and spout-fluid bed gasifiers», *Energy Convers. Manag.*, vol. 49, n.º 6, págs. 1345-1356, 2008. DOI: [10.1016/j.enconman.2008.01.006](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.01.006).
- [55] L. Fryda, K. Panopoulos y E. Kakaras, «Integrated CHP with autothermal biomass gasification and SOFC-MGT», *Energy Convers. Manag.*, vol. 49, n.º 2, págs. 281-290, 2008. DOI: [10.1016/j.enconman.2007.06.013](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2007.06.013).
- [56] D. Vera, F. Jurado, K. D. Panopoulos y P. Grammelis, «Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry», *Int. J. Energy Res.*, vol. 36, n.º 3, págs. 355-367, 2012. DOI: [10.1002/er.1802](https://doi.org/10.1002/er.1802).
- [57] D. Vera, F. Jurado, J. Carpio y S. Kamel, «Biomass gasification coupled to an EFGT-ORC combined system to maximize the electrical energy generation: A case applied to the olive oil industry», *Energy*, vol. 144, págs. 41-53, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2017.11.152](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.11.152).
- [58] Ö. Ç. Mutlu y T. Zeng, «Challenges and opportunities of modeling biomass gasification in Aspen Plus: A review», *Chem. Eng. Technol.*, vol. 43, n.º 9, págs. 1674-1689, 2020. DOI: [10.1002/ceat.202000068](https://doi.org/10.1002/ceat.202000068).
- [59] A. Abuadala, I. Dincer y G. Naterer, «Exergy analysis of hydrogen production from biomass gasification», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 35, n.º 10, págs. 4981-4990, 2010, *Novel Hydrogen Production Technologies and Applications*. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2009.08.025](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2009.08.025).
-

-
- [60] W. Lan, G. Chen, X. Zhu, X. Wang, C. Liu y B. Xu, «Biomass gasification-gas turbine combustion for power generation system model based on ASPEN PLUS», *Sci. Total Environ.*, vol. 628-629, págs. 1278-1286, 2018. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2018.02.159](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.02.159).
- [61] G. Zang, S. Tejasvi, A. Ratner y E. S. Lora, «A comparative study of biomass integrated gasification combined cycle power systems: Performance analysis», *Bioresour. Technol.*, vol. 255, págs. 246-256, 2018. DOI: [10.1016/j.biortech.2018.01.093](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2018.01.093).
- [62] M. L. Valderrama Ríos, A. Martínez González, E. E. Silva Lora y O. A. Almazán del Olmo, «Reduction of tar generated during biomass gasification: A review», *Biomass Bioenerg.*, vol. 108, págs. 345-370, 2018. DOI: [10.1016/j.biombioe.2017.12.002](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.002).
- [63] P. Pilavachi, «Mini- and micro-gas turbines for combined heat and power», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 22, n.º 18, págs. 2003-2014, 2002. DOI: [10.1016/S1359-4311\(02\)00132-1](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(02)00132-1).
- [64] M. C. Lee, J. Yoon, S. Joo e Y. Yoon, «Gas turbine combustion characteristics of H₂/CO synthetic gas for coal integrated gasification combined cycle applications», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 40, n.º 34, págs. 11 032-11 045, 2015. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2015.06.086](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.06.086).
- [65] *Fundamental impact of firing syngas in gas turbines*, vol. Volume 3: Turbo Expo 2007, 2007, págs. 175-182. DOI: [10.1115/GT2007-27385](https://doi.org/10.1115/GT2007-27385).
- [66] C. Ghenai, «Combustion of syngas fuel in gas turbine can combustor», *Adv. Mech. Eng.*, vol. 2, pág. 342 357, 2010. DOI: [10.1155/2010/342357](https://doi.org/10.1155/2010/342357).
- [67] P. Laranci, E. Bursi y F. Fantozzi, «Numerical analysis of a microturbine combustion chamber modified for biomass derived syngas», en *Proc. ASME Turbo Expo*, vol. 2, American Society of Mechanical Engineers Digital Collection, 2011, págs. 541-548, ISBN: 9780791854624. DOI: [10.1115/GT2011-45551](https://doi.org/10.1115/GT2011-45551).
- [68] C. Mărculescu, V. E. Cenușă y F. N. Alexe, «Analysis on using biomass lean syngas in micro gas turbines», *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, vol. 40, n.º 1, pág. 012 036, 2016. DOI: [10.1088/1755-1315/40/1/012036](https://doi.org/10.1088/1755-1315/40/1/012036).
- [69] W. de Paepe, S. Abraham, P. Tsirikoglou, F. Contino, A. Parente y G. Ghorbaniasl, «Operational optimization of a typical micro gas turbine», *Energy Procedia*, vol. 142, págs. 1653-1660, 2017. DOI: [10.1016/j.egypro.2017.12.545](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.545).
- [70] W. de Paepe, D. Coppitters, S. Abraham, P. Tsirikoglou, G. Ghorbaniasl y F. Contino, «Robust operational optimization of a typical micro gas turbine», *Energy Procedia*, vol. 158, págs. 5795-5803, 2019. DOI: [10.1016/j.egypro.2019.01.549](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.549).
- [71] R. K. Shah, «Compact Heat Exchangers for Microturbines», en *Micro Gas Turbines*, Educational Notes RTO-EN-AVT-131, 2005, págs. 1-18. dirección: <https://www.sto.nato.int/publications/STO%20Educational%20Notes/RTO-EN-AVT-131/EN-AVT-131-02.pdf>.
-

-
- [72] *Materials selection for high temperature (750–1000 °C) metallic recuperators for improved efficiency microturbines*, vol. Volume 1: Aircraft Engine; Marine; Turbomachinery; Microturbines and Small Turbomachinery, Turbo Expo: Power for Land, Sea, and Air, 2001. DOI: [10.1115/2001-GT-0445](https://doi.org/10.1115/2001-GT-0445).
- [73] C. Carcasci y L. Winchler, «Thermodynamic analysis of an organic Rankine cycle for waste heat recovery from an aeroderivative intercooled gas turbine», *Energy Procedia*, vol. 101, págs. 862-869, 2016. DOI: [10.1016/j.egypro.2016.11.109](https://doi.org/10.1016/j.egypro.2016.11.109).
- [74] R. Chacartegui, D. Sánchez, J. Muñoz y T. Sánchez, «Alternative ORC bottoming cycles for combined cycle power plants», *Appl. Energy*, vol. 86, n.º 10, págs. 2162-2170, 2009. DOI: [10.1016/j.apenergy.2009.02.016](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.02.016).
- [75] S. Quoilin, M. van den Broek, S. Declaye, P. Dewallef y V. Lemort, «Techno-economic survey of organic Rankine cycle (ORC) systems», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 22, págs. 168-186, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2013.01.028](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.028).
- [76] A. Ghilardi et al., «Techno-economic comparison of several technologies for waste heat recovery of gas turbine exhausts», *J. Eng. Gas Turbines Power*, 2022. DOI: [10.1115/1.4055872](https://doi.org/10.1115/1.4055872).
- [77] A. Auld, A. Berson y S. Hogg, «Organic Rankine cycles in waste heat recovery: A comparative study», *Int. J. Low-Carbon Technol.*, vol. 8, págs. i9-i18, 2013. DOI: [10.1093/ijlct/ctt033](https://doi.org/10.1093/ijlct/ctt033).
- [78] D. Dragomir-Stanciu, S. M. Sagheblian y A. Kurchania, «The influence of condensing temperature on the efficiency of solar power systems with ORC», *Procedia Manufacturing*, vol. 46, págs. 359-363, 2020. DOI: [10.1016/j.promfg.2020.03.052](https://doi.org/10.1016/j.promfg.2020.03.052).
- [79] U. Drescher y D. Brüggemann, «Fluid selection for the Organic Rankine Cycle (ORC) in biomass power and heat plants», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 27, n.º 1, págs. 223-228, 2007. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2006.04.024](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.04.024).
- [80] H. Herath, M. Wijewardane, R. Ranasinghe y J. Jayasekera, «Working fluid selection of Organic Rankine Cycles», *Energy Reports*, vol. 6, págs. 680-686, 2020. DOI: [10.1016/j.egypr.2020.11.150](https://doi.org/10.1016/j.egypr.2020.11.150).
- [81] P. J. Mago, L. M. Chamra, K. Srinivasan y C. Somayaji, «An examination of regenerative organic Rankine cycles using dry fluids», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 28, n.º 8, págs. 998-1007, 2008. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2007.06.025](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2007.06.025).
- [82] J. Bao y L. Zhao, «A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle», *Renew. Sust. Energ. Rev.*, vol. 24, págs. 325-342, 2013. DOI: [10.1016/j.rser.2013.03.040](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.03.040).
- [83] K. Rahbar, S. Mahmoud, R. K. Al-Dadah, N. Moazami y S. A. Mirhadizadeh, «Review of organic Rankine cycle for small-scale applications», *Energy Convers. Manag.*, vol. 134, págs. 135-155, 2017. DOI: [10.1016/j.enconman.2016.12.023](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.12.023).
-

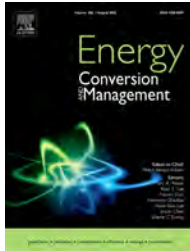
-
- [84] E. Macchi, «Theoretical basis of the organic Rankine cycle», en *Organic Rankine Cycle (ORC) Power Systems*, E. Macchi y M. Astolfi, eds., Woodhead Publishing, 2017, págs. 3-24, ISBN: 978-0-08-100510-1. DOI: [10.1016/B978-0-08-100510-1.00001-6](https://doi.org/10.1016/B978-0-08-100510-1.00001-6).
- [85] E. Lemmon, M. Huber y M. McLinden, *NIST Standard Reference Database 23: Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties-REFPROP, Version 8.0*, 2007.
- [86] C. Invernizzi y D. Bonalumi, «Thermal stability of organic fluids for Organic Rankine Cycle systems», en *Organic Rankine Cycle (ORC) Power Systems*, E. Macchi y M. Astolfi, eds., Woodhead Publishing, 2017, págs. 121-151, ISBN: 978-0-08-100510-1. DOI: [10.1016/B978-0-08-100510-1.00005-3](https://doi.org/10.1016/B978-0-08-100510-1.00005-3).
- [87] A. Baccioli, M. Antonelli y U. Desideri, «Technical and economic analysis of organic flash regenerative cycles (OFRCs) for low temperature waste heat recovery», *Appl. Energy*, vol. 199, págs. 69-87, 2017. DOI: [10.1016/j.apenergy.2017.04.058](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.04.058).
- [88] A. Baccioli y M. Antonelli, «Organic Flash Cycles: Off-design behavior and control strategies of two different cycle architectures for Waste Heat Recovery applications», *Energy Convers. Manag.*, vol. 157, págs. 176-185, 2018. DOI: [10.1016/j.enconman.2017.12.004](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.12.004).
- [89] A. Mohammadi, A. Kasaeian, F. Pourfayaz y M. H. Ahmadi, «Thermodynamic analysis of a combined gas turbine, ORC cycle and absorption refrigeration for a CCHP system», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 111, págs. 397-406, 2017. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2016.09.098](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.09.098).
- [90] G. Sakas, A. Ibáñez-Rioja, V. Ruuskanen, A. Kosonen, J. Ahola y O. Bergmann, «Dynamic energy and mass balance model for an industrial alkaline water electrolyzer plant process», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 47, n.º 7, págs. 4328-4345, 2022. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2021.11.126](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.11.126).
- [91] S. Grigoriev, V. Fateev, D. Bessarabov y P. Millet, «Current status, research trends, and challenges in water electrolysis science and technology», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 45, n.º 49, págs. 26 036-26 058, 2020. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2020.03.109](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.03.109).
- [92] J. Zheng, X. Liu, P. Xu, P. Liu, Y. Zhao y J. Yang, «Development of high pressure gaseous hydrogen storage technologies», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 37, n.º 1, págs. 1048-1057, 2012. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2011.02.125](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2011.02.125).
- [93] D. Grouset y C. Ridart, «Lowering Energy Spending Together With Compression, Storage, and Transportation Costs for Hydrogen Distribution in the Early Market», en *Hydrogen Supply Chains*, C. Azzaro-Pantel, ed., Academic Press, 2018, págs. 207-270, ISBN: 978-0-12-811197-0. DOI: [10.1016/B978-0-12-811197-0.00006-3](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811197-0.00006-3).
- [94] M.-R. Tahan, «Recent advances in hydrogen compressors for use in large-scale renewable energy integration», *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 47, n.º 83, págs. 35 275-35 292, 2022. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2022.08.128](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.08.128).
-

- [95] G. Cheng et al., «Gasification of biomass micron fuel with oxygen-enriched air: Thermogravimetric analysis and gasification in a cyclone furnace», *Energy*, vol. 43, n.º 1, págs. 329-333, 2012. DOI: [10.1016/j.energy.2012.04.022](https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.04.022).
- [96] J. Yang, Z. Sun, B. Yu y J. Chen, «Experimental comparison and optimization guidance of R1233zd(E) as a drop-in replacement to R245fa for organic Rankine cycle application», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 141, págs. 10-19, 2018. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2018.05.105](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.05.105).

CONTINUOUS DECENTRALIZED HYDROGEN PRODUCTION THROUGH ALKALINE WATER ELECTROLYSIS POWERED BY AN OXYGEN-ENRICHED AIR INTEGRATED BIOMASS GASIFICATION COMBINED CYCLE

In this chapter, an innovative hybrid plant for continuous decentralized production of renewable hydrogen from woody biomass is proposed. Alkaline water electrolysis (AWE) is used to produce high-purity hydrogen, while the oxygen by-product is mixed with ambient air and used to fire a biomass-fueled downdraft gasifier in order to produce an upgraded producer gas with a lower heating value (LHV) between 7–8 MJ/Nm³. This fuel gas is then subjected to a conditioning stage and eventually fed to a combined cycle consisting of a recuperative gas turbine as topping unit and a regenerative subcritical organic Rankine cycle as bottoming unit, which together allow for a combined electric power generation efficiency close to 40%. Most of the net AC power from the integrated gasification combined cycle (IGCC) is rectified to DC power and ultimately used to power an alkaline electrolyzer, with a minor share allocated to all the required utilities and ancillary equipment, including hydrogen compression to 200 bar. The results from simulation of the hybrid IGCC-AWE plant under steady-state operating conditions in Aspen Plus V.11 indicate an optimal efficiency of 17.6% based on the LHV of hydrogen. Thus, if sized for a biomass consumption of 1 t/h, the proposed plant is capable of providing around 26 kg/h of compressed hydrogen at 200 bar.

This chapter corresponds to the research article shown below, which has been published in the journal of Energy Conversion and Management (Elsevier) under an open access Creative Common CC BY license.



R. Aguado, A. Baccioli, A. Liponi, D. Vera

«Continuous decentralized hydrogen production through alkaline water electrolysis powered by an oxygen-enriched air integrated biomass gasification combined cycle», *Energy Conversion and Management*, vol. 289, p. 117149, 2023. DOI: [10.1016/j.enconman.2023.117149](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117149)

When referencing the content within this chapter, it is preferable to cite the individual research article provided herein, rather than the Doctoral Thesis as a whole, for more specific and direct access to the original research.

LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA COMO TECNOLOGÍA CLAVE PARA REDUCIR EL IMPACTO AMBIENTAL DE LA PRODUCCIÓN DE ACEITE DE OLIVA VIRGEN: UN ENFOQUE DE ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA

Motivado por los retos que enfrenta el sector oleícola en cuanto a sostenibilidad ambiental, este capítulo propone una planta de gasificación integrada alimentada con orujo graso seco para la generación combinada de calor y electricidad (cogeneración) y la producción de biocarbón, que se puede instalar directamente en las almazaras. Se ha comparado un escenario alternativo para la producción de aceite de oliva que incorpora la tecnología de gasificación con un escenario de referencia basado en la producción tradicional del aceite de oliva. Los impactos ambientales por kilogramo de producción de aceite de oliva virgen sin envasar se han estimado para ambos escenarios de acuerdo con la metodología de análisis de ciclo de vida (ACV) con un enfoque «de cuna a puerta». Los resultados han revelado que la planta de gasificación integrada es capaz de gestionar localmente todo el orujo graso húmedo procedente del proceso de extracción del aceite, evitando su transporte a las plantas extractoras de aceite de orujo de oliva. La planta de gasificación propuesta genera alrededor de 0,88 kWh de electricidad renovable por kilogramo de aceite de oliva y proporciona suficiente calor para abandonar la práctica actual de quemar una parte importante de la producción de hueso de aceituna. Así, el escenario alternativo contribuye a una reducción del 8,25 % en el impacto ambiental normalizado de la producción del aceite de oliva. En términos de cambio climático, el impacto ambiental de la unidad funcional se reduce de 2,21 a 1,74 kg CO₂ eq. (–21 %) y la fase industrial se convierte en un importante sumidero de carbono con –0,51 kg de CO₂ eq. por kilogramo de aceite de oliva. En este sentido, la planta de

gasificación integrada se percibe como una opción atractiva para que la mayoría de las almazaras puedan avanzar en sostenibilidad a través de la gestión y aprovechamiento de sus residuos.

8.1 Introducción

La producción de aceite de oliva es una práctica milenaria que configura la actividad social, económica y medioambiental de muchas zonas del entorno de la cuenca mediterránea. Debido a las destacadas propiedades nutritivas del aceite de oliva para el consumo humano, esta actividad económica es fuente de riqueza y empleo. A pesar de los numerosos beneficios de la producción del aceite de oliva, existe una serie de impactos ambientales asociados a la cadena de valor del aceite de oliva. En las últimas décadas, se ha observado un aumento en la cantidad de estudios que se han centrado en el análisis del ciclo de vida (ACV) aplicado a la industria oleícola. Muchos de estos estudios de ACV en el olivar se han realizado en Italia [1-7] o en Grecia [8, 9], y solo unos pocos han aportado información sobre el ACV en España [10-15]. En particular, Fernández-Lobato et al. [10] realizaron un ACV de una extensa zona de cultivos arbóreos y diferentes almazaras en Andalucía, la mayor región productora de aceite de oliva virgen de España. Desarrollaron un inventario para las fases agrícola e industrial durante el periodo 2015–2020, que puede ser útil como referencia promedio para un análisis comparativo entre diferentes cosechas.

Existen multitud de estudios sobre ACV aplicados al sector oleícola en la literatura científica. Sin embargo, la mayoría de ellos se centran en la fase agrícola de la producción del aceite de oliva. Solo un número limitado de publicaciones científicas abordan la evaluación ambiental de tecnologías de conversión de biomasa aplicadas a la cadena de valor del aceite de oliva virgen. Dentro de los diferentes procesos de conversión termoquímica, la gasificación de biomasa se considera una de las mejores tecnologías disponibles para la generación simultánea de electricidad y calor (cogeneración) a partir de subproductos de la cadena de suministro del aceite de oliva [16-21], ya que esta tecnología reduce al mismo tiempo la cantidad de subproductos indeseables de la producción de aceite de oliva. En los procesos de gasificación con aire, se oxida parcialmente un combustible sólido carbonoso y se convierte en un combustible gaseoso, normalmente denominado gas pobre [22]. Se requiere un agente gasificante para transformar la materia prima con alto contenido de carbono (aire, oxígeno puro y/o vapor) en un combustible gaseoso mediante una serie de reacciones químicas que requieren calor (endotérmicas) y liberan calor (exotérmicas). La gasificación con aire como agente gasificante se suele realizar en condiciones autotérmicas, lo que significa que las reacciones exotérmicas de combustión liberan suficiente calor para que se produzcan las reacciones endotérmicas responsables de la formación del gas pobre. Una vez enfriado y limpio, el gas pobre de la gasificación, puede utilizarse como combustible en motores de gas o en microturbinas para la producción de energía eléctrica y/o térmica. Además de la generación distribuida de electricidad y calor para el autoconsumo de las almazaras, otro producto

económica y ambientalmente valioso de la tecnología de gasificación es el biocarbón, un material sólido carbonoso con numerosos beneficios para el suelo agrícola [23-27].

Algunos trabajos han evaluado ambientalmente tecnologías de conversión termoquímica o bioquímica aplicadas a los subproductos de la cadena de valor del aceite de oliva a través de la metodología ACV. En particular, Parascanu et al. [13] realizaron una evaluación ambiental del aprovechamiento del orujo de oliva a través de dos procesos termoquímicos diferentes para la generación de electricidad: combustión y gasificación. Aplicaron la metodología de ACV desde un enfoque «de cuna a puerta» usando el software SimaPro 8.2 y considerando 1 MJ de energía como unidad funcional. Para su valoración comparativa, se supuso que las plantas de combustión y gasificación estaban situadas en las proximidades de una planta extractora de aceite de orujo de oliva y, por tanto, prescindiendo del transporte de biomasa. En ambos escenarios, se utilizó el ciclo Rankine convencional operando con agua/vapor como fluido de trabajo para la generación de electricidad en una turbina de vapor (la temperatura de entrada a la turbina era de 500 °C y la relación de presiones de 20). Los autores concluyeron que, desde el punto de vista ambiental, el proceso de combustión superaba al proceso de gasificación, siendo el ciclo Rankine el principal contribuyente para todas las categorías de impacto que evaluaron. La razón es que el rendimiento de la gasificación de biomasa es inferior al de la combustión, con rendimientos de conversión de alrededor del 85 % [22]. Como en ambos escenarios se propuso una turbina de vapor para la generación de electricidad, el proceso de gasificación requiere una mayor cantidad de insumos para generar 1 MJ, y por ende, su mayor impacto ambiental. Sin embargo, la gasificación de biomasa presenta un potencial de aplicación mucho más amplio, ya que permite procesar materias primas con mayor contenido de cenizas y humedad. Además, la gasificación genera emisiones considerablemente menores de partículas en suspensión, dióxido de carbono e incluso óxidos de nitrógeno a la atmósfera, ya que la temperatura de gasificación es considerablemente menor que la de combustión [22]. Por último, pero no menos importante, el gas pobre procedente de la gasificación es un combustible gaseoso que podría utilizarse de forma más eficiente para impulsar un motor de gas o una turbina de gas con un mejor comportamiento medioambiental que el de un ciclo Rankine convencional. Por esa razón, en el presente trabajo se ha propuesto como unidad de generación de electricidad un motor de gas de encendido provocado por chispa con recuperación de calor residual de los gases de escape y del agua del circuito de refrigeración.

En otro trabajo, Parascanu et al. [14] realizaron un ACV dedicado al aprovechamiento del orujo de oliva mediante pirólisis bajo un enfoque «de cuna a puerta» y considerando 100 kg de orujo graso de aceituna como unidad funcional. Se evaluaron los impactos ambientales asociados a tres etapas diferentes: producción de aceituna, extracción de aceite de oliva y pirólisis del orujo de oliva. Indicaron que el factor principal que influyó en todas las categorías de impacto fue el consumo de energía eléctrica [28]. En este sentido, el autoconsumo eléctrico se vislumbra como la vía para reducir el impacto ambiental de la fase industrial de la cadena de valor del aceite de oliva.

El Hanandeh [29] presentó un ACV de cinco alternativas diferentes para el aprovechamiento de energía de los desechos de la industria oleícola en Australia. Como afirma el autor, este artículo fue el primero en evaluar las opciones para el aprovechamiento energético de los residuos sólidos de la extracción del aceite de oliva utilizando la metodología de ACV y compararla con las mejores prácticas actuales de la industria. Las opciones para el aprovechamiento energético incluían la fabricación de briquetas como combustible sólido para calefacción doméstica; pélets para calentar agua doméstica o industrial; pirólisis y compostaje. La unidad funcional fue el tratamiento de 1000 toneladas de orujo de oliva procedente del proceso de extracción en dos fases, o en adelante, alperujo. El proceso de pirólisis proporcionó buenos resultados en el ACV y evitó el impacto ambiental en todas las categorías de impacto, excepto en el potencial de acidificación y el potencial de formación de oxidantes fotoquímicos. En este estudio comparativo, la pirólisis obtuvo como mínimo el tercer lugar en seis categorías de impacto y se consideró como una de las alternativas con más probabilidades de superar las mejores prácticas actuales.

Christoforou y Fokaides [30] realizaron un ACV sobre torrefacción de orujo de oliva, un residuo del proceso de extracción en tres fases en las almazaras con un contenido de humedad del 45 % (base húmeda). El impacto ambiental de la torrefacción del orujo a temperaturas en el rango de 200–300 °C se estimó utilizando el software GaBi con una tonelada de orujo torrefactado como unidad funcional. Se examinaron una serie de escenarios alternativos con respecto a la fuente de energía térmica aplicada al sistema y considerando la materia prima transportada y disponible localmente. Sus resultados destacan la importancia de la etapa de secado y la mejora potencial del proceso de torrefacción del orujo en términos de consumo energético.

Finalmente, Batuecas et al. [7] compararon los impactos ambientales de dos escenarios alternativos para la gestión del orujo en la producción de aceite de oliva a través de la metodología ACV. Los dos escenarios alternativos fueron: (a) «Digestión anaeróbica» y (b) «Vertido al suelo». La digestión anaeróbica es un proceso de conversión bioquímica para el aprovechamiento energético de la biomasa agroindustrial que implica la producción de biogás con alto contenido en metano a partir del orujo graso húmedo procedente de la extracción del aceite oliva, mientras que el vertido en el suelo sin tratamiento previo representa la práctica más extendida. Se adoptó un enfoque de cuna a puerta y se utilizó 1 L de aceite de oliva virgen extra como unidad funcional en ambos escenarios. Los ACV se realizaron utilizando Simapro 8.5.2 con la base de datos Ecoinvent V3.4, de acuerdo con el principio de las normas ISO. Sus resultados revelaron que los mayores impactos se producen en la fase de cultivo y cosecha para ambos escenarios, mientras que la biodigestión anaeróbica permite una reducción significativa de los impactos ambientales con respecto al vertido en el suelo. En concreto, la categoría de impacto de cambio climático se redujo en torno a un 45 %.

Existen numerosos trabajos teóricos, experimentales o de simulación sobre la conversión termoquímica y bioquímica de la biomasa en la literatura científica. Sin embargo, como se ha

indicado anteriormente, se puede encontrar muy poca información específicamente sobre el comportamiento ambiental y el análisis del ciclo de vida de tecnologías de conversión termoquímica, como la gasificación de biomasa, en el sector oleícola. Así pues, el objetivo principal del presente trabajo es evaluar los efectos y las implicaciones ambientales de la incorporación de la tecnología de gasificación en los impactos ambientales de la producción de aceite de oliva desde una perspectiva «de cuna a puerta», considerando 1 kg de aceite de oliva virgen como unidad funcional. Los impactos ambientales del escenario actual y más representativo en muchas áreas del mundo, incluyendo la mayor parte de España y muchas otras regiones mediterráneas, que se caracteriza por el cultivo tradicional del olivar en la fase agrícola y los procesos de extracción en dos fases en la fase industrial, se han comparado con los de un enfoque novedoso que incluye una planta de gasificación integrada para la generación combinada de calor y electricidad (cogeneración) y la producción de biocarbón. Como se ha mencionado anteriormente, solo un número limitado de trabajos se centran en el comportamiento ambiental de las tecnologías de conversión de biomasa aplicadas a la cadena de valor del aceite de oliva virgen. En este sentido, la Tabla 8.1 sitúa el alcance del presente trabajo en el contexto de otros trabajos relacionados. No obstante, cabe destacar que los resultados de este trabajo no se limitan a una sola región o país, sino que pueden extrapolarse a cualquier cadena de valor del aceite de oliva virgen existente que esté basada en el proceso de extracción en dos fases.

TABLA 8.1: Alcance del presente trabajo en el contexto de otros trabajos relacionados en el sector oleícola.

	Presente trabajo	Parascanu et al. [13]	Parascanu et al. [14]	El Hanandeh [29]	Christoforou et al. [30]	Batuecas et al. [7]
Ámbito geográfico	Andalucía (España)	Castilla (España)	Castilla (España)	Australia	Chipre	Sur de Italia
Límites del sistema	Cuna a puerta	Cuna a puerta	Cuna a puerta	Cuna a puerta	Cuna a tumba	Cuna a puerta
Funcional unit	1 kg de aceite de oliva virgen	1 MJ of energy	100 kg de orujo graso húmedo	1000 t de orujo graso húmedo	1 t de orujo torrefactado	1 L de aceite de oliva virgen
Tecnología de conversión de biomasa	Gasificación	Combustión Gasificación	Pirólisis	Pirólisis	Torrefacción	Digestión anaeróbica
Unidad de generación	Motor de gas	Turbina de gas	No aplica	No aplica	No aplica	No especificada

8.2 Metodología

El enfoque metodológico de este trabajo se divide en cuatro subsecciones. En primer lugar, se presenta y describe en profundidad el caso de estudio. En segundo lugar, se establecen los límites de la unidad funcional y del sistema. Tras haber indicado el procedimiento de recogida de datos y las principales hipótesis, se presenta una descripción detallada del inventario del ciclo de vida de la producción de aceite de oliva virgen. Finalmente, se describe y justifica brevemente la metodología ACV que se ha seleccionado para su aplicación.

8.2.1 Caso de estudio

El caso de estudio se sitúa en el contexto de España y consta de tres partes. La primera parte describe la fase agraria del olivar. La segunda parte detalla el proceso actual de producción de aceite de oliva y la gestión de residuos en la fase industrial. La tercera parte propone un enfoque novedoso para la fase industrial incorporando la tecnología de gasificación.

Para cumplir con la Guía de la Huella Ambiental del Producto (HAP o PEF, por sus siglas en inglés de «Product Environmental Footprint») de la Recomendación de la Comisión Europea 2013/179/EU [31], el ACV ha seguido las pautas y los requisitos de calidad del tercer borrador de las Reglas de Categoría de la Huella Ambiental de los Productos para el aceite de oliva (RCHAP o PEFCR, por sus siglas en inglés de «Product Environmental Footprint Category Rules») [32].

8.2.1.1 Fase agraria

La mayor zona de producción de aceite de oliva de España se encuentra en el sur del país, en la región de Andalucía, siendo Jaén la provincia con mayor concentración de cultivos de olivar y almazaras [33, 34]. La cadena de valor más representativa es el olivar tradicional (o extensivo), con una densidad inferior a 150 árboles por ha y una producción de aceituna superior a 750 kg por ha. En este grupo de cultivos, alrededor del 67 % de la superficie cultivada tiene una pendiente inferior al 20 %. Por este motivo, la recolección de la aceituna suele estar mecanizada. Además, debido al impacto negativo del clima seco del interior andaluz durante el caluroso verano, alrededor del 43 % del olivar cuenta con sistema de regadío, y en el caso del olivar tradicional, esta proporción se reduce al 29 %.

Se ha elaborado el estudio de impacto ambiental para el tipo de cultivo arbóreo tradicional durante las cosechas 2017–2018, 2018–2019 y 2019–2020. En cuanto al periodo considerado, la calidad de los datos se ha situado en el nivel máximo según las RCHAP. Los datos utilizados para caracterizar este tipo de cultivo se han obtenido de 81 encuestas a diferentes agricultores, que representan un total de 1485 ha de olivar tradicional, recogiendo la información disponible en las RCHAP para elaborar el ACV. La información generada se ha organizado y asignado en 4 subgrupos con diferentes pesos dentro del grupo tradicional, de acuerdo con el plan director del olivar de la Junta de Andalucía [35]: de secano de baja pendiente (43,8 %), de regadío de baja pendiente (23,3 %), de secano de alta pendiente (27,5 %) y de regadío de alta pendiente (5,4 %).

8.2.1.2 Fase industrial

En torno al 90–95 % de las almazaras de Andalucía se basan en el método de extracción de aceite en dos fases [35–37]. Este proceso consta de dos etapas sucesivas. En la primera etapa, el aceite de oliva se extrae del material sólido del fruto y su contenido de humedad en una centrífuga montada horizontalmente. En la segunda etapa, el aceite de oliva se lava con agua para eliminar impurezas y contaminantes. El agua de lavado se separa del aceite de oliva con

una centrífuga vertical [10]. En el proceso de extracción se generan huesos de aceituna como subproductos, que en su mayoría se utilizan como fuente de energía térmica. Las hojas y tallos son otros subproductos habituales, que los agricultores utilizan para la alimentación del ganado o como enmiendas agrícolas.

El principal subproducto del proceso de extracción es el orujo graso húmedo (también denominado orujo de dos fases o alperujo) [36], un lodo espeso que se caracteriza por su alto contenido en humedad. El alperujo debe transportarse a las plantas extractoras de aceite de orujo en camiones cisterna, ya que su acumulación en las almazaras puede provocar paradas de producción y pérdidas económicas cuantiosas [38]. La producción de orujo graso húmedo durante el proceso de extracción del aceite de oliva suele oscilar entre el 70 % y el 90 % del peso de la aceituna cruda. Este residuo está compuesto por una pequeña cantidad de aceites, huesos y otros residuos no aprovechables del fruto del olivo mezclados con grandes cantidades de agua (alrededor del 60–70 % en peso). Las principales propiedades fisicoquímicas del orujo graso se recogen en la Tabla 8.2 [39]. Tras una etapa de secado de gran consumo energético, el orujo graso seco finalmente se somete a un proceso de extracción sólido-líquido con un disolvente orgánico, generalmente hexano [36]. Los productos del proceso de extracción son el aceite crudo contenido en el orujo (2–3 % en peso) y el orujo extractado seco u orujillo, con un contenido de humedad del orden del 12 % (alrededor del 34 % del peso inicial). El aceite de orujo crudo es finalmente refinado y comercializado como subproducto a un precio inferior al del aceite de oliva virgen. Una pequeña parte del orujo extractado seco se suele utilizar como combustible económico en el proceso de secado, mientras que la parte restante se comercializa como combustible para aplicaciones térmicas [39].

TABLA 8.2: Propiedades fisicoquímicas del orujo graso (proceso de extracción en dos fases).

Análisis inmediato (% en peso)		Análisis elemental (% en peso, base seca)		Otras propiedades	
Humedad (W), base húmeda	60–70 (wop) ^a	Carbono	51,3	PCI, base húmeda (MJ/kg)	17,5
	10–15 (dop) ^b	Hidrógeno	6,4	considerando W = 12,5 %	
Cenizas, base seca	5	Nitrógeno	2,0	Fusión de cenizas (°C)	>1000
Materia volátil, base seca	77,4	Azufre	0,3	Densidad aparente (kg/m ³)	780
Carbono fijo, base seca	17,6	Oxígeno (por diferencia)	35,0	Tamaño de partícula (mm)	5–10

^a wop = orujo graso húmedo, ^b dop = orujo graso seco

Gran parte del excedente de orujo extractado seco (orujillo) procedente de las plantas extractoras de aceite de orujo de oliva suele ser adquirido por empresas generadoras de energía eléctrica en el sector de la bioenergía. Como consecuencia, la mayor parte del orujo extractado seco para la venta finalmente se transporta en camiones de carga a centrales eléctricas convencionales basadas en el ciclo Rankine con agua/vapor como fluido de trabajo. Las centrales eléctricas convencionales a gran escala están centralizadas y, a menudo, requieren que la energía eléctrica sea transportada a largas distancias. La electricidad producida en estas centrales eléctricas se envía a una subestación eléctrica, en la que la tensión de generación se

eleva a tensiones extremadamente altas mediante grandes transformadores para viajar de manera más eficiente a través de las líneas de transmisión. Sin embargo, la transmisión y distribución de energía eléctrica a largas distancias presenta inconvenientes notables, como son las pérdidas en las líneas de transmisión y las pérdidas de conversión de potencia en la red de transporte y distribución, que se originan por los efectos físicos del flujo de corriente eléctrica y se pueden dividir en pérdidas por efecto Joule, pérdidas por efecto corona y pérdidas en los aisladores. Las pérdidas en la red de transporte y distribución española pueden ascender hasta el 19 % de la producción de electricidad generada [40].

Los datos primarios se han obtenido de las encuestas a almazaras con diferentes estructuras, tamaños y tipos de organización para un periodo de estudio que abarcó las cosechas de 2017–2018 a 2019–2020. Se han obtenido un total de 16 cuestionarios que incluyen información real sobre las principales entradas y salidas de los diferentes procesos de extracción para modelar las principales características de los procesos de extracción. Como etapa secundaria, se ha modelado el proceso de secado de una planta extractora del aceite de orujo de oliva mediante el simulador de procesos Aspen Plus V.11 de acuerdo con la información contenida en las RCHAP y asumiendo un contenido de humedad inicial del orujo graso húmedo igual al 70 % (base húmeda). El proceso de secado en la mayoría de las plantas extractoras de aceite de orujo de oliva consiste en un horno alimentado con gas natural o orujo extractado seco como fuente de energía térmica para secar el orujo graso húmedo en secaderos de tambor rotativo continuos a gran escala. Debido a que la gran mayoría de los secaderos rotativos industriales operan con una configuración de flujo paralelo, en este trabajo se ha considerado un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo [41, 42]. El contenido de humedad del orujo graso húmedo se evapora en gran medida en la corriente de gases de escape y, por lo tanto, se reduce a un nivel aceptable para el horno, es decir, 12 % en base húmeda. El proceso de evaporación requiere una cantidad considerable de energía térmica porque la humedad tiene un elevado calor específico y entalpía de vaporización [41]. Como consecuencia, la etapa de secado, de gran consumo energético, requiere la combustión de alrededor del 23 % de la producción de orujo extractado seco en hornos o incluso el uso de combustibles fósiles como el gas natural en motores alternativos de combustión interna, lo que genera grandes cantidades de emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera [38]. Sin embargo, cabe destacar que la mayoría de las plantas extractoras de aceite de orujo de oliva utilizan parte del orujo extractado seco como combustible para el horno externo. Se ha supuesto que el horno funciona con un 5 % de exceso de aire, lo que significa que el aire está presente en una cantidad igual al 105 % de la requerida para la combustión estequiométrica. Con un enfoque conservador, el rendimiento térmico del horno se ha fijado en un 80 %. Como los secaderos rotativos con aporte de calor directo a alta temperatura suelen presentar rendimientos térmicos en el rango de 55–75 % [41], se ha seleccionado un rendimiento térmico del secadero de tambor rotativo del 65 %, el valor medio. La temperatura de entrada del gas de escape de secado caliente al secadero de tambor rotativo se ha supuesto igual a 600 °C. La

temperatura de los gases de escape desciende drásticamente a lo largo del secadero hasta unos 100 °C a medida que aumenta la humedad, lo que provoca una reducción considerable del contenido de humedad del orujo graso húmedo del 70 % hasta aproximadamente el 12 %, dando lugar a un subproducto bastante seco denominado en adelante orujo graso seco.

8.2.1.3 Planta de gasificación

Este capítulo propone un enfoque novedoso para la gestión y aprovechamiento del orujo graso húmedo que se produce continuamente en las almazaras en abundantes cantidades, de modo que se seca localmente en las inmediaciones de las almazaras, en lugar de transportarse a largas distancias a las plantas de extractoras de aceite de orujo de oliva para su posterior secado. Cabe señalar que, en el enfoque de gestión actual para el orujo graso húmedo, se transporta una gran cantidad de humedad a largas distancias en camión, lo que genera pérdidas económicas considerables e impactos ambientales perjudiciales para los productores de aceite de oliva. Este novedoso enfoque implica la instalación de una planta de gasificación integrada para la generación combinada de calor y electricidad (cogeneración) a escala distribuida a partir del orujo graso húmedo que se produce continua y abundantemente en las almazaras. En la Fig. 8.1 se presenta un diagrama de flujo de proceso esquemático de la planta de gasificación integrada. La planta propuesta consta de una peletizadora, un gasificador de lecho fijo *downdraft* alimentado con orujo graso seco peletizado, una unidad de enfriamiento y limpieza del gas pobre, un grupo motogenerador de encendido provocado por chispa para la generación de energía eléctrica, un horno auxiliar y un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo para el secado del orujo graso húmedo con los gases de escape calientes que salen del motor de gas.

El gasificador *downdraft* se alimenta con orujo graso seco peletizado y aire como gasificante. Aunque la gasificación con oxígeno puro evita la dilución del nitrógeno, lo que aumenta notablemente el contenido energético del gas producto ($PCI = 10\text{--}20 \text{ MJ/Nm}^3$) [22], no se ha considerado una unidad de separación del aire debido a los extremadamente altos costes de capital y operación, que contrarrestan cualquier ventaja [16, 21]. El gasificador *downdraft* opera en condiciones autotérmicas, lo que significa que la materia prima reacciona con el agente gasificante y produce suficiente calor para mantener las altas temperaturas necesarias para que se produzcan las reacciones endotérmicas. En el gasificador se generan dos corrientes de productos: gas pobre caliente y biocarbón, el cual se descarga por la parte inferior. El uso directo del gas pobre procedente del gasificador *downdraft* con trazas de alquitrán, ceniza, humedad y otras impurezas inorgánicas no es factible en motores de combustión interna, ya que compromete su integridad estructural [17, 18, 43]. Por este motivo, se debe incluir aguas abajo del gasificador una unidad de enfriamiento y limpieza del gas pobre, compuesta por un ciclón, un lavador Venturi y una serie de filtros. Tras una ligera etapa de limpieza, el gas pobre está listo para ser utilizado para impulsar un motor convencional de encendido provocado por chispa acoplado a un generador eléctrico.

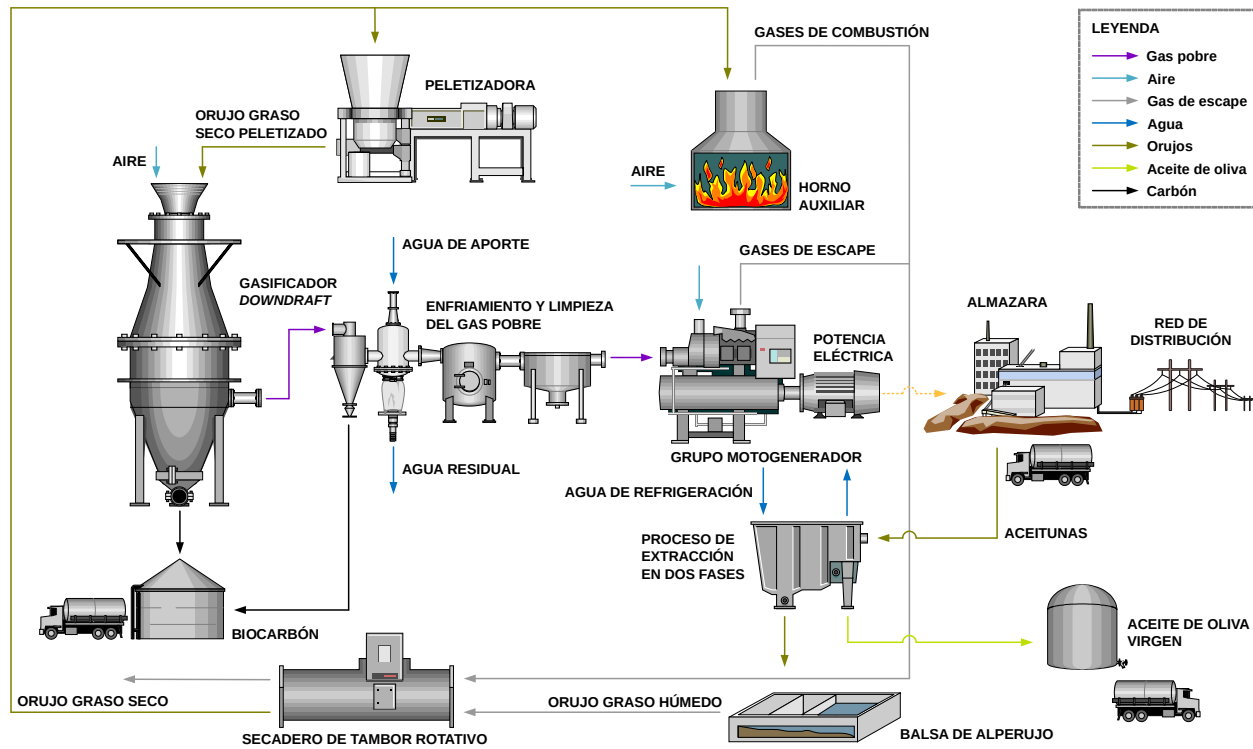


FIGURA 8.1: Diagrama de flujo de proceso de la planta de gasificación integrada para la gestión local del orujo graso húmedo.

Además de la generación eléctrica renovable para autoconsumo de la almazara o venta de excedentes, la planta de gasificación integrada produce dos flujos de calor residual procedentes del motor de gas: agua caliente y gases de escape calientes [18, 20, 44]. La temperatura de retorno del agua de refrigeración del motor de combustión es próxima a los 90 °C, por lo que puede utilizarse para suministrar el agua caliente que demanda la etapa de batido (malaxación) del proceso de extracción del aceite de oliva [44]. La recirculación de esta agua caliente residual permite abandonar la práctica actual de quemar una parte importante de la producción de hueso de aceituna, que luego puede venderse a unos 0,06–0,08 €/kg [39, 44]. Además, el calor necesario para el proceso de secado del orujo graso húmedo se aporta parcialmente mediante los gases de escape calientes que se descargan desde el motor de combustión interna que opera con gas pobre procedente de la gasificación, mientras que el resto de necesidades térmicas se cubren quemando el orujo graso seco en un horno auxiliar. El rendimiento eléctrico (η_e) y el rendimiento de cogeneración (η_{CHP}) de la planta de gasificación integrada vienen dados, respectivamente, por las siguientes ecuaciones:

$$\eta_e = \frac{P_e}{\dot{m}_{dop} \text{PCI}_{dop}} \quad (8.1)$$

$$\eta_{\text{CHP}} = \frac{P_e + \dot{m}_w c_w \Delta T + \dot{m}_{eg} c_{p,eg} \Delta T}{\dot{m}_{dop} \text{PCI}_{dop}} \quad (8.2)$$

donde P_e representa la potencia eléctrica; $\dot{m}_{dop}$, $\dot{m}_w$ y $\dot{m}_{eg}$ son, respectivamente, los caudales másicos de orujo graso seco peletizado, agua de refrigeración y gases de escape; c_w es la capacidad calorífica específica del agua; $c_{p,eg}$ es la capacidad calorífica específica de los gases de escape a presión constante; ΔT representa los aumentos de temperatura y PCI_{dop} es el poder calorífico inferior del orujo graso seco peletizado [18].

Otro subproducto de la tecnología de gasificación es el biocarbón, un material sólido carbonoso con un atractivo potencial para el sector oleícola. La producción de biocarbón supone en torno al 15–20 % en peso de la materia prima de alimentación al gasificador *downdraft* y puede proporcionar numerosos beneficios al sector oleícola. Debido a su gran porosidad, el biocarbón puede retener nutrientes y absorber agua hasta 5 veces su propio peso [45]. Además, mejora el crecimiento de plantas y raíces y previene la erosión del suelo y la lixiviación [46, 47]. Desde una perspectiva ambiental, el biocarbón constituye un secuestro de carbono a largo plazo en el olivar [48]. Esto se debe a que una fracción considerable del contenido de carbono inicialmente capturada por el olivar regresa finalmente al suelo, evitando su emisión a la atmósfera en forma de dióxido de carbono [24]. Desde una perspectiva económica, el mercado del biocarbón ha crecido muy rápido en los últimos años y está comenzando a alcanzar altos volúmenes de mercado. Por lo tanto, el biocarbón también abre muchas oportunidades para nuevos modelos de negocio [49].

Los balances de masa y energía de la planta de gasificación integrada se han realizado en el simulador de procesos Aspen Plus V.11 con la ayuda de los datos de especificación de los fabricantes. En consecuencia, el modelo de la planta extractora del aceite de orujo de oliva descrito en el apartado anterior se ha modificado ligeramente para incluir una fuente de energía térmica adicional a la del horno existente. Se puede lograr una reducción significativa de la cantidad de orujo graso seco a quemar en el horno auxiliar utilizando los gases de escape calientes del motor de gas alimentado con el gas pobre de la gasificación para secar parcialmente el orujo graso húmedo en un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo. Los rendimientos eléctricos y de cogeneración de la planta de gasificación integrada se han estimado en un 13,5 % y un 32 %, respectivamente. Se ha considerado como base para la simulación del proceso una planta de gasificación de tamaño medio con una potencia eléctrica nominal de 500 kW_e, que permite gestionar 2305 kg/h de orujo graso húmedo para cogeneración además de la producción de biocarbón. Cabe destacar que las almazaras con una capacidad de producción media superior a 1000–5000 t/año producen la mayor parte (55 %) del aceite de oliva virgen en España. El tamaño de la planta de gasificación se ha seleccionado deliberadamente para asegurar una suficiente representatividad, ya que algo más de las dos quintas partes (42 %) de las almazaras españolas se encuentran dentro de este rango de capacidad de producción de aceite de oliva [35]. La Tabla 8.3 resume las principales características de la planta de gasificación integrada.

TABLA 8.3: Características de la planta de gasificación integrada.

Equipamiento	Parámetro	Valor
Gasificador	Tipo	Lecho fijo, <i>downdraft</i>
	Tipo de combustible	Orujo graso seco peletizado
	Consumo de combustible	605 kg/h
	Agente gasificante	Aire
Motor	Tipo	Cuatro tiempos, encendido provocado
	Caudal de agua de refrigeración	31,6 m ³ /h
	Temperatura de retorno del agua de refrigeración	~90 °C
	Caudal de gases de escape	2128 Nm ³ /h
	Temperatura de los gases de escape	~500 °C
Generador eléctrico	Tipo	Síncrono, sin escobillas
	Potencia eléctrica nominal	500 kW
	Rendimiento de generación de electricidad	90 %
	Rendimiento de conversión CA/CC/CA	97 %
Furnace	Tipo de combustible	Orujo graso seco
	Consumo de combustible	180 kg/h
	Exceso de aire	5 %
	Rendimiento térmico	80 %
Secadero	Tipo	Tambor rotativo, flujo paralelo
	Temperatura de entrada de los gases de escape	~600 °C
	Temperatura de salida de los gases de escape	~100 °C
	Humedad de entrada del orujo graso húmedo	70 % (base húmeda)
	Humedad de salida del orujo graso seco	12 % (base húmeda)
	Caudal másico de orujo graso húmedo	2305 kg/h
	Rendimiento térmico de secado	65 %

8.2.2 Definición de objetivos y alcance

De acuerdo con el objetivo principal del ACV, este trabajo pretende caracterizar y comparar el escenario actual más representativo de la cadena de valor de la producción de aceite de oliva virgen en España con una propuesta de escenario novedoso que incorpora una planta de gasificación integrada en las almazaras. Se ha escogido 1 kg de aceite de oliva virgen sin envasar en almazara como unidad funcional para la comparación, de acuerdo con otros trabajos anteriores [10, 11, 50].

El alcance de este trabajo cubre las fases agrícola e industrial de la producción de aceite de oliva virgen desde un enfoque «de cuna a puerta». Estas fases tienen en cuenta los materiales, actividades, consumo de energía y transporte involucrados en los procesos productivos, así como la gestión de residuos y contaminantes del aire, suelo y agua. Mientras que los procesos anteriores están relacionados con las entradas y salidas de la recolección de aceitunas (fase agrícola), los

procesos centrales incluyen la extracción del aceite de oliva, la generación de subproductos y los procesos de gestión de residuos (fase industrial).

En este trabajo se han evaluado dos escenarios: A) «Tradicional» y B) «Gasificación», cuyos principales procesos y relaciones se describen en la Fig. 8.2. Ambos escenarios comparten los principales procesos productivos de la fase agraria, con una única diferencia: el Escenario B incluye el uso de biocarbón procedente del proceso de gasificación como enmienda del suelo, en lugar de una cantidad equivalente de productos con otro origen. Las mayores diferencias se hallan en la fase industrial: en el Escenario A, el orujo graso húmedo se transporta y trata en una planta extractora de aceite de orujo y, posteriormente, el orujo extractado seco resultante se transporta a una central termoeléctrica para la generación de electricidad a gran escala; mientras que en el Escenario B, el orujo graso húmedo se gestiona íntegramente en una planta de gasificación integrada instalada cerca de la almazara. Los subproductos generados en la fase industrial del Escenario A son hueso de aceituna, aceite de orujo de oliva crudo y electricidad. Por el contrario, los subproductos del Escenario B son huesos de aceituna, electricidad y biocarbón. Es importante resaltar que en el Escenario B también se generan y consumen diferentes productos intermedios, produciéndose una mejora adicional del proceso productivo en la almazara. Por ejemplo, el calor residual en forma de agua de refrigeración y gases de escape del motor se utiliza en el proceso de extracción de aceite de oliva y en el proceso de gestión del orujo, respectivamente. También cabe destacar que, a diferencia del Escenario A, el Escenario B implica la generación de electricidad en el punto de consumo de la almazara, evitando pérdidas de energía eléctrica en la red de transporte y distribución. Además, la producción neta de hueso de aceituna también es ligeramente superior en el Escenario B, ya que el agua caliente para el proceso de extracción del aceite de oliva se suministra íntegramente a través del agua de refrigeración del motor, en contraposición a la práctica tradicional de quemar una fracción de la producción de hueso de aceituna, representada por el Escenario A.

Se han elaborado dos cuestionarios específicos siguiendo las pautas de las RCHAP para obtener los principales datos primarios en ambas fases del Escenario A. Se ha recopilado información cualitativa y cuantitativa para elaborar el inventario de ciclo de vida (ICV). Los datos recopilados incluyen la superficie y el rendimiento anual de aceituna según el Reglamento de la UE (CE) 543/2009. Los datos de las encuestas han sido clasificados, analizados y procesados siguiendo el procedimiento Data Quality Rating (DQR) contenido en las RCHAP, con el fin de obtener una «calidad excelente» en la escala de calidad de las RCHAP. Se han descartado los valores fuera de rango y los valores atípicos. Finalmente, se han probado los datos primarios antes de la versión final para validar su contenido con expertos agrícolas e investigadores experimentados en este ámbito.

Los destinatarios de las encuestas han sido agricultores con plantaciones de olivar tradicional con una antigüedad superior a 25 años y gestores de almazaras con proceso de extracción en dos fases de diferente estructura y tamaño en Andalucía. Como se ha mencionado anteriormente,

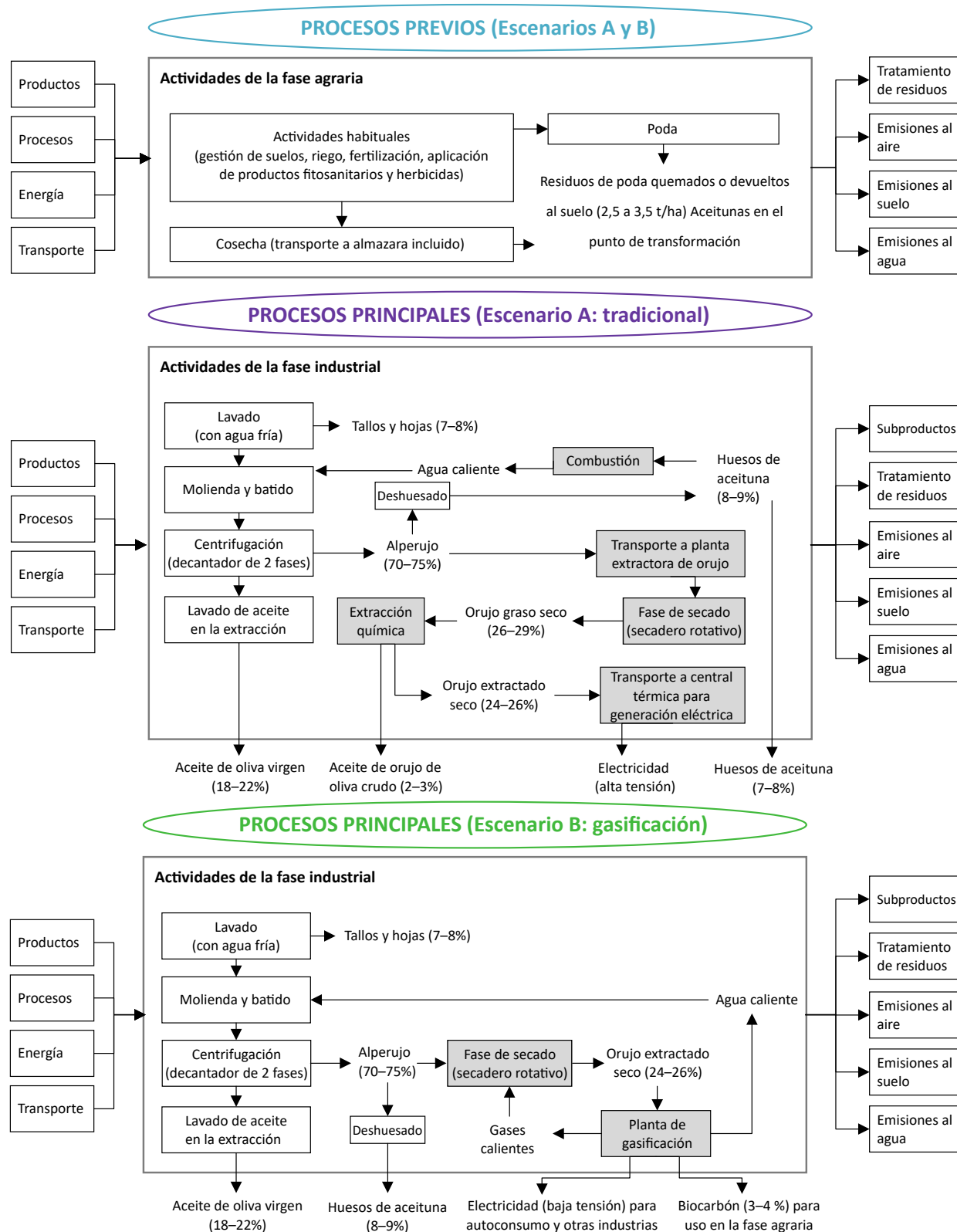


FIGURA 8.2: Alcance de los escenarios considerados para el presente trabajo (entre paréntesis, la distribución en masa de los productos en relación con la masa de entrada de aceitunas).

el periodo de estudio ha sido de 3 cosechas consecutivas, de 2017–2018 a 2019–2020, cubriendo un lapso de tiempo suficiente para ser considerado representativo y en una calificación de alta

calidad, según lo establecido en el RCHAP. Los datos de los cuestionarios se han tomado de forma similar a otros trabajos [10, 11, 51, 52]: presencial o llamada telefónica, visitando la plantación o las instalaciones correspondientes cuando era necesario para comprobar las condiciones reales. La fuente de datos para el ICV ha sido esencialmente la encuesta; sin embargo, también se han utilizado documentos oficiales y las publicaciones científicas como base para la obtención de datos secundarios, que se han utilizado para completar los vacíos de datos primarios. La Tabla A.1 muestra las fuentes de todos los elementos considerados en el presente modelo.

Los impactos ambientales del aceite de oliva virgen y otros subproductos generados en los diferentes escenarios han sido objeto de una asignación económica, tal y como se recoge en las directrices metodológicas del trabajo de Notarnicola et al. [53]. Los residuos de aceituna y sus respectivos procesos de gestión también han sido considerados en el modelo. Los impactos ambientales de cada proceso han sido asignados al producto principal de acuerdo con su valor económico total como se indica en la siguiente expresión:

$$AE = \frac{VE \times M}{\sum_n (VE_n \times M_n) \times 100} \quad (8.3)$$

donde AE es la asignación económica (%), VE indica el valor económico en euros (€) por kg y M se refiere a la masa de cada salida (kg) [53].

Los productos de la cadena de suministro del aceite de oliva han estado experimentando una tendencia a la baja desde la cosecha 2016–2017. Los precios del aceite de oliva virgen y del aceite de orujo de oliva crudo se redujeron de 3,00 a 1,94 €/kg y de 1,41 a 0,68 €/kg, respectivamente, a lo largo de este periodo. Los precios del hueso de aceituna y del orujo extractado seco oscilaron entre 0,056 y 0,073 €/kg y entre 0,014 y 0,015 €/kg, respectivamente [54, 55]. La Tabla 8.4 muestra las principales características de las explotaciones olivareras y de las almazaras encuestadas.

En el ICV del Escenario A se han considerado tres cosechas recientes con sus valores medios de entradas y salidas. Generalmente, solo existen pequeñas variaciones en los valores obtenidos por kg de aceite de oliva virgen entre campañas en ambas fases. A pesar de ello, la producción agrícola muestra una mayor fluctuación entre años, atribuible en su mayor parte a las diferentes circunstancias meteorológicas de cada año y a las condiciones biológicas propias del cultivo del olivo. Este hecho determina el resultado promedio del ACV en el escenario mencionado para los diferentes impactos ambientales [5, 51, 56]. Además, existe otra variación en la fase industrial debido a las diferentes producciones de aceite de oliva virgen entre campañas. A diferencia de la fase agraria, estas características de la fase industrial no han influido significativamente en los resultados del ACV.

TABLA 8.4: Principales características de los olivares y almazaras encuestadas para las fases agrícola e industrial en Andalucía.

Fase agrícola		Fuente
Tipo de olivar	Tradicional	Encuesta
Superficie de regadío (%)	28,67	[35]
Densidad del olivar (árboles/ha)	80–150	Encuesta
Superficie encuestada total (ha)	2093	Encuesta
Rango de producción de aceitunas (t/ha)	0,7–9,5	Encuesta
Producción media de aceitunas (t/ha)	3,64	Encuesta
Fase industrial		Fuente
Producción media por almazara (t)	3091	Encuesta
Rango de producción anual de aceite de oliva virgen (%)	18,1–22,3	Encuesta
Producción media de aceite de oliva virgen (%)	20,8	Encuesta
Precio del aceite de oliva virgen (€/kg)	2,655	[54]
Precio de orujo crudo (€/kg)	1,249	[54]
Precio del orujo extrctado seco u orujillo (€/kg)	0,017	[55]
Precio del hueso de aceituna (€/kg)	0,063	[55]
Proceso de extracción	Dos fases	Encuesta

8.2.3 Inventario del ciclo de vida

Esta sección proporciona la información cualitativa y cuantitativa relacionada con el ICV de la producción de aceite de oliva virgen considerando las diferentes actividades incluidas en el ciclo (que se muestran en la Fig. 8.2). Los insumos que se han considerado más importantes son los diferentes tipos de combustibles, principios activos de los principales fertilizantes y productos fitosanitarios, suministros eléctricos y consumo de agua. La lista completa de insumos para la fase agraria en ambos escenarios se muestra en la Tabla A.1.

Las principales actividades consideradas en las fases agraria e industrial son las propuestas por las RCHAP e indicadas en [10]. Se componen de cosecha, corte, fitosanitarios y herbicidas, manejo de suelo, poda y fertilización para la fase agraria, como se muestra en la Tabla A.2 con sus respectivos insumos. Se han evaluado para los diferentes tipos de cultivos arbóreos que pertenecen al grupo tradicional, mientras que el grupo tradicional se ha construido con la media ponderada de los mismos de acuerdo a su representatividad.

Para desarrollar el ACV, se han considerado los siguientes supuestos para la fase agraria:

- Los olivos que forman parte de este estudio cuentan con más de 25 años, por lo que la fase de plantación se ha considerado insignificante en términos de impacto ambiental [1, 3].
- La actividad de riego requiere agua y un importante consumo de electricidad, que

normalmente proviene de la red eléctrica española. Los impactos ambientales de los sistemas diésel y fotovoltaicos no se incluyen en el ICV de esta actividad debido a que su presencia no es representativa en la cadena de valor actual [10].

- La gran mayoría de la tierra cultivada ha estado ocupada por el tipo tradicional de cultivo de árboles durante más de 100 años sin cambios. Por lo tanto, el uso del suelo se ha mantenido sin cambios en el presente trabajo.
- Las actividades de la fase agraria son responsables de las emisiones de contaminantes al aire, agua y suelo. Estos impactos ambientales han sido considerados según lo recomendado por las directrices del Panel Intergubernamental sobre el Cambio Climático (IPCC, por sus siglas en inglés de *Intergovernmental Panel on Climate Change*) para los inventarios nacionales de gases de efecto invernadero [57].
- Carbono biogénico. Por acción del ciclo natural del carbono, parte del carbono absorbido por los árboles es reintroducido en la atmósfera, mientras que otra parte (mayoritariamente hojas, madera ligera de poda y madera dura picada) queda almacenada en el suelo bajo técnicas blandas de manejo del suelo [58-60]. Este ICV no ha considerado el secuestro de carbono biogénico originado en los árboles, debido a que el régimen del suelo es normalmente alto y es posible suponer que la mayor parte del carbono biogénico generado regresa a la atmósfera [61].
- La poda de los cultivos arbóreos está regulada y solo se permite bajo autorización. No obstante, en algunos casos todavía se realiza la quema de residuos de biomasa ligera. La mayoría de los contaminantes emitidos en el proceso de poda no son representativos en el ACV [62]. Las emisiones de dióxido y monóxido de carbono de esta actividad pertenecen al ciclo corto del carbono y, por lo tanto, tampoco se han considerado en el ACV [61].
- Los insumos para los cultivos se transportan desde una distancia de 300 km, que es una distancia media entre los principales puertos de España y su destino en la provincia de Jaén. Se ha considerado que la distancia media entre los cultivos de olivar y las almazaras es de 10 km.
- La infraestructura y sus emisiones derivadas no se han considerado en el ICV, debido a su bajo impacto en el ACV de la producción de aceite de oliva virgen [3].

Las actividades de la fase industrial del Escenario A se han agrupado en extracción de aceite de oliva y gestión del orujo graso húmedo o alperujo. Las primeras tienen lugar en la almazara, mientras que las segundas se realizan en la planta extractora del aceite de orujo y en la central térmica. A continuación se describen sus insumos y se cuantifican en la Tabla A.3.

- i) Lavado de las aceitunas con agua a su llegada a la almazara. Las aceitunas se separan del resto de biomasa y polvo, que pueden utilizarse como alimento para el ganado o enmienda del suelo, respectivamente.

- ii) Molturación y batido de aceitunas para obtener una pasta de aceituna previa a la extracción del aceite.
- iii) Centrifugación de la pasta de aceituna a través de un decantador de dos fases, que requiere un alto consumo de electricidad, agua y calor para extraer el aceite de oliva virgen. El proceso de extracción del aceite finaliza con el lavado del aceite de oliva virgen. El resto de la mezcla de biomasa y agua se convierte en alperujo, un subproducto no rentable en primera instancia, por lo que requiere tratamientos posteriores.
- iv) Extracción y deshuesado para separar los huesos de aceituna del alperujo mediante una máquina deshuesadora. Los huesos de aceituna tienen un precio superior al de otros subproductos de la biomasa de la cadena de valor del aceite de oliva.
- v) Transporte del alperujo a la planta extractora del aceite de orujo de oliva en un camión de carga.
- vi) Extracción de aceite de orujo de oliva y secado del alperujo en la planta extractora del aceite orujo para obtener aceite de orujo crudo y orujo extractado seco (u orujillo).
- vii) Transporte del orujillo a la central térmica en un camión de carga.
- viii) Combustión del orujillo en la central térmica para la obtención de energía eléctrica como subproducto definitivo.

También se han realizado una serie de supuestos en el ICV de la fase industrial en el Escenario A, que incluyen:

- La biomasa restante del lavado de las aceitunas es utilizada por los agricultores como alimento para el ganado o enmienda del suelo.
- Alrededor del 15 % de los huesos de aceituna se queman para producir el agua caliente necesaria para el proceso de centrifugado [39]. Estas emisiones de CO₂ solo cuentan como carbono biogénico, ya que los huesos de aceituna son una fuente de biomasa renovable.
- A pesar de la elevada cantidad de alperujo producido por kg de aceite de oliva virgen, su contenido en humedad se ha establecido en un 70 % (base húmeda) [39].
- Las emisiones de gases de efecto invernadero durante la gestión del orujo graso húmedo se han calculado según lo indicado en las pautas de Amstel [57], de manera similar a Figueiredo et al. [63] y Paraskeva y Diamadopoulos [64]. Para la evaporación de la humedad contenida en el alperujo se ha considerado una demanda química de oxígeno del 82,5 % (90 % para fenoles y 61 % para demanda bioquímica de oxígeno). Las emisiones de metano son las más dañinas en la categoría de cambio climático, pueden generarse como resultado de la evaporación natural en lagunas debido a temperaturas ambientales prolongadas por encima de los 15 °C, pero estas circunstancias no son habituales. Las emisiones de óxido nitroso, otro compuesto químico de impacto generado en este

tratamiento, se han calculado considerando una concentración de nitrógeno en el alperujo del 0,88 % y un factor de emisión de 0,25 [65].

- En cuanto a los insumos agrícolas, los insumos materiales consumidos en la almazara son igualmente transportados desde una distancia de 300 km. En cuanto al transporte de productos intermedios, la distancia entre la almazara y la planta extractora de aceite de orujo se ha considerado en 20 km, y desde este punto hasta la central térmica se ha considerado una media de 150 km.
- Las únicas infraestructuras consideradas en el ICV son la almazara, la planta extractora de aceite de orujo y la central térmica, todas ellas con 50 años de vida útil, tal y como se indica en las RCHAP.
- La cantidad de electricidad generada en la central térmica sustituye la misma cantidad de electricidad en la matriz de generación eléctrica española. Como consecuencia, la electricidad renovable generada a partir de la combustión del orujillo sustituye también los impactos ambientales de la actual matriz de generación eléctrica en España.

Los procesos y supuestos mostrados anteriormente se utilizan actualmente en la cadena de valor del aceite de oliva más representativa de España. Sin embargo, el Escenario B incorpora bases de datos adicionales, modificando así el modelo del Escenario A. Estas nuevas bases de datos corresponden a las actividades de la planta de gasificación (Tabla A.4), que reemplazan las actividades v) a viii) del Escenario A, mientras que el biocarbón obtenido como subproducto se deposita en el suelo agrícola del olivar (Tabla 8.5). Así, los nuevos ICV del Escenario B modifican las fases industrial y agraria, respectivamente.

En el Escenario B, la planta de gasificación integrada sustituye la actual gestión del alperujo y del orujillo en la fase industrial. En consecuencia, el nuevo ICV incluye todas las entradas, salidas y emisiones consideradas en el sistema de gasificación. El alperujo u orujo graso húmedo se gestiona íntegramente en la planta integrada de gasificación, donde la mayor parte del orujo graso seco es consumido por el gasificador y el resto se quema en un horno auxiliar, contribuyendo a las necesidades adicionales de energía térmica para el secado del orujo graso húmedo del 70 % al 12 %. Una parte importante de la electricidad generada en la planta integrada de gasificación es consumida por las almazaras, evitando cerca del 85 % del consumo eléctrico original de la matriz de generación eléctrica española durante el periodo de molturación (de octubre a marzo). El exceso de electricidad se inyecta a la red eléctrica española fuera del periodo de molienda. En este trabajo, se ha considerado un precio medio de venta de la electricidad de 0,05 €/kWh. El agua de refrigeración del motor de gas es capaz de aportar unos 2190 MJ de calor por tonelada de orujo de oliva seco, lo que supone un excedente sobre la energía térmica necesaria en el proceso de extracción del aceite de oliva (aproximadamente 1000 MJ por tonelada de aceite de oliva virgen), evitando la quema de 61,18 kg de hueso de aceituna por tonelada de aceite de oliva virgen. Además, como subproducto del proceso de

gasificación, se producen unos 164 kg de biocarbón por cada tonelada de orujo graso seco que se suministra a la planta de gasificación. El biocarbón se puede aprovechar como enmienda del suelo para devolver su contenido de carbono y minerales al suelo agrícola, mejorando o restaurando así las funciones y la fertilidad del suelo [26, 27, 66]. El contenido de carbono del biocarbón procedente de la gasificación ronda el 59 % en peso (base seca). A diferencia de los procesos de combustión, en los procesos de gasificación, la materia prima carbonosa solo se oxida parcialmente, y de ahí el mayor contenido de carbono del biocarbón. Como consecuencia, las emisiones de CO₂ de la gasificación son aproximadamente un 15 % inferiores a las de la combustión de la misma cantidad de orujo graso seco [22].

Se ha caracterizado fisicoquímicamente una serie de muestras de biocarbón del proceso de gasificación para determinar sus análisis inmediato y elemental. Cerca del 59 % de la muestra está compuesta por carbono, alrededor del 1 % es nitrógeno y otro 1 % es hidrógeno, el resto está compuesto por alrededor de un 31 % de cenizas ricas en oxígeno, potasio, sodio, calcio, magnesio y silicio. Según lo determinado por su análisis inmediato, aproximadamente el 8 % en peso son compuestos volátiles. El contenido de elementos con potencial de mejora del suelo en el biocarbón se devuelve al suelo agrícola, evitando las cantidades de productos fertilizantes equivalentes que se recogen en la Tabla 8.5. Por lo tanto, los insumos se descuentan en la misma cantidad que el resto de productos con un destino similar y un origen más lejano. En consecuencia, el transporte de dichos productos en camiones de carga se reduce significativamente en términos de tkm, mientras que el uso de tractocamiones y remolques se incrementa levemente de acuerdo con los valores indicados en la Tabla 8.5.

TABLA 8.5: Impacto del biocarbón devuelto al suelo en el ICV del Escenario B (unidades por hectárea).

Actividad / Producto	Valor
Nitrógeno fertilizante (kg)	-1,458
Potasio fertilizante (kg)	-4,785
Carbonato de calcio (kg)	-1,120
Magnesio (kg)	-0,781
Transporte, tractor y remolque (tkm)	1,326
Transporte, carga (tkm)	-39,768

Los principales supuestos adicionales considerados en el Escenario B se enumeran a continuación:

- A pesar de los efectos positivos demostrados del biocarbón en diferentes tipos de cultivos, como el incremento en el rendimiento agrícola y la capacidad de retención de agua, entre otros [25, 66-68], estas mejoras no han sido consideradas en este trabajo, debido a la escasez de datos cuantitativos sobre su aplicación al suelo agrícola donde crecen los olivos.
- Se ha considerado que el carbono biogénico secuestrado del biocarbón en el suelo se elimina

del sistema durante más de 500 años y, por lo tanto, no se ha tenido en cuenta en el ACV [24, 48, 69].

- La maquinaria y herramientas de la planta de gasificación se han incluido en este trabajo con datos de sus fichas técnicas, pero no los materiales, instalación y mantenimiento por su escasa importancia [3, 32].
- De acuerdo con el supuesto del escenario A, el excedente de electricidad generado en la planta de gasificación integrada de la almazara sustituye a la misma cantidad de electricidad en la matriz de generación eléctrica española, reemplazando sus impactos ambientales.

8.2.4 ACV aplicado a la producción de aceite de oliva virgen

La herramienta de aplicación de ACV utilizada para elaborar el modelo ambiental ha sido SimaPro 9.0 (Sistema para la Evaluación Ambiental Integrada de Productos), que toma valores representativos de impacto ambiental de diferentes bases de datos (ecoinvent 3.5, Agri-footprint 4.0, ELCD, Industry data 2.0, Methods) y proporciona valores para las emisiones y efluentes de los procesos. Este *software* se ha utilizado para administrar las bases de datos del ICV y analizar los diferentes escenarios a través del método ILCD Mid-point+ 2011 [70, 71] para obtener los impactos ambientales en 16 categorías ambientales diferentes. Los resultados se basan en el modelo ambiental construido con entradas y salidas, el cual es cuantitativo y sistemático [72, 73]. Se han detallado, mostrando el porcentaje y cantidad de impactos ambientales para cada proceso, entradas y salidas de la unidad funcional considerada en las diferentes categorías de impactos ambiental.

Las categorías de impacto ambiental más relevantes en el proceso de producción del aceite de oliva virgen según las RCHAP son las siguientes: cambio climático (sin carbono biogénico), agotamiento de recursos hídricos, ecotoxicidad de agua dulce, eutrofización, acidificación, uso del suelo, agotamiento de recursos, agotamiento de ozono y formación de ozono fotoquímico. El resto de categorías de impacto obtenidas en el análisis se han incluido en los resultados como información adicional, con especial consideración a la categoría de cambio climático con carbono biogénico. Esta categoría representa el impacto ambiental, incluyendo la combustión de diferentes productos de biomasa en la fase industrial.

8.3 Resultados y discusión

Esta sección está estructurada en tres partes. Las dos primeras partes incluyen los resultados del ACV con los impactos ambientales de los Escenarios A y B, respectivamente. La tercera parte presenta una discusión comparativa sobre el comportamiento ambiental de ambos escenarios.

8.3.1 Impactos ambientales del Escenario A «Tradicional»

Los impactos ambientales de las diferentes categorías del Escenario A (la cadena de valor actual más representativa de España) se detallan en la Tabla 8.6. Los impactos ambientales destinados al producto más rentable (aceite de oliva virgen) representan el 91,38 % del beneficio neto. Los impactos ambientales totales de cada categoría se han distribuido entre la fase agrícola y la fase industrial de la cadena de suministro. Los impactos ambientales de las diferentes actividades que componen la fase agrícola han sido sistemáticamente analizados en trabajos anteriores [10, 11], mientras que los impactos ambientales de la fase industrial han sido convenientemente subdivididos en tres actividades principales: extracción del aceite de oliva, extracción del aceite de orujo y generación de electricidad en una central térmica. Cabe destacar que las dos últimas actividades incluyen el transporte del alperujo y del orujillo para su uso como materia prima en la producción de aceite de orujo y generación de electricidad, respectivamente.

TABLA 8.6: Impactos ambientales para diferentes categorías de impacto en el Escenario A «Tradicional».

Categoría de impacto ambiental	Unidad	Total	Fase agrícola	Fase industrial	Extracción del aceite de oliva	Extracción del aceite de orujo	Central térmica
Cambio climático (sin C biogénico)	kg CO ₂ eq.	2,21	2,28	-0,07	0,08	0,03	-0,18
Cambio climático (con C biogénico)	kg CO ₂ eq.	4,48	2,28	2,20	0,18	0,83	1,19
Agotamiento de la capa de ozono	kg CFC-11 eq.	2,07·10 ⁻⁷	2,20·10 ⁻⁷	-1,32·10 ⁻⁸	9,66·10 ⁻⁹	5,11·10 ⁻⁹	-2,80·10 ⁻⁸
Toxicidad humana, efectos no cancerígenos	CTUh	9,76·10 ⁻⁷	9,82·10 ⁻⁷	-6,71·10 ⁻⁹	6,30·10 ⁻⁸	1,05·10 ⁻⁸	-8,02·10 ⁻⁸
Toxicidad humana, efectos cancerígenos	CTUh	8,42·10 ⁻⁸	8,32·10 ⁻⁸	1,02·10 ⁻⁹	1,33·10 ⁻⁸	2,81·10 ⁻⁹	-1,51·10 ⁻⁸
Partículas en suspensión	kg PM _{2,5} eq.	1,76·10 ⁻³	1,80·10 ⁻³	-4,46·10 ⁻⁵	6,65·10 ⁻⁵	1,86·10 ⁻⁵	-1,30·10 ⁻⁴
Radiación ionizante SH	kBq ²³⁵ U eq.	2,46·10 ⁻¹	3,43·10 ⁻¹	-9,72·10 ⁻²	4,64·10 ⁻²	6,52·10 ⁻³	-1,50·10 ⁻¹
Formación de ozono fotoquímico	kg NMVOC eq.	4,90·10 ⁻²	9,51·10 ⁻³	3,94·10 ⁻²	4,57·10 ⁻⁴	6,25·10 ⁻³	3,27·10 ⁻²
Acidificación	molc H ⁺ eq.	1,54·10 ⁻²	1,57·10 ⁻²	-3,51·10 ⁻⁴	7,56·10 ⁻⁴	2,10·10 ⁻⁴	-1,32·10 ⁻³
Eutrofización terrestre	molc N eq.	6,16·10 ⁻²	5,97·10 ⁻²	1,89·10 ⁻³	1,58·10 ⁻³	6,15·10 ⁻⁴	-3,01·10 ⁻⁴
Eutrofización del agua dulce	kg P eq.	4,17·10 ⁻⁴	4,83·10 ⁻⁴	-6,59·10 ⁻⁵	4,03·10 ⁻⁵	7,04·10 ⁻⁶	-1,13·10 ⁻⁴
Eutrofización marina	kg N eq.	4,18·10 ⁻³	4,03·10 ⁻³	1,51·10 ⁻⁴	1,69·10 ⁻⁴	5,25·10 ⁻⁵	-7,10·10 ⁻⁵
Ecotoxicidad del agua dulce	CTUe	147	151	-4	2	1	-7
Uso del suelo	kg C deficit	57,9	57,4	0,5	0,6	0,2	-0,3
Agotamiento de recursos hídricos	m ³ water eq.	6,04·10 ⁻²	6,28·10 ⁻²	-2,43·10 ⁻³	-7,78·10 ⁻⁴	-9,01·10 ⁻⁵	-1,56·10 ⁻³
Agotamiento de recursos fósiles y minerales	kg Sb eq.	2,75·10 ⁻⁴	2,29·10 ⁻⁴	4,56·10 ⁻⁵	4,36·10 ⁻⁵	7,10·10 ⁻⁶	-5,12·10 ⁻⁶

Las filas sombreadas en gris indican las categorías ambientales más relevantes en la producción de aceite de oliva según RCHAP [32].

El impacto ambiental total de la categoría de impacto de cambio climático es de 2,21 kg CO₂ eq. (sin carbono biogénico). La fase agrícola contribuye a la emisión de 2,28 kg CO₂ eq., mientras que la fase industrial es en general un sumidero de carbono débil con aproximadamente -0,07 kg CO₂ eq., como consecuencia de la generación centralizada de electricidad renovable en una central térmica convencional alimentada con orujillo. Por el contrario, si se tiene en cuenta el carbono biogénico, el impacto ambiental de cambio climático aumenta considerablemente hasta los 4,48 kg CO₂ eq., debido en su mayor parte a la combustión del hueso de aceituna y del orujo extractado seco en la fase industrial, responsable de la emisión

de 2,20 kg CO₂ eq. El impacto ambiental de cambio climático del proceso de extracción del aceite de oliva es de 0,08 kg CO₂ eq. (sin carbono biogénico), producido principalmente por el consumo de energía eléctrica. Por el contrario, considerando las emisiones de carbono biogénico de la combustión de huesos de aceituna para suministrar el agua caliente requerida para la etapa de batido (malaxación) del proceso de extracción del aceite de oliva, el impacto ambiental de cambio climático aumenta a 0,18 kg CO₂ eq. El impacto ambiental de cambio climático de la planta extractora del aceite de orujo de oliva es de tan solo 0,03 kg CO₂ eq. (sin carbono biogénico). Sin embargo, si se considera el carbono biogénico, este impacto ambiental aumenta drásticamente hasta 0,83 kg CO₂ eq. debido a las emisiones de CO₂ derivadas de la combustión de grandes cantidades de orujillo en hornos para abastecer el calor necesario para el proceso de secado del alperujo. En cuanto a la central térmica, la contribución de las fuentes fósiles al impacto ambiental de cambio climático es de -0,18 kg CO₂ eq. debido a la generación de electricidad renovable que sustituye a la correspondiente electricidad de origen fósil en la matriz de generación española. Sin embargo, si se considera el carbono biogénico, el impacto ambiental de cambio climático aumenta hasta 1,19 kg CO₂ eq.

8.3.2 Impactos ambientales del Escenario B «Gasificación»

Los impactos ambientales de las diferentes categorías de impacto en el Escenario B (el escenario novedoso propuesto con una planta de gasificación integrada) se recogen en la Tabla 8.7. El impacto ambiental destinado al producto más rentable (el aceite de oliva virgen) ha aumentado en este caso su participación hasta el 97,24 %, debido a la ausencia del aceite de orujo de oliva como subproducto. Los impactos ambientales totales de cada categoría se han distribuido entre la fase agrícola y la fase industrial de la cadena de suministro.

La diferencia de impacto ambiental de la fase agraria se debe principalmente a la reincorporación del biocarbón al suelo agrícola, aportando una serie de nutrientes y evitando el uso de una misma proporción de enmiendas al suelo fabricadas y transportadas desde otro lugar. El uso del biocarbón como enmienda para el suelo agrícola, además de promover el crecimiento de las plantas, constituye un secuestro de carbono a largo plazo [48, 67, 69]. El alto contenido en carbono del biocarbón es aproximadamente equivalente a la diferencia en las emisiones de CO₂ entre la gasificación y la combustión.

Los impactos ambientales de la fase industrial en el Escenario B se han dividido en tres subprocesos principales: extracción del aceite de oliva, gasificación del orujo graso seco peletizado y combustión del orujo graso seco en un horno auxiliar. Los impactos ambientales del cambio climático con carbono biogénico aumentan significativamente con respecto a los del Escenario A, debido al aumento en el consumo total de orujo graso, a pesar de las emisiones considerablemente menores de CO₂ eq. por kg de orujo graso seco peletizado. En la fase industrial, el proceso de extracción del aceite de oliva ya no requiere la combustión de huesos de

TABLA 8.7: Impactos ambientales para diferentes categorías de impacto en el Escenario B «Gasificación».

Categoría de impacto ambiental	Unidad	Total	Fase agraria	Fase industrial	Extracción del aceite de oliva	Planta de gasificación
Cambio climático (sin C biogénico)	kg CO ₂ eq.	1,74	2,25	-0,51	0,08	-0,59
Cambio climático (con C biogénico)	kg CO ₂ eq.	3,92	2,25	1,67	0,08	1,59
Agotamiento de la capa de ozono	kg CFC-11 eq.	$1,86 \cdot 10^{-7}$	$2,16 \cdot 10^{-7}$	$-3,05 \cdot 10^{-8}$	$9,66 \cdot 10^{-9}$	$-4,01 \cdot 10^{-8}$
Toxicidad humana, efectos no cancerígenos	CTUh	$9,24 \cdot 10^{-7}$	$9,68 \cdot 10^{-7}$	$-4,40 \cdot 10^{-8}$	$6,30 \cdot 10^{-8}$	$-1,07 \cdot 10^{-7}$
Toxicidad humana, efectos cancerígenos	CTUh	$7,32 \cdot 10^{-8}$	$8,12 \cdot 10^{-8}$	$-7,98 \cdot 10^{-9}$	$1,33 \cdot 10^{-8}$	$-2,13 \cdot 10^{-8}$
Partículas en suspensión	kg PM _{2,5} eq.	$1,64 \cdot 10^{-3}$	$1,77 \cdot 10^{-3}$	$-1,30 \cdot 10^{-4}$	$6,65 \cdot 10^{-5}$	$-1,96 \cdot 10^{-4}$
Radiación ionizante SH	kBq ²³⁵ U eq.	$1,94 \cdot 10^{-1}$	$3,38 \cdot 10^{-1}$	$-1,44 \cdot 10^{-1}$	$4,64 \cdot 10^{-2}$	$-1,90 \cdot 10^{-1}$
Formación de ozono fotoquímico	kg NMVOC eq.	$9,83 \cdot 10^{-3}$	$9,39 \cdot 10^{-3}$	$4,41 \cdot 10^{-4}$	$3,65 \cdot 10^{-4}$	$7,61 \cdot 10^{-5}$
Acidificación	mole H ⁺ eq.	$1,39 \cdot 10^{-2}$	$1,53 \cdot 10^{-2}$	$-1,48 \cdot 10^{-3}$	$7,56 \cdot 10^{-4}$	$-2,24 \cdot 10^{-3}$
Eutrofización terrestre	mole N eq.	$5,90 \cdot 10^{-2}$	$5,84 \cdot 10^{-2}$	$5,84 \cdot 10^{-4}$	$1,58 \cdot 10^{-3}$	$-9,94 \cdot 10^{-4}$
Eutrofización del agua dulce	kg P eq.	$3,70 \cdot 10^{-4}$	$4,74 \cdot 10^{-4}$	$-1,04 \cdot 10^{-4}$	$4,03 \cdot 10^{-5}$	$-1,44 \cdot 10^{-4}$
Eutrofización marina	kg N eq.	$3,97 \cdot 10^{-3}$	$3,91 \cdot 10^{-3}$	$5,91 \cdot 10^{-5}$	$1,69 \cdot 10^{-4}$	$-1,10 \cdot 10^{-4}$
Ecotoxicidad del agua dulce	CTUe	144	151	-7	2	-9
Uso del suelo	kg C deficit	57,3	57,2	0,1	0,6	-0,5
Agotamiento de recursos hídricos	m ³ water eq.	$5,92 \cdot 10^{-2}$	$6,19 \cdot 10^{-2}$	$-2,68 \cdot 10^{-3}$	$-7,78 \cdot 10^{-4}$	$-1,90 \cdot 10^{-3}$
Agotamiento de recursos fósiles y minerales	kg Sb eq.	$2,54 \cdot 10^{-4}$	$2,18 \cdot 10^{-4}$	$3,53 \cdot 10^{-5}$	$4,36 \cdot 10^{-5}$	$-8,26 \cdot 10^{-6}$

Las filas sombreadas en gris indican las categorías ambientales más relevantes en la producción de aceite de oliva según RCHAP [32].

aceituna para el suministro de agua caliente, por lo que el impacto ambiental de cambio climático con y sin carbono biogénico comparte el mismo valor. Por el contrario, en el proceso de gasificación, la generación eléctrica se destina al autoconsumo de toda la fase industrial, con los excedentes de electricidad inyectados a la red eléctrica, reduciendo así el uso de la misma cantidad de electricidad de la matriz de generación española. Otro aspecto importante que se ha planteado es el efecto de los cambios futuros en la actual matriz de generación eléctrica en España. Por ejemplo, un cambio hacia fuentes de energía renovables puede reducir los beneficios ambientales de la utilización de subproductos de biomasa como fuentes de energía en el futuro. Se observa un aumento de las emisiones por la gasificación del orujo graso seco peletizado si se considera el impacto ambiental de cambio climático con el carbono biogénico. El horno tiene como objetivo suministrar la energía térmica necesaria para el proceso de secado del orujo graso húmedo (alperujo) mediante la combustión de una parte significativa del orujo graso seco. Las emisiones biogénicas de CO₂ derivadas del proceso de combustión, entre otros impactos ambientales, también se han incluido en la Tabla 8.7.

8.3.3 Mejora del impacto ambiental

Como los indicadores ambientales de cada categoría de impacto tienen diversas unidades y órdenes de magnitud, se puede realizar una comparación de los impactos ambientales entre el Escenario A y el Escenario B por medio de un gráfico de radar. La Fig. 8.3 muestra los impactos ambientales de cada categoría de impacto en un gráfico de radar en el que los ejes para cada categoría de impacto ambiental se representan en escalas logarítmicas decimales. Se puede observar que los impactos ambientales de casi todas las categorías de impacto mejoran en el

Escenario B con respecto al Escenario A. En particular, los impactos ambientales de cambio climático, radiación ionizante y formación de ozono fotoquímico presentan las mayores diferencias en términos de mejora ambiental.

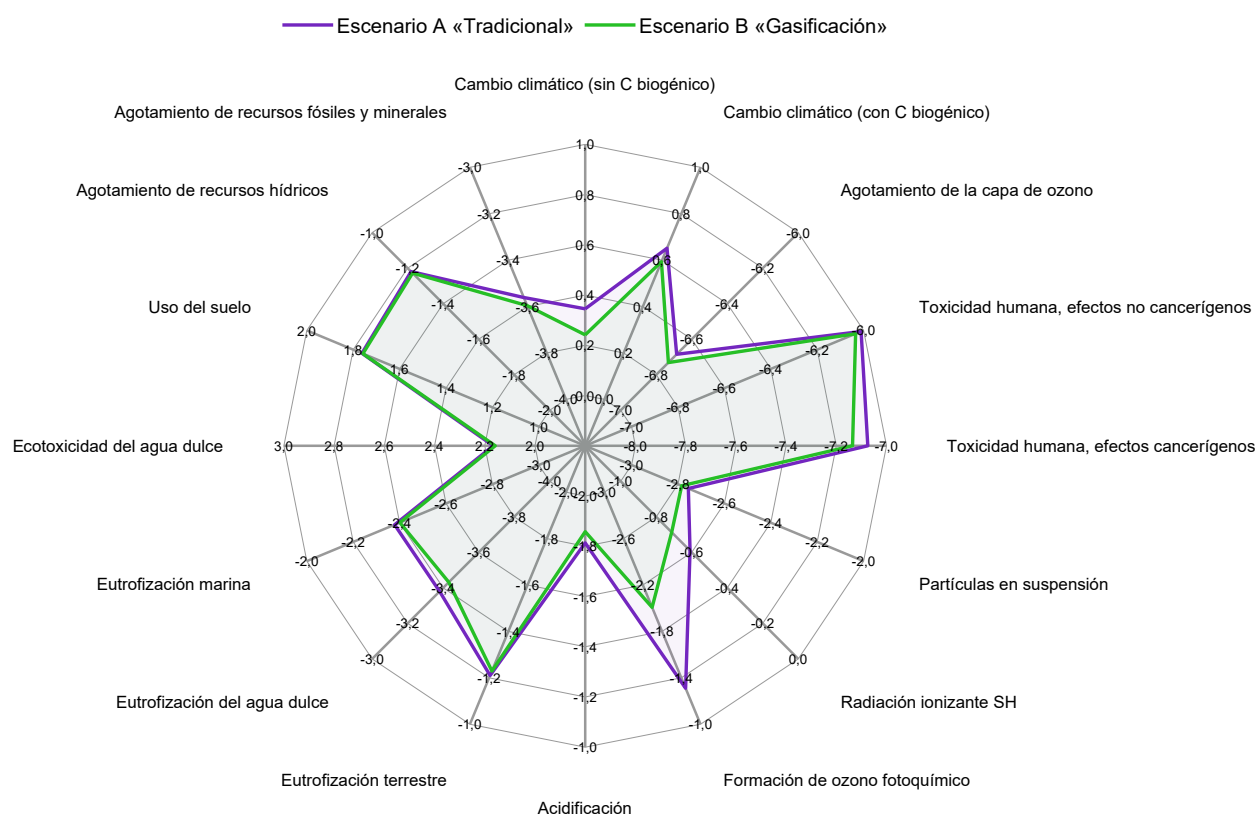


FIGURA 8.3: Gráfico de radar de los impactos ambientales de los Escenarios A y B. Los impactos ambientales de cada categoría de impacto están representados en escalas logarítmicas decimales.

La Fig. 8.4 muestra los cambios relativos en el impacto ambiental del Escenario B con respecto al Escenario A para cada categoría de impacto. Como se observa claramente, la instalación de una planta de gasificación integrada para cogeneración y producción de biocarbón reduce la mayoría de los impactos ambientales derivados de la producción de aceite de oliva. La reducción total en la categoría de cambio climático alcanza los 0,47 kg CO₂ eq. por kg de aceite de oliva virgen (−21 %). Esto significa que la planta de gasificación del Escenario B en las almazaras objetivo, con una capacidad de producción media entre 1000–5000 t/año (que suponen la mayoría (55 %) de la producción de aceite de oliva virgen en España [35]), permite conseguir una reducción de unas 360 000 toneladas de CO₂ eq. (considerando la producción media de aceite de oliva virgen de las tres cosechas consecutivas objeto de estudio, es decir, 2017–2018, 2018–2019 y 2019–2020 [74]). Dicho de otro modo, la reducción del impacto ambiental en la categoría de impacto de cambio climático equivale a las emisiones de CO₂ de 220 000 vehículos según la última encuesta del Instituto Nacional de Estadística (INE) español [75] o las emisiones de CO₂ de 65 200 habitantes en España, calculadas a partir de las emisiones de CO₂ per cápita en 2018 [76].

Además, la asignación económica del producto se ve afectada por la pérdida de un

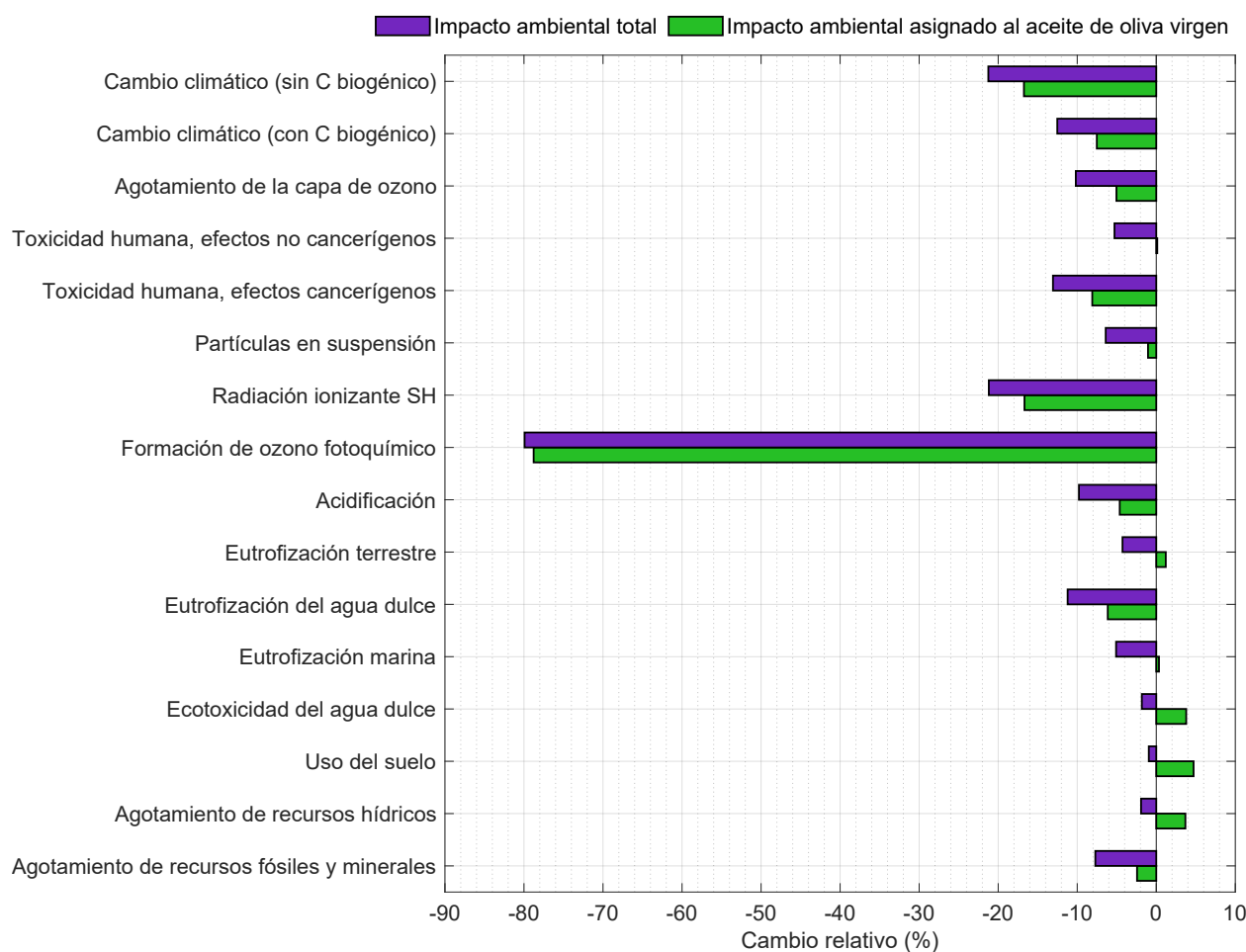


FIGURA 8.4: Mejora del impacto ambiental del Escenario B con respecto al Escenario A.

subproducto valioso como es el aceite de orujo de oliva, lo que frena la reducción del impacto ambiental. Aunque la mayoría de los impactos ambientales mejoran en el Escenario B, considerando la distribución económica del nuevo producto del aceite de oliva virgen, las reducciones del impacto ambiental de todas las categorías de impacto consideradas se compensan parcialmente con la pérdida del aceite de orujo de oliva como subproducto comercializable. Como se muestra en la Fig. 8.4, los impactos ambientales totales de todas las categorías de impacto han mejorado en el Escenario B con respecto al Escenario A. No obstante, con la nueva distribución económica de los productos en el Escenario B, solo cuatro categorías de impacto presentan aumentos menores en los impactos ambientales asignados al aceite de oliva virgen: la ecotoxicidad del agua dulce, la eutrofización terrestre, el uso del suelo y el agotamiento de recursos hídricos.

Para comparar los impactos ambientales de las diferentes categorías de impacto entre sí en términos de su importancia relativa, deben normalizarse de antemano. La normalización proporciona los beneficios de situar los impactos ambientales en un contexto más amplio [77]. Los impactos ambientales normalizados se calculan como los impactos ambientales de cada categoría de impacto divididos por un valor de referencia de acuerdo con la Ec. (8.4).

$$N_k = \frac{S_k}{R_k} \quad (8.4)$$

donde k denota la categoría de impacto, N es el impacto ambiental normalizado, S es el indicador de categoría de impacto de la fase de caracterización y R es el valor de referencia o factor de normalización. Como las categorías de impacto y sus correspondientes valores de referencia tienen las mismas unidades, los impactos ambientales normalizados son adimensionales.

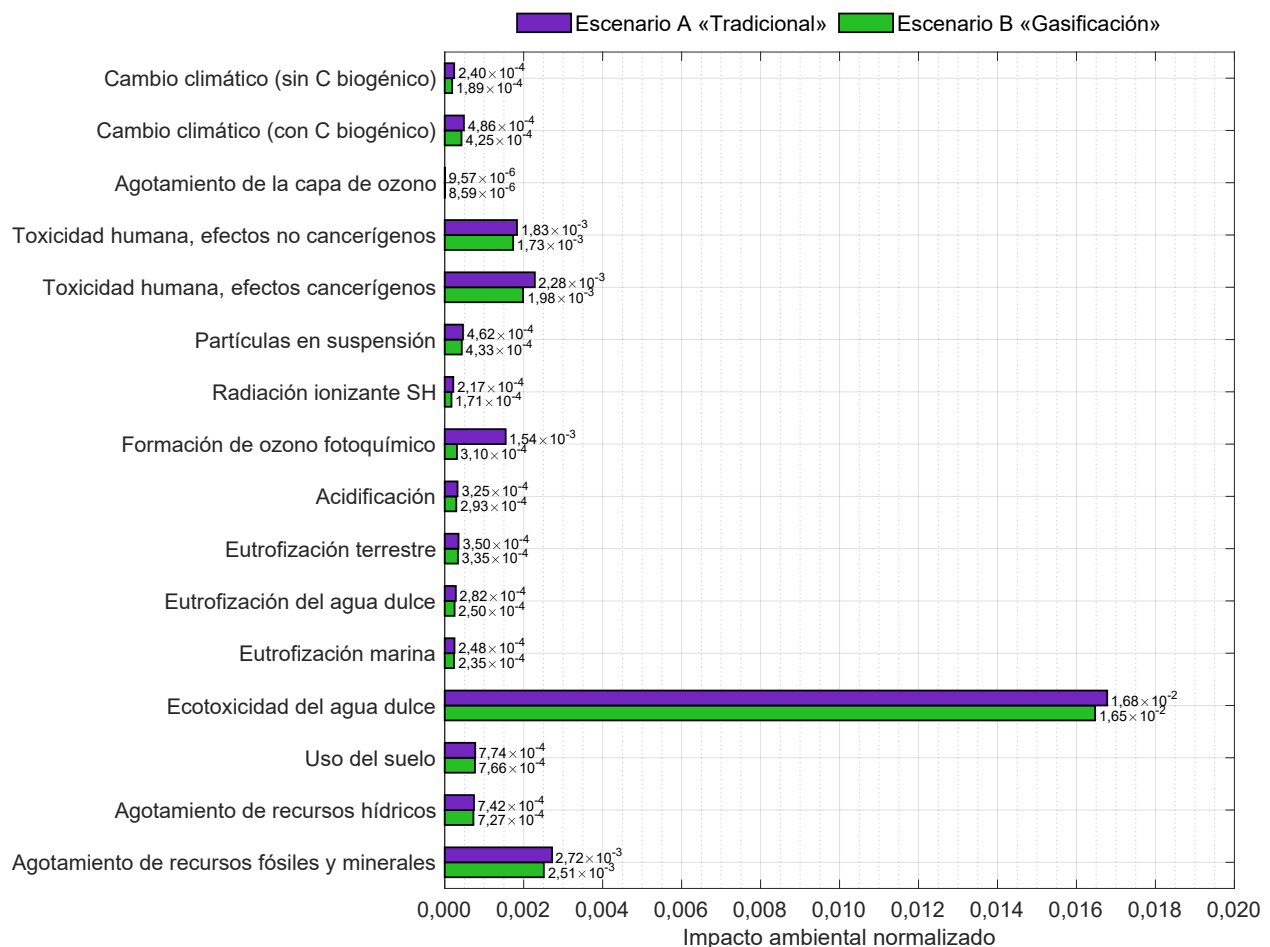


FIGURA 8.5: Impactos ambientales normalizados de cada categoría de impacto en los Escenarios A y B.

Los impactos ambientales normalizados de cada categoría de impacto para ambos los Escenarios A y B se muestran en la Fig. 8.5. La categoría de impacto más afectada en ambos escenarios es la ecotoxicidad del agua dulce, seguida de lejos por el agotamiento de los recursos y la toxicidad humana. Nuevamente, todas las categorías de impacto presentan un impacto ambiental normalizado menor en el Escenario B con respecto al Escenario A. Considerando todas las categorías de impacto, excepto el cambio climático con carbono biogénico, el impacto ambiental normalizado general se calcula como la suma de los impactos ambientales de cada categoría. El impacto ambiental general normalizado del Escenario A es 0,0290, mientras que el del Escenario B es 0,0267. Por tanto, la planta de gasificación integrada en el Escenario B

permite lograr una reducción del impacto ambiental global del 8,25 % con respecto al Escenario base A. Tras la normalización, la ecotoxicidad en agua dulce destaca como la categoría de mayor impacto en la cadena de valor del aceite de oliva, el impacto ambiental de la cual supone el 57,8 % y el 61,8 % del impacto ambiental total en los Escenarios A y B, respectivamente. Por lo tanto, se debe prestar especial atención a la reducción del impacto ambiental de esta categoría de impacto.

8.4 Conclusiones

Este capítulo incluye un nuevo enfoque para la cadena de suministro del aceite de oliva que incorpora una planta de gasificación integrada que se puede instalar directamente en las almazaras. La planta de gasificación está destinada a la generación combinada de calor y electricidad (cogeneración) y la producción de biocarbón a partir del orujo graso húmedo producido en abundantes cantidades en las almazaras. La planta propuesta consta de una peletizadora de orujo graso seco, un gasificador de lecho fijo *downdraft* alimentado con orujo graso seco peletizado, una unidad de enfriamiento y limpieza del gas pobre, un grupo motogenerador de encendido provocado por chispa para la generación de energía eléctrica, un horno auxiliar y un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo para secar el orujo graso húmedo con los gases de escape calientes procedentes del motor de gas. Los rendimientos de generación eléctrica y cogeneración se estiman en un 13,5 % y un 32 %, respectivamente. La tecnología de gasificación aplicada a la industria oleícola es capaz de gestionar localmente todo el orujo procedente del proceso de extracción del aceite de oliva, evitando su transporte a las plantas extractoras de aceite de orujo y sus procesos asociados de gestión de residuos. La planta de gasificación permite generar 0,88 kWh de electricidad renovable por kg de aceite de oliva y suficiente calor para evitar el consumo de hueso de aceituna en el proceso de extracción del aceite de oliva virgen. Además, el gasificador produce biocarbón, un subproducto valioso en la agricultura, que es muy útil como enmienda del suelo.

En términos de impacto ambiental, se han estimado los impactos ambientales de producir 1 kg de aceite de oliva virgen sin envasar siguiendo la metodología de análisis de ciclo de vida (ACV) con un enfoque «de cuna a puerta». Los resultados del ACV indican que la planta de gasificación integrada supone una reducción del 8,25 % del impacto ambiental normalizado de la producción de aceite de oliva con respecto al escenario base que representa la situación actual en la mayoría de las almazaras españolas. Todas las categorías de impacto presentan una reducción de su impacto ambiental total, con valores de mejora de hasta el 80 % (p. ej., formación de ozono fotoquímico). En términos de cambio climático, el impacto ambiental de la unidad funcional se reduce de 2,21 a 1,74 kg CO₂ eq. (–21 %) y la fase industrial de la producción de aceite de oliva se convierte en un sumidero de carbono con –0,51 kg de CO₂ eq. por kg de aceite de oliva. Como ha quedado demostrado a partir de estos resultados, el comportamiento

ambiental del enfoque tradicional para la gestión del orujo graso húmedo presenta un margen considerable de mejora, ya que las emisiones de gases de efecto invernadero podrían reducirse considerablemente mediante la sustitución casi completa de la energía fósil por fuentes energéticas renovables como la bioenergía. En consecuencia, la planta de gasificación integrada se considera una alternativa atractiva para que la mayoría de las almazaras avancen en sostenibilidad a través de la gestión y valorización de residuos. En futuros trabajos de investigación relacionados con la sostenibilidad en el sector del aceite de oliva se explorarán otros enfoques innovadores para la gestión del alperujo, como una planta de gasificación integrada con una microturbina como unidad de generación eléctrica o una planta de combustión con una unidad de ciclo Rankine orgánico (CRO).

Referencias

- [1] R. Salomone y G. Ioppolo, «Environmental impacts of olive oil production: A Life Cycle Assessment case study in the province of Messina (Sicily)», *J. Clean. Prod.*, vol. 28, págs. 88-100, 2012. DOI: [10.1016/j.jclepro.2011.10.004](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2011.10.004).
- [2] R. Salomone, G. M. Cappelletti, G. Ioppolo y G. M. Nicoletti, «Italian experiences in life cycle assessment of olive oil: A survey and critical review», *Proceedings of the 7th international conference on LCA in the Agri-Food Sector, Bari (Italy)*, 2015.
- [3] R. Salomone et al., *Life Cycle Assessment in the Olive Oil Sector*. Springer, 2015, págs. 57-121. DOI: [10.1007/978-3-319-11940-3_2](https://doi.org/10.1007/978-3-319-11940-3_2).
- [4] B. de Gennaro, B. Notarnicola, L. Roselli y G. Tassielli, «Innovative olive-growing models: An environmental and economic assessment», *J. Clean. Prod.*, vol. 28, págs. 70-80, 2012. DOI: [10.1016/j.jclepro.2011.11.004](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2011.11.004).
- [5] S. Rinaldi, M. Barbanera y E. Lascaro, «Assessment of carbon footprint and energy performance of the extra virgin olive oil chain in Umbria, Italy», *Sci. Total Environ.*, vol. 482-483, n.º 1, págs. 71-79, 2014. DOI: [10.1016/j.scitotenv.2014.02.104](https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2014.02.104).
- [6] F. Iraldo, F. Testa e I. Bartolozzi, «An application of Life Cycle Assessment (LCA) as a green marketing tool for agricultural products: the case of extra-virgin olive oil in Val di Cornia, Italy», *J. Environ. Plan. Manag.*, vol. 57, n.º 1, págs. 78-103, 2014. DOI: [10.1080/09640568.2012.735991](https://doi.org/10.1080/09640568.2012.735991).
- [7] E. Batuecas et al., «Life Cycle Assessment of waste disposal from olive oil production: Anaerobic digestion and conventional disposal on soil», *J. Environ. Manage.*, vol. 237, págs. 94-102, 2019. DOI: [10.1016/j.jenvman.2019.02.021](https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.02.021).
- [8] P. Tsarouhas, C. Achillas, D. Aidonis, D. Folinas y V. Maslis, «Life Cycle Assessment of olive oil production in Greece», *J. Clean. Prod.*, vol. 93, págs. 75-83, 2015. DOI: [10.1016/j.jclepro.2015.01.042](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2015.01.042).

-
- [9] E. Chatzisyneon, S. Foteinis, D. Mantzavinos y T. Tsoutsos, «Life cycle assessment of advanced oxidation processes for olive mill wastewater treatment», *J. Clean. Prod.*, vol. 54, págs. 229-234, 2013. DOI: [10.1016/j.jclepro.2013.05.013](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2013.05.013).
- [10] L. Fernández-Lobato, Y. López-Sánchez, G. Blejman, F. Jurado, J. Moyano-Fuentes y D. Vera, «Life Cycle Assessment of the Spanish virgin olive oil production: a case study for Andalusian region», *J. Clean. Prod.*, vol. 290, pág. 125 677, 2021. DOI: [10.1016/j.jclepro.2020.125677](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.125677).
- [11] L. Fernández-Lobato, R. García-Ruiz, F. Jurado y D. Vera, «Life cycle assessment, C footprint and carbon balance of virgin olive oils production from traditional and intensive olive groves in southern Spain», *J. Environ. Manage.*, vol. 293, pág. 112 951, 2021. DOI: [10.1016/j.jenvman.2021.112951](https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2021.112951).
- [12] A. Navarro, R. Puig, E. Martí, A. Bala y P. Fullana-i-Palmer, «Tackling the relevance of packaging in Life Cycle Assessment of virgin olive oil and the environmental consequences of regulation», *Environ. Manage.*, vol. 62, n.º 2, págs. 277-294, 2018. DOI: [10.1007/s00267-018-1021-x](https://doi.org/10.1007/s00267-018-1021-x).
- [13] M. M. Parascanu et al., «Environmental assessment of olive pomace valorization through two different thermochemical processes for energy production», *J. Clean. Prod.*, vol. 186, págs. 771-781, 2018. DOI: [10.1016/j.jclepro.2018.03.169](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.03.169).
- [14] M. M. Parascanu, M. Puig Gamero, P. Sánchez, G. Soreanu, J. L. Valverde y L. Sanchez-Silva, «Life cycle assessment of olive pomace valorisation through pyrolysis», *Renew. Energy*, vol. 122, págs. 589-601, 2018. DOI: [10.1016/j.renene.2018.02.027](https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.02.027).
- [15] M. Romero-Gámez, J. Castro-Rodríguez y E. M. Suárez-Rey, «Optimization of olive growing practices in Spain from a life cycle assessment perspective», *J. Clean. Prod.*, vol. 149, págs. 25-37, 2017. DOI: [10.1016/j.jclepro.2017.02.071](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.02.071).
- [16] D. Vera, F. Jurado, K. D. Panopoulos y P. Grammelis, «Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry», *Int. J. Energy Res.*, vol. 36, n.º 3, págs. 355-367, 2012. DOI: [10.1002/er.1802](https://doi.org/10.1002/er.1802).
- [17] D. Vera, B. de Mena, F. Jurado y G. Schories, «Study of a downdraft gasifier and gas engine fueled with olive oil industry wastes», *Appl. Therm. Eng.*, vol. 51, n.º 1, págs. 119-129, 2013. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2012.09.012](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.09.012).
- [18] D. Vera, F. Jurado, N. K. Margaritis y P. Grammelis, «Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes», *Energy Sustain. Dev.*, vol. 23, págs. 247-257, 2014. DOI: [10.1016/j.esd.2014.09.011](https://doi.org/10.1016/j.esd.2014.09.011).
-

-
- [19] B. de Mena, D. Vera, F. Jurado y M. Ortega, «Updraft gasifier and ORC system for high ash content biomass: A modelling and simulation study», *Fuel Process. Technol.*, vol. 156, págs. 394-406, 2017. DOI: [10.1016/j.fuproc.2016.09.031](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.09.031).
- [20] D. Vera, F. Jurado, J. Carpio y S. Kamel, «Biomass gasification coupled to an EFGT-ORC combined system to maximize the electrical energy generation: A case applied to the olive oil industry», *Energy*, vol. 144, págs. 41-53, 2018. DOI: [10.1016/j.energy.2017.11.152](https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.11.152).
- [21] R. Aguado, D. Vera, F. Jurado y G. Beltrán, «An integrated gasification plant for electric power generation from wet biomass: toward a sustainable production in the olive oil industry», *Biomass Conv. Bioref.*, págs. 1-20, 2022. DOI: [10.1007/s13399-021-02231-0](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02231-0).
- [22] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3.^a ed. Academic Press, 2018, ISBN: 978-0-12-812992-0. DOI: [10.1016/C2016-0-04056-1](https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-1).
- [23] G. Bartzas y K. Komnitsas, «An integrated multi-criteria analysis for assessing sustainability of agricultural production at regional level», *Inf. Process. Agric.*, vol. 7, n.º 2, págs. 223-232, 2020. DOI: [10.1016/j.inpa.2019.09.005](https://doi.org/10.1016/j.inpa.2019.09.005).
- [24] S. You et al., «A critical review on sustainable biochar system through gasification: Energy and environmental applications», *Bioresour. Technol.*, vol. 246, págs. 242-253, 2017. DOI: [10.1016/j.biortech.2017.06.177](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.06.177).
- [25] A. Zabaniotou, D. Rovas, A. Libutti y M. Monteleone, «Boosting circular economy and closing the loop in agriculture: Case study of a small-scale pyrolysis-biochar based system integrated in an olive farm in symbiosis with an olive mill», *Environ. Dev.*, vol. 14, págs. 22-36, 2015. DOI: [10.1016/j.envdev.2014.12.002](https://doi.org/10.1016/j.envdev.2014.12.002).
- [26] A. Ulusal, E. Apaydın Varol, V. J. Bruckman y B. B. Uzun, «Opportunity for sustainable biomass valorization to produce biochar for improving soil characteristics», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, págs. 1041-1051, 3 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00923-7](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00923-7).
- [27] M. Waqas et al., «Development of biomass-derived biochar for agronomic and environmental remediation applications», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00936-2](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00936-2).
- [28] J. F. Peters, D. Iribarren y J. Dufour, «Simulation and life cycle assessment of biofuel production via fast pyrolysis and hydrouprgrading», *Fuel*, vol. 139, págs. 441-456, 2015. DOI: [10.1016/j.fuel.2014.09.014](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.09.014).
- [29] A. El Hanandeh, «Energy recovery alternatives for the sustainable management of olive oil industry waste in Australia: Life cycle assessment», *J. Clean. Prod.*, vol. 91, n.º 2014, págs. 78-88, 2015. DOI: [10.1016/j.jclepro.2014.12.005](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2014.12.005).
- [30] E. A. Christoforou y P. A. Fokaides, «Life cycle assessment (LCA) of olive husk torrefaction», *Renew. Energy*, vol. 90, págs. 257-266, 2016. DOI: [10.1016/j.renene.2016.01.022](https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.01.022).
-

-
- [31] «COMMISSION RECOMMENDATION of 9 April 2013 on the use of common methods to measure and communicate the life cycle environmental performance of products and organisations», *OJEU*, vol. L 124/1, págs. 1-120, 2013.
- [32] E. M. Schau, J. A. P. Palomino, G. Michalopoulos y C. Russo, «Product Environmental Footprint Category Rules for Olive Oil. Draft for 3rd public consultation phase», inf. téc., 2016, pág. 26.
- [33] J. C. Rodríguez-Cohard y M. Parras, «The olive growing agri-industrial district of Jaén and the international olive oils cluster», *Open Geogr. J.*, vol. 4, págs. 55-72, 2011. DOI: [10.2174/1874923201104010055](https://doi.org/10.2174/1874923201104010055).
- [34] J. D. Sánchez-Martínez y A. P. Cabrera, «The olive monoculture in the south of Spain», *Eur. J. Geogr.*, vol. 6, n.º 3, págs. 16-29, 2015.
- [35] Junta de Andalucía, «Plan director del olivar», inf. téc., 2015.
- [36] A. G. Pantziaros, X. A. Trachili, A. D. Zentelis, V. Sygouni y C. A. Paraskeva, «A new olive oil production scheme with almost zero wastes», *Biomass Conv. Bioref.*, vol. 11, págs. 547-557, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00625-0](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00625-0).
- [37] M. Orive, M. Cebrián, J. Amayra, J. Zufía y C. Bald, «Integrated biorefinery process for olive pomace valorisation», *Biomass Bioenerg.*, vol. 149, pág. 106 079, 2021. DOI: [10.1016/j.biombioe.2021.106079](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2021.106079).
- [38] F. J. Gómez-de la Cruz, J. M. Palomar-Carnicero, Q. Hernández-Escobedo y F. Cruz-Peragón, «Determination of the drying rate and effective diffusivity coefficients during convective drying of two-phase olive mill waste at rotary dryers drying conditions for their application», *Renew. Energy*, vol. 153, págs. 900-910, 2020. DOI: [10.1016/j.renene.2020.02.062](https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.02.062).
- [39] D. Vera, F. Jurado, B. de Mena y J. C. Hernández, «A distributed generation hybrid system for electric energy boosting fueled with olive industry wastes», *Energies*, vol. 1, págs. 1-18, 2019. DOI: [10.3390/en12030500](https://doi.org/10.3390/en12030500).
- [40] F. Jurado Melguizo, *Generación y Transporte de Energía Eléctrica*. Koobeht International, 2005, ISBN: 84-96324-42-7.
- [41] A. S. Mujumdar, *Handbook of Industrial Drying*, 4.^a ed. CRC Press, 2014, ISBN: 9780429169762. DOI: [10.1201/b17208](https://doi.org/10.1201/b17208).
- [42] F. Castaño, F. R. Rubio y M. G. Ortega, «Modeling of a Cocurrent Rotary Dryer», *Dry. Technol.*, vol. 30, n.º 8, págs. 839-849, 2012. DOI: [10.1080/07373937.2012.668998](https://doi.org/10.1080/07373937.2012.668998).
- [43] G. Boiger, V. Buff, D. Sharman, M. Boldrini, V. Lienhard y D. Drew, «Simulation-based investigation of tar formation in after-treatment systems for biomass gasification», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00915-7](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00915-7).
-

-
- [44] R. Aguado, D. Vera, D. A. López-García, J. P. Torreglosa y F. Jurado, «Techno-economic assessment of a gasification plant for distributed cogeneration in the agrifood sector», *Appl. Sci.*, vol. 11, n.º 2, págs. 660-678, 2021. DOI: [10.3390/app11020660](https://doi.org/10.3390/app11020660).
- [45] N. Hagemann et al., «Organic coating on biochar explains its nutrient retention and stimulation of soil fertility», *Nat. Commun.*, vol. 8, n.º 1, págs. 1-11, 2017. DOI: [10.1038/s41467-017-01123-0](https://doi.org/10.1038/s41467-017-01123-0).
- [46] C. I. Kammann et al., «Plant growth improvement mediated by nitrate capture in co-composted biochar», *Sci. Rep.*, vol. 5, n.º 1, pág. 11 080, 2015. DOI: [10.1038/srep11080](https://doi.org/10.1038/srep11080).
- [47] J. Vacheron et al., «Plant growth-promoting rhizobacteria and root system functioning», *Front. Plant Sci.*, vol. 4, pág. 356, 2013. DOI: [10.3389/fpls.2013.00356](https://doi.org/10.3389/fpls.2013.00356).
- [48] S. Sri Shalini, K. Palanivelu, A. Ramachandran y V. Raghavan, «Biochar from biomass waste as a renewable carbon material for climate change mitigation in reducing greenhouse gas emissions—a review», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-020-00604-5](https://doi.org/10.1007/s13399-020-00604-5).
- [49] A. Hornung, F. Stenzel y J. Grunwald, «Biochar—just a black matter is not enough», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-021-01284-5](https://doi.org/10.1007/s13399-021-01284-5).
- [50] A. El Hanandeh y M. A. Gharaibeh, «Environmental efficiency of olive oil production by small and micro-scale farmers in northern Jordan: Life cycle assessment», *Agric. Syst.*, vol. 148, págs. 169-177, 2016. DOI: [10.1016/j.agry.2016.08.003](https://doi.org/10.1016/j.agry.2016.08.003).
- [51] M. A. Rajaeifar, A. Akram, B. Ghobadian, S. Rafiee y M. D. Heidari, «Energy-economic life cycle assessment (LCA) and greenhouse gas emissions analysis of olive oil production in Iran», *Energy*, vol. 66, págs. 139-149, 2014. DOI: [10.1016/j.energy.2013.12.059](https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.12.059).
- [52] F. Guarino et al., «Life cycle assessment of olive oil: A case study in southern Italy», *J. Environ. Manage.*, vol. 238, págs. 396-407, 2019. DOI: [10.1016/j.jenvman.2019.03.006](https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.03.006).
- [53] B. Notarnicola, R. Salomone, L. Petti, P. A. Renzulli, R. Roma y A. K. Cerutti, *Life Cycle Assessment in the Agri-food Sector*. Cambridge University Press, 2015. DOI: [10.1017/CBO9781107415324.004](https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004).
- [54] Olimerca, *Información de mercados para el sector del Aceite de Oliva y otros aceites vegetales*. dirección: <https://www.olimerca.com/precios>.
- [55] Instituto para la Diversificación y el Ahorro de Energía (IDAE), *Informe de Precios de la Biomasa para Usos Térmicos*, 2020. dirección: https://www.idae.es/sites/default/files/estudios_informes_y_estadisticas/informe_precios_biomasa_usos_termicos_2t_2020.pdf.
- [56] C. Pattara, R. Salomone y A. Cichelli, «Carbon footprint of extra virgin olive oil: a comparative and driver analysis of different production processes in Centre Italy», *J. Clean. Prod.*, vol. 127, págs. 533-547, 2016. DOI: [10.1016/j.jclepro.2016.03.152](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.03.152).
-

-
- [57] A. van Amstel, *IPCC 2006 Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories*, 2006.
- [58] M. Nardino et al., «Annual and monthly carbon balance in an intensively managed Mediterranean olive orchard», *Photosynthetica*, vol. 51, n.º 1, págs. 63-74, 2013. DOI: [10.1007/s11099-012-0079-6](https://doi.org/10.1007/s11099-012-0079-6).
- [59] O. M. Nieto, J. Castro, E. Fernández y P. Smith, «Simulation of soil organic carbon stocks in a Mediterranean olive grove under different soil-management systems using the RothC model», *Soil Use Manag.*, vol. 26, n.º 2, págs. 118-125, 2010. DOI: [10.1111/j.1475-2743.2010.00265.x](https://doi.org/10.1111/j.1475-2743.2010.00265.x).
- [60] A. Sofo et al., «Net CO₂ storage in Mediterranean olive and peach orchards», *Sci. Hortic.*, vol. 107, n.º 1, págs. 17-24, 2005. DOI: [10.1016/j.scienta.2005.06.001](https://doi.org/10.1016/j.scienta.2005.06.001).
- [61] e. B. S. Institution, «Specification for the assessment of the life cycle greenhouse gas emissions of goods and services», British Standards, London, UK, inf. téc., 2011, págs. 1-45. DOI: [10.3403/30227173U](https://doi.org/10.3403/30227173U).
- [62] C. A. Alves et al., «Gaseous and speciated particulate emissions from the open burning of wastes from tree pruning», *Atmos Res.*, vol. 226, págs. 110-121, 2019. DOI: [10.1016/j.atmosres.2019.04.014](https://doi.org/10.1016/j.atmosres.2019.04.014).
- [63] F. Figueiredo, P. Marques, E. Castanheira, L. Kulay y F. Freire, «Greenhouse gas assessment of olive oil in Portugal addressing the valorization of olive mill waste», *Symbiosis International Conference*, págs. 1-7, 2014.
- [64] P. Paraskeva y E. Diamadopoulos, «Technologies for olive mill wastewater (OMW) treatment: A review», *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, vol. 81, págs. 1475-1485, 9 2006. DOI: [10.1002/jctb.1553](https://doi.org/10.1002/jctb.1553).
- [65] C. Paredes, J. Cegarra, A. Roig, M. A. Sánchez-Monedero y M. P. Bernal, «Characterization of olive mill wastewater (*alpech'in*) and its sludge for agricultural purposes», *Bioresour. Technol.*, vol. 67, págs. 111-115, 2 1999. DOI: [10.1016/S0960-8524\(98\)00106-0](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(98)00106-0).
- [66] I. Wani, S. Ramola, A. Garg y V. Kushvaha, «Critical review of biochar applications in geoengineering infrastructure: moving beyond agricultural and environmental perspectives», *Biomass Conv. Bioref.*, 2021. DOI: [10.1007/s13399-021-01346-8](https://doi.org/10.1007/s13399-021-01346-8).
- [67] J. Matušík, T. Hnátková y V. Kočí, «Life cycle assessment of biochar-to-soil systems: A review», *J. Clean. Prod.*, vol. 259, 2020. DOI: [10.1016/j.jclepro.2020.120998](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.120998).
- [68] C. Zhang, L. Liu, M. Zhao, H. Rong e Y. Xu, «The environmental characteristics and applications of biochar», *Environ. Sci. Pollut. Res.*, vol. 25, n.º 22, págs. 21 525-21 534, 2018. DOI: [10.1007/s11356-018-2521-1](https://doi.org/10.1007/s11356-018-2521-1).
- [69] B. Kavitha, P. V. L. Reddy, B. Kim, S. S. Lee, S. K. Pandey y K.-H. Kim, «Benefits and limitations of biochar amendment in agricultural soils: A review», *J. Environ. Manage.*, vol. 227, págs. 146-154, 2018. DOI: [10.1016/j.jenvman.2018.08.082](https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2018.08.082).
-

-
- [70] European Commission - Joint Research Centre - Institute for Environment and Sustainability, *Recommendations for Life Cycle Impact Assessment in the European context - based on existing environmental impact assessment models and factors (International Reference Life Cycle Data System - ILCD handbook)*. 2011, vol. 53, págs. 1689-1699, ISBN: 9788578110796.
- [71] European Commission - Joint Research Centre - Institute for Environment and Sustainability, *Technical notes for characterisation factors of the ILCD Recommended Life Cycle Impact Assessment methods*. Publications Office of the European Union, 2012, pág. 31, ISBN: 9789279227271. DOI: [10.2788/60825](https://doi.org/10.2788/60825).
- [72] U. Desideri et al., «Design of a multipurpose "zero energy consumption" building according to European Directive 2010/31/EU: Life cycle assessment», *Energy Build.*, vol. 80, págs. 585-597, 2014. DOI: [10.1016/j.enbuild.2014.05.027](https://doi.org/10.1016/j.enbuild.2014.05.027).
- [73] S. Proietti et al., «Extra Virgin Olive oil as carbon negative product: Experimental analysis and validation of results», *J. Clean. Prod.*, vol. 166, págs. 550-562, 2017. DOI: [10.1016/j.jclepro.2017.07.230](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.07.230).
- [74] Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, *Encuesta sobre Superficies y Rendimientos de Cultivos*, 2021. dirección: https://www.mapa.gob.es/es/estadistica/temas/estadisticas-agrarias/boletin2021_tcm30-623734.pdf.
- [75] Instituto Nacional de Estadística, *Inebase*, 2010. dirección: <https://www.ine.es/jaxi/Datos.htm?path=/t25/p500/2008/p10/l0/%5C&file=10020.px>.
- [76] *CO₂ emissions (metric tons per capita) | Data*, 2018. dirección: <https://data.worldbank.org/indicator/EN.ATM.CO2E.PC>.
- [77] S. Ben Abdallah, S. Elfkih, E. M. Suárez-Rey, C. Parra-López y M. Romero-Gámez, «Evaluation of the environmental sustainability in the olive growing systems in Tunisia», *J. Clean. Prod.*, vol. 282, pág. 124 526, 2021. DOI: [10.1016/j.jclepro.2020.124526](https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.124526).
-

A Apéndice

TABLA A.1: Fuentes de datos en los inventarios de ciclo de vida.

Fase agraria		Fase industrial	
Actividad / Producto	Fuente de datos	Actividad / Producto	Fuente de datos
Cosecha		Extracción de aceite	
Mezcla de gasolina de dos tiempos (kg)	Encuesta	Aceitunas (kg)	Encuesta
Transporte, tractor y remolque (tkm)	Encuesta	Electricidad, baja tensión (kWh)	Encuesta
Polietileno lineal de baja densidad (kg)	Encuesta	Agua (m ³)	Encuesta
Corta		Hueso de aceituna (kg)	Encuesta
Mezcla de gasolina de dos tiempos (kg)	Encuesta	Transporte, tractor y remolque (tkm)	Encuesta
Aceite lubricante (kg)	Encuesta	Mezcla de gasolina de dos tiempos (kg)	Encuesta
Riego		Aceite lubricante (kg)	Encuesta
Electricidad, baja tensión (kWh)	Encuesta	Jabón (kg)	Encuesta
Agua (m ³)	Encuesta	Perborato de sodio, polvo (kg)	Encuesta
Polietileno lineal de baja densidad (kg)	Encuesta	Área de almazara dedicada con una vida útil esperada de 50 años (m ²)	Encuesta
Polietileno, alta densidad (kg)	Encuesta	Orujo tratado (kg)	Encuesta
Cloruro de polivinilo (kg)	Encuesta	Extracción de aceite de orujo de oliva crudo	
Fitosanitarios y herbicidas		Orujillo (kg)	Modelo de Aspen Plus
Aplicación de fitosanitarios (ha)	Encuesta / RCHAP	Electricidad, baja tensión (kWh)	RCHAP
Agua (m ³)	Encuesta / RCHAP	Agua (kg)	RCHAP
Insecticida (kg)	Encuesta	Transporte, camión de carga (tkm)	RCHAP
Fungicida (kg)	Encuesta	Hexano (kg)	RCHAP
Herbicida (kg)	Encuesta	Parte dedicada de la extractora (u)	RCHAP
Polipropileno (kg)		Generación de subproductos	
Polietileno (kg)	Encuesta	Huesos de aceituna (kg)	Encuesta
Transporte, camión 7,5–16 t (tkm)	Encuesta	Orujillo (kg)	Modelo de Aspen Plus
Transporte, tractor y remolque (tkm)	Encuesta	Aceite de orujo de oliva crudo (kg)	Encuesta / RCHAP
Gestión del suelo		Generación de residuos	
Siembra, con grada (ha)	Encuesta	Agua evaporada del orujo (kg)	Vera et al. [39]
Labranza (ha)	Encuesta	Aguas residuales de la limpieza (kg)	Encuesta
Arado (ha)	Encuesta		
Siega, por segadora rotativa (ha)	Encuesta		
Transporte, camión 7,5–16 t (tkm)	RCHAP		
Ocupación, cultivo permanente (ha)	RCHAP		
Poda			
Transporte, tractor y remolque (tkm)	Encuesta		
Maquinaria agrícola (kg)	RCHAP		
Fertilizantes			
Fertilización por difusión (ha)	Encuesta		
Nitrógeno fertilizante (kg)	Encuesta		
Potasio fertilizante (kg)	Encuesta		
Fosfato fertilizante (kg)	Encuesta		
Bórax (kg)	Encuesta		

TABLA A.2: ICV de la fase agraria para los tipos de cultivos arbóreos tradicionales en España.

Tipo	Alta pendiente		Extensivo		Tradicional
Subtipo	Secano	Regadío	Secano	Regadío	Mixto
Representatividad	19,5 %	3,8 %	31,0 %	16,5 %	70,8 %
Producción de aceitunas (kg aceitunas/ha)	2677	6000	2786	5858	3644
Actividad / Producto	Cantidad (unidades por ha)				
Cosecha					
Mezcla de gasolina de dos tiempos (kg)	36,5	28,7	14,3	13	20,9
Transporte, tractor y remolque (tkm)	14,7	40,3	16,1	43,5	23,4
Polietileno lineal de baja densidad (kg)	1,5	0,5	2,4	1,7	1,9
Corta					
Mezcla de gasolina de dos tiempos (kg)	9,3	3,4	1,9	3,2	4,3
Aceite lubricante (kg)	3,5	5,1	1,9	0,9	2,3
Riego	-	1	-	1	0,3
Electricidad, baja tensión (kwh)	-	450,8	-	1670,8	413,6
Agua (m³)	-	569,5	-	1215,0	313,7
Polietileno lineal de baja densidad (kg)	-	4,2	-	4,1	1,2
Polietileno, alta densidad (kg)	-	1,9	1,9	0,5	
Cloruro de polivinilo (kg)	-	3,1	-	3	0,9
Fitosanitarios y herbicidas					
Aplicación de fitosanitarios (ha)	1	1,7	2,4	2,2	1,9
Agua (m³)	0,6	1,7	2	2,4	1,7
Insecticida (kg)	17,1	0,1	1,1	2	5,6
Fungicida (kg)	6,2	5,2	3,8	7,4	5,4
Herbicida (kg)	0,6	0,8	1,2	27	7
Polopropileno (kg)	0,2	0,2	0,1	0,3	0,2
Polietileno (kg)	7,5	8,7	5,7	12,1	7,9
Transporte, camión 7,5–16 t (tkm)	6,5	7,6	5	10,5	6,8
Transporte, tractor y remolque (tkm)	0	0,7	0,2	0,6	0,3
Gestión del suelo					
Siembra, por grada de dientes de primavera (ha)	-	-	0,2	1	0,3
Labranza, cultivador rotativo (ha)	1	1	0,2	0,3	0,5
Siega, por segadora rotativa (ha)	-	-	-	1	0,2
Transporte, camión 7,5–16 t (tkm)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Ocupación, cultivo permanente (ha)	1	1	1	1	1
Poda					
Transporte, tractor y remolque (tkm)	388,3	269,8	105,5	265,4	229,5
Maquinaria agrícola (kg)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Fertilizantes					
Fertilización por difusión (ha)	1	0,8	1,6	0,2	1,1
Nitrógeno fertilizante (kg)	28,6	-	15,5	56,7	27,9
Potasio fertilizante (kg)	22	0,2	9,6	49,6	21,8
Fosfato fertilizante (kg)	17,9	-	7,1	33,4	15,8
Bórax (kg)	0,1	-	0	0	0
Sulfato de amonio (kg)	115,7	33,5	30,8	-	47,2
Nitrato de potasio (kg)	-	18,8	6,1	0,9	3,9
Urea (kg)	0,1	10,7	14,2	9,4	9
Fosfato de amonio (kg)	-	7,8	3	0,4	1,8
Polipropileno (kg)	0,5	0,1	0,2	0,5	0,3
Polietileno, alta densidad (kg)	18,8	4	6,2	20,8	12,9
Transporte, camión 7,5–16 t (tkm)	163,1	35	53,8	180,6	112,5
Transporte, tractor y remolque (tkm)	0,1	0,1	0,2	0,6	0,2

TABLA A.3: ICV de la fase industrial para el sistema de extracción en dos fases en España.

Actividad / Producto	Valor
Extracción de aceite de oliva	
Aceitunas (kg)	4820
Electricidad, baja tensión (kWh)	156
Gas (kg)	-
Agua (m ³)	2,02
Huesos de aceituna (kg)	61,18
Transporte, tractor y remolque (tkm)	19,57
Mezcla de gasolina de dos tiempos (kg)	0,01
Aceite lubricante (kg)	0,07
Jabón (kg)	0,36
Perborato de sodio, polvo (kg)	0,12
Área dedicada con una vida útil esperada de 50 años (m ²)	0,03
Orojo tratado (kg)	4065
Orejillo transportado a central térmica (kg)	870
Generación de subproductos	
Huesos de aceituna (kg)	347
Electricidad generada en central térmica (kWh)	675
Aceite de orujo de oliva crudo (kg)	156
Generación de residuos	
Agua evaporada del alperujo (kg)	2679
Aguas residuales (kg)	1818

TABLA A.4: ICV del Escenario B (unidades por tonelada métrica de aceite de oliva virgen).

Entradas	
Orujo graso seco peletizado para gasificación (kg)	1069
Orujo graso seco para combustión (kg)	315
Salidas	
Electricidad renovable, baja tensión (kWh)	820
Calor en el agua de refrigeración del motor (MJ)	2,341
Biocarbón (kg)	175
Venta de excedente de huesos de aceituna (kg)	61
Emissions	
CO ₂ biogénico del proceso de gasificación (kg)	1358
CO ₂ biogénico del proceso de combustión (kg)	398
Vapor de agua (kg)	77,75
Oxígeno (kg)	80,27
Monóxido de carbono (kg)	6,37
Carbono (kg)	1,92
Metano (kg)	1,21
Óxidos de nitrógeno (kg)	0,56
Otros hidrocarburos (kg)	0,47
Hidrógeno (kg)	0,41

BIOMASS GASIFICATION AS A KEY TECHNOLOGY TO REDUCE THE ENVIRONMENTAL IMPACT OF VIRGIN OLIVE OIL PRODUCTION: A LIFE CYCLE ASSESSMENT APPROACH

Motivated by the growing challenges of the olive sector towards environmental sustainability, this chapter proposes an integrated gasification plant fueled with olive pomace for combined heat and power (CHP) generation and biochar production, which can be installed directly at oil mills. An alternative scenario for olive oil production incorporating the gasification technology was compared to a baseline scenario based on traditional olive oil production. The environmental impacts per kilogram of unpacked virgin olive oil production were estimated for both scenarios by following the life cycle assessment (LCA) methodology under a «cradle-to-gate» approach. The results revealed that the integrated gasification plant is able to manage all the olive pomace from the oil extraction process onsite, avoiding transportation to olive pomace oil extraction plants. The proposed gasification plant generates about 0.88 kWh of renewable electricity per kilogram of olive oil and provides enough heat to abandon the current practice of burning a significant part of the olive pit production. Accordingly, the alternative scenario contributes to a 8.25% reduction in the normalized environmental impact of olive oil production. In terms of climate change, the environmental impact of the functional unit is reduced from 2.21 to 1.74 kg CO₂ eq. (–21%) and the industrial phase becomes a major carbon sink with –0.51 kg of CO₂ eq. per kilogram of olive oil. In this regard, the integrated gasification plant is perceived as an attractive option for most olive oil mills to make progress in sustainability through waste management and recovery.

This chapter corresponds to the research article shown below, which has been published in the journal of Biomass & Bioenergy (Elsevier) under a subscription license.



L. Fernández-Lobato, **R. Aguado**, F. Jurado, D. Vera

«Biomass gasification as a key technology to reduce the environmental impact of virgin olive oil production: A Life Cycle Assessment approach»

Biomass & Bioenergy, vol. 165, p. 106585, 2022

DOI: [10.1016/j.biombioe.2022.106585](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106585)

When referencing the content within this chapter, it is preferable to cite the individual research article provided herein, rather than the Doctoral Thesis as a whole, for more specific and direct access to the original research.

DISCUSIÓN INTEGRADA DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS

En este último capítulo de la Tesis Doctoral, se presenta una discusión general de los resultados, seguida de las principales conclusiones extraídas de este trabajo de investigación. Además, se indican algunas recomendaciones para futuras iniciativas de investigación a fin de guiar los avances en este campo.

9.1 Discusión integrada de resultados

Esta sección presenta un resumen general de los principales resultados alcanzados durante el transcurso de la presente Tesis Doctoral, acompañada de una discusión cohesiva e integrada.

Como se ha puesto de manifiesto en los capítulos anteriores, esta Tesis Doctoral ha abordado la cogeneración y/o producción de hidrógeno mediante gasificación de biomasa agroindustrial desde un punto de vista multidisciplinar y multidimensional. La Tabla 9.1 proporciona una visión general de los diferentes enfoques de investigación y los principales equipos incluidos en cada capítulo de resultados de investigación. Estos capítulos cubren varios aspectos, entre los que se incluyen evaluación experimental, balances de energía y masa, evaluación tecnoeconómica, modelado de inteligencia artificial, modelado y simulación de estado estacionario, modelado de cinética de secado, optimización energética y análisis de ciclo de vida. Se ha modelado una gran variedad de equipos termoquímicos, electroquímicos y electromecánicos, como gasificadores *downdraft*, unidades de acondicionamiento del gas pobre, grupos motogeneradores, (micro)turbinas de gas, secaderos de tambor rotativo, ciclos Rankine orgánicos y electrolizadores alcalinos de agua. Aunque las plantas de gasificación de biomasa

evaluadas en cada uno de estos capítulos utilizan predominantemente orujo seco como materia prima, también se han considerado opciones alternativas como astillas o pélets de madera. En la mayoría de los casos, el enfoque central ha estado en la generación combinada de calor y electricidad para autoconsumo, aunque el potencial de la gasificación de biomasa para la producción de hidrógeno renovable también se ha explorado en el [Capítulo 5](#) y el [Capítulo 7](#). Cabe mencionar que el biocarbón se produce constantemente como subproducto del proceso de gasificación en todos los casos. Como ya se ha indicado en el [Capítulo 4](#), el biocarbón posee propiedades fisicoquímicas muy ventajosas que lo hacen prometedor para su uso como enmienda del suelo en la agricultura. A continuación se exponen brevemente los principales logros de cada capítulo de resultados de investigación de esta Tesis Doctoral.

TABLA 9.1: Resumen general de los diferentes enfoques de investigación y equipamiento principal en cada capítulo de resultados de investigación.

Capítulo	Publicaciones	Enfoque de investigación	Equipamiento principal
Capítulo 4	[A1], [A5]	Evaluación experimental	Gasificador <i>downdraft</i>
		Balances de materia y energía	Acondicionamiento de gas pobre
		Evaluación tecnoeconómica	Grupo motogenerador
Capítulo 5	[A3]	Recopilación de datos experimentales	Gasificador <i>downdraft</i>
		Modelado con inteligencia artificial	Acondicionamiento de gas pobre
Capítulo 6	[A2]	Modelado y simulación de estado estacionario	Pelletizadora
		Modelado de cinética de secado	Gasificador <i>downdraft</i>
		Optimización energética	Acondicionamiento de gas pobre
		Evaluación tecnoeconómica	Microturbina
			Secadero de tambor rotativo
Capítulo 7	[A7]		Gasificador <i>downdraft</i>
		Modelado y simulación de estado estacionario	Acondicionamiento de gas pobre
		Optimización energética	Turbina de gas
			Ciclo Rankine orgánico (CRO)
			Electrolizador alcalino de agua
Capítulo 8	[A4]		Pelletizadora
		Modelado y simulación de estado estacionario	Gasificador <i>downdraft</i>
		Análisis de ciclo de vida	Acondicionamiento de gas pobre
			Grupo motogenerador
			Horno
			Secadero de tambor rotativo

En el [Capítulo 4](#), se ha evaluado una planta de gasificación a escala piloto alimentada con orujillo pelletizado para la producción combinada de calor, electricidad y biocarbón en la industria oleícola. Como se indica en la Tabla 9.1, la planta de gasificación experimental consta de un gasificador *downdraft* con aire como agente gasificante, una unidad de acondicionamiento del gas pobre y un grupo motogenerador. La evaluación experimental de esta instalación ha

demostrado un funcionamiento estable y rendimientos de conversión satisfactorios. De hecho, el gas pobre alcanzó rápidamente una composición volumétrica (12,0–15,3 % CO, 17,7–18,1 % H₂, 2,3–3,2 % CH₄, 0,1–0,2 % C_nH_m, 12,0–13,9 % CO₂, ~0,1 % O₂ y ~52,5 % N₂ en base seca) y poder calorífico (PCI = 4,5–5,0 MJ/Nm³, base seca) prácticamente constantes en menos de una hora desde el arranque del gasificador, mientras que el grupo motogenerador pudo adaptarse a cargas variables y seguir proporcionando una potencia eléctrica estable. Sin embargo, el consumo específico de materia prima aumentaba cuando la planta de gasificación funcionaba a carga parcial, con valores entre 1,3–3,8 kg de biomasa (tal como se recibe) por kWh de producción eléctrica bruta. La potencia máxima del grupo motogenerador se estableció en 10,8 kW_e, la cual se encuentra dentro del intervalo de tolerancia del 10 % sobre el valor nominal, debido a que un aumento de carga más allá de este valor durante un periodo prolongado podría dañar el generador eléctrico. El calor de alta temperatura disponible en los gases de escape se estimó en alrededor de 9 kW_t, mientras que el calor de baja temperatura disponible en el circuito de refrigeración ascendió a aproximadamente 11 kW_t. En condiciones nominales de operación, los rendimientos eléctricos bruto y neto de la planta de gasificación fueron del 15–17 % y 12–13 %, respectivamente. Así, el consumo eléctrico parásito ascendió al 20 % de la producción eléctrica bruta. La planta de gasificación alcanzó un rendimiento medio de conversión de carbono de la materia prima de biomasa en gas pobre superior al 80 % y un rendimiento medio de gas frío cercano al 70 %. La producción media de residuo sólido carbonoso secado al aire en el gasificador *downdraft* fue de alrededor del 12–15 % en peso de la materia prima de entrada (tal como se recibe). Por último, la evaluación de la viabilidad económica de una instalación a mayor escala ha arrojado un periodo de recuperación comprendido entre 5 y 9 años.

El Capítulo 5 ha introducido un modelo de inteligencia artificial para predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de un gasificador *downdraft* alimentado con orujillo peletizado. Durante una extensa campaña experimental utilizando la planta de gasificación a escala piloto antes mencionada, pero excluyendo el grupo motogenerador, la composición volumétrica del gas pobre se midió y registró continuamente con un analizador de gases portátil a un intervalo de tiempo constante de 10 segundos. El conjunto de datos resultante contiene un total de 26 839 muestras con 8 variables cada una y comprende 75 horas de operación de la planta en total. El PCI medio del gas pobre fue de 4,62 MJ/Nm³, mientras que el PCI máximo alcanzó los 5,52 MJ/Nm³. Las entradas del modelo fueron las concentraciones de los principales constituyentes gaseosos restantes en el gas pobre, que se determinaron mediante el uso de sensores infrarrojos no dispersivos (NDIR) y detectores de captura de electrones (ECD), a saber, CO, CO₂, CH₄, C_nH_m y O₂. Cabe mencionar que el hidrógeno fue, durante la mayor parte del tiempo, el principal gas combustible en la composición volumétrica del gas pobre, con una relación molar H₂/CO promedio ligeramente por encima de 1,35 y la mayoría de las muestras (~85 %) con una relación H₂/CO comprendida entre 0,8 y 1,8. Tan solo durante la fase de puesta en marcha de la planta de gasificación, la concentración volumétrica de monóxido de

carbono fue notablemente superior a la de hidrógeno. Para garantizar una medición precisa de la concentración de hidrógeno en el gas pobre y asegurar la fiabilidad de las mediciones en caso de mal funcionamiento, se desarrolló un modelo híbrido inteligente. El modelo híbrido que proporcionó un mejor resultado consta de seis submodelos internos locales que combinan redes neuronales artificiales (ANN) y máquinas de vectores de soporte (SVM) para regresión. El modelo desarrollado logró un error de predicción absoluto medio de tan solo un 0,134 % en volumen, lo que demuestra su elevada precisión en la estimación de la concentración de hidrógeno y su capacidad de proporcionar valores fiables incluso en caso de mal funcionamiento del sensor.

En el [Capítulo 6](#) se ha propuesto una planta de gasificación integrada para la producción simultánea de electricidad y secado de alperujo. Como se indica en la [Tabla 9.1](#), la planta propuesta consta de una peletizadora, un gasificador *downdraft* con aire como agente gasificante, una unidad de acondicionamiento del gas pobre, una microturbina y un secadero de tambor rotativo. La planta, que se puede instalar directamente en las almazaras, puede alcanzar un rendimiento eléctrico óptimo del 18,8 %. El consumo eléctrico de la peletizadora y equipos auxiliares supone un 10–20 % de la generación eléctrica neta de la microturbina. Sin embargo, dado que la planta utiliza un secadero de tambor rotativo de flujo paralelo que se alimenta con los gases de escape calientes que salen de la microturbina a temperaturas de alrededor de 300 °C, se puede alcanzar un rendimiento global del 51,0 %. El rendimiento térmico de secado del secadero de tambor rotativo es del 58,8 %, calculado como la relación entre el calor utilizado para la evaporación de la humedad y el aporte total de calor para el secado. El alperujo contiene una humedad inicial del 65 % en base húmeda (1,857 kg agua/kg sólido seco), mientras que el gas de escape de secado descargado de la microturbina presenta una humedad absoluta de 0,019 kg agua/kg gas seco. Tras el proceso de secado, el contenido de humedad del alperujo se reduce hasta el 12,5 % en base húmeda (0,143 kg agua/kg sólido seco), y la humedad absoluta de los gases de escape del secado a la salida del secadero es de 0,096 kg agua/kg gas seco, correspondiente a una humedad relativa del 12,3 % aproximadamente. El requerimiento térmico del secadero es de aproximadamente 3,8 MJ/kg de agua evaporada. La inversión en la planta de gasificación integrada arroja un periodo de recuperación razonable comprendido entre 6–9 años, al mismo tiempo que produce un beneficio actual neto (VAN) superior a 500 000 € a lo largo de la vida útil operativa de la planta.

El [Capítulo 7](#) ha presentado una innovadora planta híbrida para la producción continua descentralizada de hidrógeno renovable a partir de biomasa leñosa, integrando electrólisis alcalina de agua y gasificación de biomasa. Como se muestra en la [Tabla 9.1](#), la planta híbrida consta de un gasificador *downdraft* con aire enriquecido en oxígeno como agente gasificante, una unidad de acondicionamiento del gas pobre, un ciclo combinado con una turbina de gas recuperativa como unidad superior y un ciclo Rankine orgánico subcrítico regenerativo como unidad inferior, y un electrolizador alcalino de agua. Como materia prima de entrada al

gasificador *downdraft* se han considerado pélets de biomasa leñosa genéricos con la siguiente composición: 51,3 % C, 6,3 % H, 42,0 % O, 0,1 % N y 0,3 % cenizas. En condiciones de funcionamiento con un dosado relativo aire-combustible (λ) de 0,32 y una concentración de oxígeno en el aire enriquecido en oxígeno del 33 %, la producción de gas pobre mejorado es de 1,78 Nm³/kg, con la siguiente composición molar (% base seca) una vez acondicionado: 29,1 % CO, 17,6 % H₂, 5,2 % CH₄, 13,7 % CO₂, 34,0 % N₂ y 0,4 % Ar. En consecuencia, el poder calorífico inferior (PCI) del gas pobre mejorado es 7,45 MJ/Nm³, y el rendimiento de gas frío (η_{cg}) es igual al 74,4 %. El gas pobre mejorado luego se alimenta a una turbina de gas recuperativa. Como la temperatura límite del material de la turbomaquinaria es de unos 1000 °C, la temperatura de entrada de la turbina se ha ajustado finalmente a 950 °C fijando el valor del dosado relativo aire-combustible (λ) en 7,77, que se corresponde con un dosado relativo combustible-aire (ϕ) de 0,1287. La relación de presión en la turbina de gas se ha ajustado a 3,5, que proporciona las condiciones óptimas a esa temperatura de entrada de la turbina, obteniéndose un rendimiento eléctrico neto del 30,9 %. El calor residual de baja temperatura disponible en los gases de escape descargados de la turbina de gas se recupera a través de una unidad inferior con ciclo Rankine orgánico (CRO) subcrítico para aumentar la generación de electricidad. Entre los fluidos de trabajo considerados, el ciclopentano proporciona el mejor rendimiento global, con un rendimiento eléctrico neto óptimo del 13,2 %. Por consiguiente, el rendimiento eléctrico neto del ciclo combinado es del 39,4 %, basado en el PCI del gas pobre acondicionado. Por otro lado, la generación neta de electricidad en corriente alterna en la GICC representa el 29,3 % del flujo de energía de entrada. Tras detraer las pérdidas de conversión de potencia en el rectificador, la potencia consumida por los equipos del balance de planta (BOP) y la potencia consumida por el compresor de hidrógeno de la potencia en CA generada en la GICC, la potencia en CC neta que se suministra al electrolizador alcalino de agua supone el 26,9 % del flujo de energía de entrada. Las pérdidas de calor, pérdidas faradaicas, corrientes de derivación y sobrepotenciales que se producen en el electrolizador alcalino de agua hacen que su rendimiento sea del 65,4 % y, por tanto, el hidrógeno obtenido como producto final finalmente contiene alrededor del 17,6 % del flujo de energía de entrada. En consecuencia, si se dimensiona para un consumo de biomasa de 1 t/h, la planta propuesta es capaz de proporcionar unos 26 kg/h de hidrógeno comprimido a 200 bar.

Finalmente, en el [Capítulo 8](#), se han evaluado los impactos ambientales de un modelo alternativo de gestión del alperujo en almazaras mediante la metodología de análisis de ciclo de vida (ACV) con un alcance «de cuna a puerta». El modelo alternativo propuesto implica la instalación de una planta de gasificación integrada, que, como se describe en la [Tabla 9.1](#), consta de una peletizadora, un gasificador *downdraft* con aire como agente gasificante, una unidad de acondicionamiento del gas pobre, un grupo motogenerador y un secadero de tambor rotativo. El rendimiento eléctrico y el rendimiento de cogeneración (CHP) de la planta de gasificación integrada se han estimado en un 13,5 % y 32 %, respectivamente. Además, se ha supuesto un

rendimiento térmico de secado del 65 % y el rendimiento térmico del horno se ha fijado en el 80 %. La planta de gasificación genera 0,88 kWh de electricidad renovable por cada kg de aceite de oliva, a la vez que proporciona calor suficiente para prescindir de la quema de huesos de aceituna durante el proceso de extracción del aceite de oliva virgen. Además, el gasificador produce biocarbón, que es un subproducto con gran potencial para aplicaciones agrícolas y muy beneficioso como enmienda del suelo. La producción de biocarbón se ha estimado en aproximadamente un 15 % en peso de la materia prima de entrada al gasificador. Los impactos ambientales normalizados de cada categoría de impacto en el modelo de gestión alternativo se han evaluado y comparado con los impactos ambientales de un escenario de referencia basado en la producción tradicional de aceite de oliva. Los resultados del análisis de ciclo de vida han revelado que el escenario alternativo que incorpora la tecnología de gasificación supone una reducción del 8,25 % del impacto ambiental normalizado de la producción de aceite de oliva con respecto al escenario de referencia. Todas las categorías de impacto han mostrado una reducción en su impacto ambiental total, con algunas mejoras que llegan hasta el 80 % en algunas categorías, como la formación de ozono fotoquímico. En cuanto al cambio climático, el impacto ambiental de producir un kg de aceite de oliva virgen se reduce de 2,21 a 1,74 kg CO₂ eq. (es decir, una reducción del 21 %), y la fase industrial se convierte en un gran sumidero de carbono, con un ahorro de emisiones de 0,51 kg de CO₂ eq. por kg de aceite de oliva.

9.2 Conclusiones generales

De la anterior discusión integrada de los resultados, se pueden extraer las siguientes conclusiones generales.

El [Capítulo 4](#) ha demostrado con éxito la viabilidad técnica de gasificar orujillo peletizado para la producción combinada de electricidad, calor y biocarbón a escala descentralizada en la industria oleícola. Para tal fin, se ha llevado a cabo una extensa evaluación experimental de una planta de gasificación a escala piloto, que consta de un gasificador *downdraft* con aire como agente gasificante, una unidad de acondicionamiento del gas pobre y un motor de cuatro tiempos de encendido provocado acoplado a un generador eléctrico. La planta de gasificación, que destaca como la instalación a escala piloto de su tipo pionera en la utilización de orujillo como materia prima, ha sido objeto de una extensa evaluación experimental en condiciones de operación a carga nominal y parcial. Esta evaluación se ha complementado con un análisis fisicoquímico detallado del material sólido carbonoso que se produce y descarga continuamente del gasificador. También se han proporcionado datos de operación dinámica de la planta, cuya disponibilidad en la literatura científica existente era bastante escasa. Las mediciones en tiempo real de diversos parámetros de funcionamiento han confirmado una operación excepcionalmente fiable de la planta de gasificación. De hecho, los parámetros de funcionamiento medidos, incluyendo la composición y el poder calorífico del gas pobre, así

como la producción combinada de electricidad y calor, han cumplido sistemáticamente con los requisitos deseados. Además, el análisis fisicoquímico del biocarbón descargado del gasificador ha revelado propiedades ventajosas para uso agronómico. En consecuencia, la gasificación del orujillo para la producción simultánea de electricidad renovable, calor y biocarbón se considera una oportunidad prometedora para fomentar los principios de la economía circular en la industria oleícola.

El Capítulo 5 se ha centrado en el desarrollo de un modelo híbrido inteligente para predecir la concentración de hidrógeno en el gas pobre procedente de la gasificación de biomasa. Este modelo se ha desarrollado a partir de los datos recopilados de una planta de gasificación experimental equipada con un gasificador *downdraft* alimentado con orujillo peletizado y una unidad de acondicionamiento del gas pobre. El objetivo principal del modelo es detectar fallos en la medición de la concentración de hidrógeno en el gas pobre utilizando un sensor TCD dedicado y, al mismo tiempo, proporcionar valores fiables en caso de mal funcionamiento de este sensor. En este sentido, el modelo híbrido que ha proporcionado mejor rendimiento consta de seis submodelos internos locales que combinan redes neuronales artificiales (ANN) y máquinas de vectores de soporte (SVM) para regresión. Se han obtenido resultados muy satisfactorios con este modelo, proporcionando errores medios de predicción muy bajos. En consecuencia, el modelo desarrollado se puede utilizar de manera efectiva para la detección de fallos en la medición de la concentración de hidrógeno en el gas pobre con un sensor TCD real y aun así proporcionar valores fiables en caso de mal funcionamiento, o también como sensor virtual para apoyar o incluso evitar la necesidad de dicho sensor en la instalación experimental.

El Capítulo 6 ha propuesto, modelado y optimizado una planta de gasificación integrada como enfoque alternativo para abordar la gestión del alperujo, un lodo espeso con un contenido de humedad relativamente alto, que constituye, con diferencia, el subproducto más abundante en la industria oleícola española. Este residuo se produce en grandes cantidades y su gestión actualmente representa un importante desembolso para las almazaras españolas, ya que debe transportarse continuamente a las plantas extractoras de aceite de orujo para evitar interrupciones en la producción. La planta de gasificación integrada, que puede instalarse directamente en las almazaras, consta de peletizadora, gasificador *downdraft* autotérmico alimentado con orujo graso seco peletizado, unidad de acondicionamiento del gas pobre, microturbina y secadero de tambor rotativo. Los resultados de las simulaciones arrojaron parámetros de operación de la planta muy satisfactorios, considerando que se utiliza como materia prima para la generación de electricidad renovable un subproducto húmedo de la producción del aceite de oliva que se produce de manera abundante en las propias instalaciones y apenas posee valor económico. Además, la evaluación de la viabilidad económica de la planta de gasificación integrada utilizando métodos estándar de valoración financiera de inversiones ha revelado un periodo de recuperación y un beneficio actual neto razonables. Por lo tanto, la planta propuesta se considera una opción interesante y potencialmente factible para que la

mayoría de las almazaras puedan autoabastecerse de electricidad a través de la gestión y recuperación de sus residuos. El modelo desarrollado podría utilizarse para realizar evaluaciones económicas y de seguridad más completas con vistas a una posible planta a escala comercial.

El [Capítulo 7](#) tiene la intención de servir como prueba de concepto para la producción continua descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza a partir de biomasa a través de la hibridación de la gasificación integrada en ciclo combinado (GICC) y la electrólisis alcalina del agua (EAA). La GICC consta de un gasificador *downdraft*, una turbina de gas recuperativa como unidad superior y un ciclo Rankine orgánico subcrítico regenerativo como unidad inferior. Esta configuración permite un rendimiento combinado de generación eléctrica de aproximadamente un 30 % basado en el poder calorífico inferior (PCI) de la materia prima. Por otro lado, el rendimiento del electrolizador alcalino, incluyendo el consumo de electricidad de los equipos auxiliares y la compresión de hidrógeno a 200 bar, es de poco más del 60 % (basado en el PCI del hidrógeno). En consecuencia, el rendimiento de producción de hidrógeno del sistema híbrido GICC-EAA está ligeramente por debajo del 18 %. Aunque este rendimiento global pueda parecer bastante modesto, se trata de un valor razonable, ya que se utiliza una materia prima sólida con un poder calorífico relativamente bajo para impulsar todo el sistema. El sistema híbrido GICC-EAA presenta varias ventajas importantes para la producción descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza, como la modularidad, escalabilidad y alto nivel de madurez tecnológica de los equipos (todas las unidades están en TRL 9 y comercialmente disponibles), así como el alto factor de capacidad de la GICC, que permite el funcionamiento del electrolizador a plena carga con una vida útil prolongada, maximizando así la producción de hidrógeno durante toda la vida útil del electrolizador debido a su elevado factor de utilización. Además, dado que el oxígeno producido durante la electrólisis alcalina del agua suele liberarse a la atmósfera como un subproducto sin valor, la hibridación de esta tecnología con la gasificación de biomasa constituye una alternativa muy prometedora para mejorar considerablemente el rendimiento del sistema combinado. Si bien el enfoque de producción de hidrógeno explorado en este capítulo no permite operar el gasificador *downdraft* con oxígeno puro debido a las limitaciones en el caudal de oxígeno obtenido como subproducto en el electrolizador alcalino, la utilización de aire enriquecido en oxígeno supone una importante oportunidad para mejorar eficazmente el rendimiento global del sistema híbrido GICC-EAA para la producción descentralizada de hidrógeno verde de alta pureza.

Finalmente, en el [Capítulo 8](#), se ha introducido y evaluado ambientalmente un enfoque pionero para la cadena de suministro del aceite de oliva que incorpora una planta de gasificación integrada utilizando la metodología de análisis de ciclo de vida (ACV) con un alcance «de cuna a puerta». La planta propuesta consta de una peletizadora, un gasificador *downdraft*, una unidad de acondicionamiento del gas pobre, un grupo motogenerador, un secadero de tambor rotativo y un horno. La planta se ha diseñado para la producción combinada de calor, electricidad y biocarbón a partir del alperujo que se produce a ritmos desbocados en las

almazaras. El alperujo se gestiona íntegramente en instalaciones muy próximas, por lo que no es necesario transportarlo a plantas extractoras de aceite de orujo. La planta de gasificación no solo genera electricidad renovable con un rendimiento estimado del 13,5 %, sino que también proporciona suficiente calor como para prescindir de la necesidad de quemar huesos de aceituna durante el proceso de extracción del aceite de oliva. Además, el gasificador produce biocarbón, un subproducto valioso con posibles aplicaciones agrícolas, debido a sus ventajosas propiedades como enmienda al suelo. La implantación de la tecnología de gasificación en la industria oleícola disminuye significativamente el impacto ambiental normalizado asociado a la producción del aceite de oliva, con una reducción del 8,25 % respecto al escenario de referencia de la producción tradicional del aceite de oliva. En concreto, el impacto de la producción de aceite de oliva virgen sobre el cambio climático se reduce un 21 %. Además, tras incorporar la planta de gasificación integrada, la fase industrial de la producción del aceite de oliva actúa como sumidero de carbono, lo que contribuye a un ahorro de emisiones. Estos resultados indican claramente que el enfoque tradicional para la gestión del alperujo posee un potencial significativo de mejora en términos de impacto ambiental. Al reemplazar los combustibles fósiles por fuentes energéticas renovables como la bioenergía, pueden reducirse en gran medida las emisiones de gases de efecto invernadero. En consecuencia, la planta de gasificación integrada se considera una opción atractiva para que las almazaras inviertan en prácticas sostenibles a través de la gestión y recuperación de sus residuos.

En general, estos capítulos han proporcionado en su conjunto pruebas convincentes y conocimientos valiosos sobre el potencial de la tecnología de gasificación para la cogeneración distribuida o la producción de hidrógeno en la industria oleícola, incluyendo su viabilidad técnica, capacidad de detección de fallos, viabilidad económica y beneficios medioambientales. La integración de las plantas de gasificación dentro de la industria oleícola presenta el potencial de transformar las prácticas actuales de gestión de residuos, promover los principios de la economía circular y contribuir a la producción de energía renovable y sostenible.

9.3 Trabajos futuros

Hay varios aspectos en esta Tesis Doctoral que merecen mayor atención y conviene ser destacados en esta sección para inspirar futuras investigaciones. En este sentido, las siguientes sugerencias para futuros esfuerzos de investigación y avances tecnológicos se consideran muy relevantes:

- La generación combinada de calor y electricidad (CHP) utilizando la tecnología de gasificación de biomasa ha experimentado considerables obstáculos en su comercialización a pesar de su gran potencial de aplicación. Aunque la gasificación de orujillo para la producción combinada de electricidad renovable, calor y biocarbón supone una oportunidad prometedora para la industria oleícola, la planta de gasificación a escala

piloto evaluada en el [Capítulo 4](#) presenta limitaciones obvias debido a su tamaño reducido, lo que la hace muy versátil para la investigación, pero dificulta su rentabilidad comercial. Para hacer frente a este problema, actualmente se están dedicando esfuerzos al desarrollo de una planta de gasificación de biomasa a mayor escala con mejores perspectivas de comercialización en el sector oleícola. En consecuencia, los trabajos futuros se orientarán hacia el escalado, diseño, montaje y operación de plantas de cogeneración mediante gasificación de biomasa para avanzar en la tecnología y lograr una implantación más amplia en el sector oleícola.

- En relación con el objetivo anterior, se recomienda realizar una evaluación tecnoeconómica integral de la tecnología de gasificación de biomasa para cogeneración en almazaras de pequeño, mediano y gran tamaño. Esta evaluación económica debe incluir una evaluación de riesgos y análisis de sensibilidad detallados que consideren varios factores, como variaciones en los precios de la electricidad, en los costes de la materia prima, en las tasas de interés y otros parámetros relevantes. Además, es recomendable proporcionar amplia información y referencias sobre las subvenciones disponibles que puedan financiar parcial o incluso totalmente la implantación de plantas de gasificación. El desarrollo de una evaluación tecnoeconómica tan detallada podría incentivar la inversión en el desarrollo de la tecnología de gasificación y respaldar la viabilidad financiera de los proyectos de gasificación de biomasa en la industria oleícola.
- La inteligencia artificial presenta un gran potencial en un campo aún sin explotar, como es la gasificación de biomasa. De hecho, el número limitado de estudios sobre inteligencia artificial en esta área destaca las amplias perspectivas de progreso. Sin embargo, un problema importante en el desarrollo de modelos de inteligencia artificial para la gasificación de biomasa es la necesidad de una extensa y, a menudo, costosa adquisición de datos. Afortunadamente, el equipo de investigación cuenta actualmente con una planta de gasificación a escala piloto de 10 kW_e muy versátil que puede facilitar la recopilación de datos. Aprovechando los datos ya disponibles, se puede desarrollar un modelo de inteligencia artificial para detectar infiltraciones de aire en la línea de gas aguas abajo del gasificador. Además, con la reciente introducción de la monitorización y registro de temperatura en tiempo real, ahora es factible establecer un modelo que correlacione las temperaturas en varias secciones del reactor con la composición del gas pobre. Otra valiosa contribución a la comunidad científica sería el desarrollo de un modelo capaz de predecir la concentración de alquitrán en el gas pobre en diversas condiciones de funcionamiento. Sin embargo, esta opción requeriría la determinación experimental de la concentración de alquitrán en tiempo real, que sigue siendo un proceso de medición complejo y costoso.
- Desde la perspectiva del autor, el reciente aumento en la producción de hidrógeno verde electrolítico presenta una oportunidad única para impulsar el desarrollo de sistemas de

oxigasificación de biomasa, considerando el importante exceso de oxígeno que se obtiene como subproducto. Cabe señalar que en la gran mayoría de los procesos industriales que actualmente utilizan la electrólisis para la producción de hidrógeno, el oxígeno normalmente se expulsa a la atmósfera como un subproducto sin valor. En el [Capítulo 7](#), se ha explorado un enfoque para la producción descentralizada de hidrógeno renovable a partir de biomasa mediante la hibridación de la gasificación integrada en ciclo combinado (GICC) y la electrólisis alcalina del agua (EAA). Sin embargo, en un panorama energético dominado por tecnologías de generación de electricidad renovable, el oxígeno excedente de la electrólisis del agua podría utilizarse de manera eficiente para mejorar la producción de hidrógeno a través de la gasificación de biomasa alimentada con oxígeno y posteriores etapas de concentración, separación y purificación del hidrógeno. Este enfoque puede presentar un potencial económico significativo una vez que la tecnología necesaria haya alcanzado un estado de madurez y esté disponible comercialmente. Por lo tanto, un área prometedora para la investigación futura radica en el modelado, optimización y evaluación tecnoeconómica de una planta de producción de hidrógeno que combine la electrólisis alcalina del agua alimentada por electricidad renovable con la utilización del oxígeno obtenido como subproducto para la oxigasificación de la biomasa. Este enfoque integrado presenta el potencial de maximizar la producción de hidrógeno, así como mejorar el rendimiento global y la viabilidad económica del sistema combinado.

- Otra área propuesta de trabajo futuro consiste en el modelado, optimización y evaluación tecnoeconómica y medioambiental de una planta integrada de gasificación de biomasa para cogeneración que incluya una pila de combustible de carbonatos fundidos (MCFC) como unidad de generación eléctrica. Este enfoque es digno de mención por sus diversas ventajas, incluida la generación de electricidad con alto rendimiento, la producción de calor y la producción de biocarbón. Además, este sistema permitiría la captura, secuestro y posterior utilización del dióxido de carbono generado a partir de la oxidación completa del gas pobre dentro de la pila de combustible, que está presente en concentraciones muy altas. Para mejorar aún más la sostenibilidad del sistema, el enfoque propuesto sugiere ubicar la planta de gasificación integrada cerca de un invernadero, lo que permitiría la utilización de los residuos de biomasa generados en las inmediaciones. Además, el dióxido de carbono capturado y el biocarbón producido podrían utilizarse para potenciar el crecimiento de los cultivos de invernadero. En consecuencia, la configuración de la planta de gasificación integrada no solo produciría electricidad y calor a partir de un recurso renovable, sino que también actuaría como un sistema de emisiones nulas o negativas al devolver prácticamente todo el carbono al invernadero.
- Se recomienda continuar la investigación centrada en la comparación tecnoeconómica y ambiental de varias tecnologías de cogeneración aplicables a la gasificación de biomasa en la industria oleícola. Se pueden proponer al menos los siguientes tres esquemas para

la evaluación comparativa: 1) gasificador *downdraft* + unidad de acondicionamiento del gas pobre + motor de gas, 2) gasificador *downdraft* + unidad de acondicionamiento del gas pobre + microturbina, y 3) gasificador *downdraft* + ciclo Rankine orgánico. Antes de realizar la comparación económica y ambiental, el modelado y optimización de cada tecnología de cogeneración es fundamental. La evaluación comparativa proporcionaría información valiosa sobre el impacto económico y ambiental de cada tecnología de cogeneración, lo que facilitaría los procesos de toma de decisiones a este respecto en la industria oleícola.

- Finalmente, otra oportunidad de investigación consiste en proporcionar información actualizada a aquellos lectores interesados en profundizar en la tecnología de gasificación de biomasa en la península ibérica, incluyendo la España y Portugal continentales. Sorprendentemente, no se ha encontrado en la literatura científica existente ningún estudio integrador que proporcione una amplia visión general sobre el sector de la gasificación de biomasa en esta importante región del sudoeste de Europa. En consecuencia, el último esfuerzo de investigación recomendado es el desarrollo de un artículo completo de revisión de literatura que esclarezca el estado actual y las perspectivas futuras de la tecnología de gasificación de biomasa en la región ibérica. El artículo podría realizarse en colaboración con universidades portuguesas o centros de investigación para garantizar una perspectiva internacional, mejorando así la amplitud, profundidad, coherencia y cohesión del trabajo. El artículo tendría como objetivo proporcionar a los lectores información esencial sobre la distribución geográfica, las especificaciones de diseño y otros detalles pertinentes de las plantas de gasificación de biomasa existentes. Además, el artículo exploraría futuros proyectos, evaluando su impacto potencial en los sectores industrial y energético de la península ibérica.

INTEGRATED DISCUSSION OF RESULTS, CONCLUSIONS AND FUTURE WORKS

In this last chapter of the Doctoral Thesis, a general discussion of results is presented, followed by the major conclusions drawn from this research work. Additionally, some recommendations for future research endeavors are outlined to guide further advancements in the field.

9.1 Integrated discussion of results

In this section, an overview of the key findings obtained during the course of this Doctoral Thesis is provided, accompanied by a cohesive and integrated discussion.

As evidenced in the preceding chapters, this Doctoral Thesis has addressed cogeneration and/or hydrogen production through gasification of agroindustrial biomass from a multidisciplinary and multidimensional standpoint. Table 9.1 provides an overview of the different research approaches and major equipment included in each chapter of research results. These chapters cover various aspects, such as experimental assessment, energy and mass balances, technoeconomic assessment, artificial intelligence modeling, steady-state modeling and simulation, drying kinetics modeling, energy optimization, and life cycle assessment. A variety of thermochemical, electrochemical and electromechanical equipment have been modeled, including downdraft gasifiers, producer gas conditioning units, engine-generator sets, (micro)gas turbines, rotary drum dryers, organic Rankine cycles, and alkaline water electrolyzers. Even though the biomass gasification plants evaluated in each of these chapters predominantly use dry pomace as feedstock, alternative options such as wood chips or pellets

have also been considered. In most cases, the central focus has been on combined heat and power generation for self-consumption, although the potential of biomass gasification for renewable hydrogen production has also been explored in [Chapter 5](#) and [Chapter 7](#). It is noteworthy that biochar is consistently produced as a by-product of the gasification process across all instances. As already discussed in [Chapter 4](#), biochar exhibits highly advantageous physicochemical properties that make it promising for use as a soil amendment in agriculture. The main outcomes of each chapter of research results of this Doctoral Thesis are briefly exposed below.

TABLE 9.1: Overview of the different research approaches and major equipment included in each chapter of research results.

Chapter	Publications	Research approach	Primary equipment
Chapter 4	[A1], [A5]	Experimental assessment	Downdraft gasifier
		Mass and energy balances	Producer gas conditioning unit
		Technoeconomic assessment	Engine-generator set
Chapter 5	[A3]	Experimental data collection	Downdraft gasifier
		Artificial intelligence modeling	Producer gas conditioning unit
Chapter 6	[A2]	Steady-state modeling and simulation	Pelletizer
		Drying kinetics modeling	Downdraft gasifier
		Energy optimization	Producer gas conditioning unit
		Technoeconomic assessment	Microturbine
			Rotary drum dryer
Chapter 7	[A7]	Steady-state modeling and simulation	Downdraft gasifier
		Energy optimization	Producer gas conditioning unit
			Gas turbine
			Organic Rankine cycle (ORC)
			Alkaline water electrolyzer
Chapter 8	[A4]	Steady-state modeling and simulation	Pelletizer
		Life cycle assessment	Downdraft gasifier
			Producer gas conditioning unit
			Engine-generator set
			Furnace
			Rotary drum dryer

In [Chapter 4](#), a pilot-scale gasification plant fueled with exhausted olive pomace pellets has been evaluated for combined heat, power, and biochar production in the olive oil industry. As reported in [Table 9.1](#), the experimental gasification plant consists of an air-blown downdraft gasifier, a producer gas conditioning unit and an engine-generator set. The experimental

assessment of this facility has demonstrated stable operation and satisfactory conversion efficiencies. In fact, the producer gas quickly reached a steady volumetric composition (12.0–15.3% CO, 17.7–18.1% H₂, 2.3–3.2% CH₄, 0.1–0.2% C_nH_m, 12.0–13.9% CO₂, ~0.1% O₂ and ~52.5% N₂ on a dry basis) and heating value (LHV = 4.5–5.0 MJ/Nm³, dry basis) within less than one hour since ignition of the feedstock in the gasifier, while the engine–generator set was able to adapt to varying loads and still deliver a stable electrical power output. However, the specific feedstock consumption increased when the gasification plant was operated at partial load, with values between 1.3–3.8 kg of biomass (as received) per kWh of gross electrical output. The maximum power output of the engine–generator set was established as 10.8 kW_e, which lies within the 10% tolerance interval on the nominal value, because an additional load increment beyond this value for a prolonged period could potentially damage the electric generator. The available high-temperature heat in the exhaust gas was estimated at about 9 kW_{th}, whereas the available low-temperature heat in the jacket cooling water amounted to approximately 11 kW_{th}. Under nominal operating conditions, the gross and net electrical efficiencies of the gasification plant were 15–17% and 12–13%, respectively. Thus, the parasitic electricity consumption was close to 20% of the gross electrical output. The gasification plant achieved an average carbon conversion efficiency of the biomass feedstock into producer gas of over 80% and an average cold gas efficiency close to 70%. The average production rate of air-dried charcoal from the downdraft gasifier was about 12–15% by weight of the input biomass feedstock (as received). Lastly, the economic viability assessment for a larger-scale facility yields a payback period ranging from 5 to 9 years.

Chapter 5 has introduced an artificial intelligence model for predicting the hydrogen concentration in the producer gas from a downdraft gasifier fueled with exhausted olive pomace pellets. During an extensive experimental campaign using the aforementioned pilot-scale gasification plant but excluding the engine–generator set, the volumetric composition of the producer gas was continuously measured and recorded with a portable syngas analyzer at a constant time step of 10 seconds. The resulting dataset contains a total of 26,839 samples with 8 variables each and comprises 75 hours of plant operation in total. The median LHV of the producer gas was 4.62 MJ/Nm³, while the maximum LHV reached 5.52 MJ/Nm³. The inputs to the model were the concentrations of the remaining major gaseous constituents in the producer gas that are determined through the use of non-dispersive infrared (NDIR) and electron capture detector (ECD) sensors, namely CO, CO₂, CH₄, C_nH_m and O₂. Particularly worthy of note is that hydrogen was, for most of the time, the main fuel gas in the producer gas volumetric composition, with an average H₂/CO molar ratio just over 1.35 and most of the samples (~85%) having a H₂/CO ratio between 0.8 and 1.8. Only during the start-up phase of the gasification plant was the volume concentration of carbon monoxide markedly higher than that of hydrogen. To ensure accurate measurement of the hydrogen concentration in the producer gas and maintain reliability in the event of malfunction, a hybrid intelligent

model was developed. The best-performing hybrid model consists of six local internal submodels that combine artificial neural networks (ANN) and support vector machines (SVM) for regression. The developed model achieved a mean absolute prediction error of only 0.134% by volume, demonstrating its high accuracy in estimating hydrogen concentration and providing reliable values even in the event of sensor malfunction.

In Chapter 6, an integrated gasification plant for simultaneous electricity generation and drying of olive pomace has been proposed. As indicated in Table 9.1, the proposed plant consists of a pelletizer, an air-blown downdraft gasifier, a producer gas conditioning unit, a microturbine and a rotary drum dryer. The plant, which can be installed directly at oil mills, can achieve an optimal electrical efficiency of 18.8%. Electricity consumption by the pelletizer and ancillary equipment accounts for 10–20% of the net electric power generation from the microturbine. However, since the plant uses a co-current flow rotary drum dryer that is heated by the hot exhaust gases leaving the microturbine at temperatures around 300 °C, an overall efficiency of 51.0% can be reached. The drying thermal efficiency of the rotary drum dryer is 58.8%, calculated as the ratio of the heat used for the moisture evaporation to the total heat input for drying. The olive pomace has an initial moisture content of 65% on a wet basis (1.857 kg water/kg dry solid), while the drying exhaust gas discharged from the microturbine has an absolute humidity of 0.019 kg water/kg dry gas. After the drying process, the moisture content of the olive pomace is reduced down to 12.5% on a wet basis (0.143 kg water/kg dry solid), and the absolute humidity of the drying exhaust gas at the dryer outlet is 0.096 kg water/kg dry gas, corresponding to a relative humidity of approximately 12.3%. The thermal requirement for the dryer is approximately 3.8 MJ/kg of evaporated water. The investment in the integrated gasification plant demonstrates a reasonable payback period ranging between 6–9 years, while also yielding a net present benefit (NPV) exceeding €500,000 throughout the operational lifespan of the plant.

Chapter 7 has presented an innovative hybrid plant for continuous decentralized production of renewable hydrogen from woody biomass, integrating alkaline water electrolysis and biomass gasification. As shown in Table 9.1, the hybrid plant consisted of a downdraft gasifier fired with oxygen-enriched air, a producer gas conditioning unit, a combined cycle with a recuperative gas turbine as topping unit and a regenerative subcritical organic Rankine cycle as bottoming unit, and an alkaline water electrolyzer. Generic woody biomass pellets with the following composition are considered as input feedstock to the downdraft gasifier: 51.3% C, 6.3% H, 42.0% O, 0.1% N and 0.3% ash. Under operating conditions with an air-fuel equivalence ratio (λ) of 0.32 and an oxygen concentration in the oxygen-enriched air of 33%, the yield of clean upgraded producer gas is 1.78 Nm³/kg, with the following molar composition (% dry basis): 29.1% CO, 17.6% H₂, 5.2% CH₄, 13.7% CO₂, 34.0% N₂ and 0.4% Ar. Accordingly, the lower heating value (LHV) of the upgraded producer gas is 7.45 MJ/Nm³, and the cold gas efficiency (η_{cg}) is equal to 74.4%. The upgraded producer gas is then fueled to a recuperative gas turbine.

As the temperature limit of the turbomachinery material is about 1000 °C, the turbine inlet temperature is eventually adjusted to 950 °C by setting the value of the air–fuel equivalence ratio (λ) at 7.77, which corresponds to a fuel–air equivalence ratio (ϕ) of 0.1287. The pressure ratio in the gas turbine is adjusted to 3.5, which provides the optimal conditions at that turbine inlet temperature, leading to a net electrical efficiency of 30.9%. The low-temperature waste heat available in the exhaust gas discharged from the gas turbine is recovered through a subcritical organic Rankine cycle (ORC) bottoming unit to generate additional power. Among the considered working fluids, cyclopentane provides the best overall performance, with an optimal net electrical efficiency of 13.2%. Consequently, the net electrical efficiency of the combined cycle is 39.4% based on the LHV of the conditioned producer gas. On the other hand, the net AC power generation in the IGCC represents 29.3% of the input energy flow. After subtraction of the power conversion losses in the rectifier, the power consumed by the balance of plant (BOP) equipment and the power consumed by the hydrogen compressor from the AC power generated in the IGCC, the net DC power that is supplied to the alkaline water electrolysis stack contributes to 26.9% of the input energy flow. The heat losses, faradaic losses, shunt currents and overpotentials that occur in the alkaline water electrolysis stack cause the efficiency of the stack to be 65.4%, and therefore, the hydrogen obtained as a final product eventually contains about 17.6% of the input energy flow. Accordingly, if sized for a biomass consumption of 1 t/h, the proposed plant is capable of providing around 26 kg/h of compressed hydrogen at 200 bar.

Finally, in [Chapter 8](#), the environmental impacts of an alternative management model for the wet olive pomace in oil mills have been evaluated through the life cycle assessment (LCA) methodology with a «cradle to gate» scope. The proposed alternative model involves the installation of an integrated gasification plant, which, as outlined in [Table 9.1](#), consists of a pelletizer, an air-blown downdraft gasifier, a producer gas conditioning unit, an engine–generator set, and a rotary drum dryer. The estimated electrical efficiency and combined heat and power (CHP) efficiency of the integrated gasification plant are 13.5% and 32%, respectively. Additionally, a drying thermal efficiency of 65% has been assumed, and the thermal efficiency of the furnace has been set at 80%. The gasification plant generates 0.88 kWh of renewable electricity per kg of olive oil, while also providing sufficient heat to dispense with the need for burning olive pits during the virgin olive oil extraction process. Furthermore, the gasifier produces biochar, which serves as a potentially valuable by-product for agricultural applications and is highly beneficial as a soil amendment. Biochar production has been estimated at roughly 15% by weight of the feedstock to the gasifier. The normalized environmental impacts of each impact category in the alternative management model have been evaluated and compared the environmental impacts of a reference scenario based on traditional olive oil production. The results from the life cycle assessment has revealed that the alternative scenario incorporating the gasification technology contributes to an 8.25% reduction in the normalized environmental impact of olive oil production with respect to the reference

scenario. All the impact categories have shown a reduction in their total environmental impact, with some improvements reaching as high as 80% in certain categories, such as photochemical ozone formation. In terms of climate change, the environmental impact of producing one kilogram of virgin olive oil decreases from 2.21 to 1.74 kg CO₂ eq. (i.e., a 21% reduction), and the industrial phase becomes a major carbon sink, with an emission saving of 0.51 kg of CO₂ eq. per kg of olive oil.

9.2 General conclusions

From the previous integrated discussion of results, the following general conclusions can be drawn.

Chapter 4 has successfully demonstrated the technical feasibility of gasifying exhausted olive pomace pellets for combined production of electricity, heat, and biochar on a decentralized scale within the olive oil industry. To this end, an extensive experimental assessment of a pilot-scale gasification plant, consisting of an air-blown downdraft gasifier, a producer gas conditioning unit, and a four-stroke spark-ignition engine coupled to an electric generator has been performed. The gasification plant, distinguished as the pioneering pilot-scale facility of its kind using olive pomace as feedstock, has undergone an extensive experimental assessment under both partial and nominal load operating conditions. This assessment has been supplemented by a detailed physicochemical analysis of the carbonaceous solid material that is continuously generated and discharged from the gasifier. Dynamic plant performance data is also provided, the availability of which in the existing scientific literature is rather scarce. Real-time measurements of diverse performance parameters have confirmed a remarkably good and reliable operability of the gasification plant. In fact, the measured performance parameters, including the composition and heating value of the producer gas, as well as the cogenerative production of electricity and heat, have consistently met the desired requirements. Moreover, the physicochemical analysis of the charcoal discharged from the gasifier has revealed advantageous properties for agronomic use. Consequently, gasification of olive pomace for the concurrent production of renewable electricity, heat and biochar is regarded as a promising opportunity to foster the principles of circular economy within the olive oil industry.

Chapter 5 has focused on the development of a hybrid intelligent model to predict the hydrogen concentration in the producer gas from biomass gasification. This model has been developed on the basis of data collected from an experimental gasification plant equipped with a downdraft gasifier fueled by exhausted olive pomace pellets and a producer gas conditioning unit. The main aim of the model is to detect faults in measuring the hydrogen concentration in the producer gas using a dedicated TCD sensor, while still providing reliable values in the event of sensor malfunction. In this regard, the best-performing hybrid model consists of six local internal submodels that combine artificial neural networks (ANN) and support vector machines

(SVM) for regression. Highly satisfactory results have been obtained with this model, demonstrating very low average prediction errors. Accordingly, the developed model can be effectively used for fault detection in measuring the hydrogen concentration in the producer gas with a real TCD sensor and still provide reliable values in the event of malfunction, or also as a virtual sensor to support or even avoid the need for such sensor in the experimental installation.

Chapter 6 has proposed, modeled and optimized an integrated gasification plant as an alternative approach to address the management of olive pomace, a thick sludge with a relatively high moisture content, which constitutes by far the most abundant by-product in the Spanish olive oil industry. This waste stream is produced at massive rates and currently represents an escalating expense for Spanish oil mills, because it must be continuously transported to olive pomace oil extraction plants in order to avoid production disruptions. The integrated gasification plant, which can be installed directly at oil mills, consists of a pelletizer, an autothermal downdraft gasifier fueled with dried olive pomace pellets, a producer gas conditioning unit, a microturbine and a rotary drum dryer. The simulations results have yielded highly satisfactory plant performance parameters, considering that an inexpensive wet by-product of olive oil production that is mass-produced onsite is used as feedstock for renewable power generation. Moreover, an economic feasibility assessment of the integrated gasification plant using standard methods for financial appraisal of investments has revealed a reasonable payback period and net present benefit. Therefore, the proposed plant is regarded as an interesting and potentially feasible option for most oil mills to invest in electric self-sufficiency through waste management and recovery. The developed model could be used to conduct more comprehensive process economics and safety assessments of a prospective commercial-scale plant.

Chapter 7 has intended to serve as a proof of concept for continuous decentralized high-purity green hydrogen production from biomass through hybridization of an integrated gasification combined cycle (IGCC) and alkaline water electrolysis (AWE). The IGCC consists of a downdraft gasifier, a recuperative gas turbine as topping unit and a subcritical regenerative organic Rankine cycle as bottoming unit. This configuration allows for a combined power generation efficiency of approximately 30% based on the lower heating value (LHV) of the biomass feedstock. On the other hand, the efficiency of the alkaline electrolyzer, including the power consumption by the ancillary equipment and hydrogen compression to 200 bar, is just over 60% (based on the LHV of hydrogen). Consequently, the hydrogen production efficiency of the hybrid IGCC-AWE is slightly below 18%. Although this overall efficiency may appear rather modest, it is a reasonable value, since a solid biomass feedstock with a relatively low calorific value is being used to drive the entire system. The hybrid IGCC-AWE system presents several major advantages for decentralized high-purity green hydrogen production, such as the modularity, scalability and high level of technological maturity of the equipment (all the units are at TRL 9 and commercially available), as well as the very high capacity factor of the IGCC,

which enables operation of the electrolyzer at full load with a prolonged lifetime, thereby maximizing the hydrogen production over the electrolyzer's entire lifespan due to its very high utilization factor. Moreover, since the oxygen produced during alkaline water electrolysis is usually released into the atmosphere as a worthless by-product, hybridization of this technology with biomass gasification represents a very promising alternative to substantially improve the performance of the combined system. While the hydrogen production approach explored in this chapter does not allow for firing the downdraft gasifier with pure oxygen due to limitations in the flow rate of oxygen by-product from the alkaline electrolyzer, the utilization of oxygen-enriched air presents a valuable opportunity to effectively enhance the overall efficiency and performance of the hybrid IGCC-AWE system for decentralized high-purity green hydrogen production.

Finally, in [Chapter 8](#), a pioneering approach for the olive oil supply chain that incorporates an integrated gasification plant has been introduced and environmentally assessed using the life cycle assessment (LCA) methodology with a «cradle to gate» scope. The proposed plant consists of a pelletizer, a downdraft gasifier, a producer gas conditioning unit, an engine-generator set, a rotary drum dryer, and a furnace. The plant is designed for combined heat, power, and biochar production from the olive pomace that is produced at massive rates in oil mills. The olive pomace is entirely managed onsite, thereby not requiring transportation pomace oil extraction plants. The gasification plant not only generates renewable electricity at an estimated efficiency of 13.5% but also provides enough heat to dispense with the need for burning olive pits during the olive oil extraction process. Additionally, the gasifier produces biochar, a valuable by-product with potential agricultural applications due to their beneficial properties for soil amendment. The implementation of the gasification technology in the olive oil industry significantly reduces the normalized environmental impact associated with olive oil production, with a 8.25% reduction compared to the reference scenario of traditional olive oil production. In particular, the climate change impact of virgin olive oil production decreases by 21%. Furthermore, after incorporating the integrated gasification plant, the industrial phase of olive oil production acts as a carbon sink, contributing to emission savings. These results clearly indicate that the traditional approach to olive pomace management still has significant potential for improvement in terms of environmental performance. By replacing fossil fuels with renewable energy sources such as bioenergy, greenhouse gas emissions can be greatly reduced. Consequently, the integrated gasification plant is regarded as an appealing option for olive oil mills to invest in sustainable practices through waste management and recovery.

Overall, these chapters have collectively provided compelling evidence and valuable insights into the potential of gasification technology for distributed cogeneration or hydrogen production in the olive oil industry, including its technical feasibility, fault detection capabilities, economic viability, and environmental benefits. The integration of gasification plants within the olive oil industry has the potential to transform current waste management practices, promote circular

economy principles, and contribute to renewable and sustainable energy production.

9.3 Future works

There are several aspects in this Doctoral Thesis that warrant further attention and are worth highlighting in this section to inspire future research. In this regard, the following suggestions for future research endeavors and technological advancements are deemed highly relevant:

- Combined heat and power (CHP) generation using the biomass gasification technology has witnessed significant challenges in commercialization, despite its vast application potential. Even though gasification of olive pomace for combined production of renewable electricity, heat, and biochar shows promise in the olive oil industry, the pilot-scale gasification plant evaluated in [Chapter 4](#) presents obvious limitations due to its reduced size, which makes it highly versatile for research, but hinders its commercial profitability. In order to address this challenge, ongoing research is focusing on developing a scaled-up biomass gasification plant with better prospects for commercialization in the olive oil sector. Accordingly, future efforts will be directed toward scaling up, designing, assembling, and operating biomass gasification CHP plants to advance the technology for wider implementation in the olive oil sector.
- In light of the aforementioned objective, it is recommended to undertake further research to perform a comprehensive technoeconomic assessment of biomass gasification technology for cogeneration in small, medium, and large-scale olive oil mills. This profitability assessment should include risk assessment and detailed sensitivity analyses considering changes in various factors, such as electricity prices, biomass feedstock costs, interest rates, and other relevant parameters. Additionally, it is advisable to provide extensive information and references regarding available subsidies that can partially or even fully fund the implementation of gasification plants. The development of such a detailed technoeconomic assessment may encourage investment in the development of the gasification technology and support the financial feasibility of biomass gasification projects in the olive oil industry.
- Artificial intelligence holds great potential in an as yet untapped field, such as biomass gasification. In fact, the limited number of studies on artificial intelligence in this area highlights the vast prospects for progress. However, a major challenge in developing artificial intelligence models for biomass gasification is the requirement for extensive and often costly data acquisition. Fortunately, the research team currently has a versatile 10-kW_e pilot-scale gasification plant that can facilitate data collection. Leveraging the already available data, an artificial intelligence model can be developed to detect air leakages in the gas line downstream of the gasifier. Additionally, with the recent introduction of real-time temperature monitoring and recording, it now becomes feasible

to establish a model that correlates the temperatures in various sections of the reactor with the producer gas composition. Another valuable contribution to the scientific community would be the development of a model capable of predicting tar concentration in the producer gas under various operating conditions. However, this endeavor would require real-time experimental determination of tar concentration, which is still a complex and expensive measurement process.

- From the author's perspective, the recent surge in electrolytic green hydrogen production presents a unique opportunity to drive the development of oxy-fired biomass gasification systems, considering the substantial excess of oxygen as a by-product. It is noteworthy that in the overwhelming majority of current research and industrial processes that use electrolysis for hydrogen production, oxygen is typically vented into the atmosphere as a worthless by-product. In [Chapter 7](#), an approach to decentralized production of renewable hydrogen from biomass has been explored through the hybridization of an integrated gasification combined cycle (IGCC) and alkaline water electrolysis (AWE). However, in an energy landscape dominated by renewable electricity generation technologies, the surplus oxygen from water electrolysis could be efficiently utilized to enhance hydrogen production through oxy-fired biomass gasification and subsequent stages of hydrogen concentration, separation, and purification. This approach may hold significant economic potential once the necessary technology has reached a state of maturity and becomes commercially available. Therefore, a promising area for future research lies in modeling, optimizing, and conducting a technoeconomic assessment of a hydrogen production plant that combines alkaline water electrolysis powered by renewable energy with the utilization of the oxygen by-product for oxy-fired biomass gasification. This integrated approach has the potential to maximize hydrogen production, enhance overall efficiency, and improve the economic feasibility of the combined system.
- Another proposed area of future work involves modeling, optimizing, and conducting a technoeconomic and environmental assessment of an integrated biomass gasification plant for cogeneration that includes a molten carbonate fuel cell (MCFC) as power generation unit. This approach is noteworthy for its several advantages, including high-efficiency power generation, heat production, and biochar production. Furthermore, it enables the capture, sequestration, and subsequent utilization of carbon dioxide generated from the complete oxidation of the product gas within the fuel cell, which is present in very high concentrations. In order to further enhance the sustainability of the system, the proposed approach suggests locating the integrated gasification plant near a greenhouse, which allows for the utilization of the waste biomass generated onsite. In addition, the captured carbon dioxide and biochar produced can be used to support the growth of greenhouse crops. Consequently, the integrated gasification plant setup would not only produce electricity and heat from a renewable resource, but would also act as a

zero or negative emissions system by effectively returning virtually all of the carbon back into the greenhouse.

- Further research focused on the technoeconomic and environmental comparison of various cogeneration technologies applicable to biomass gasification in the olive oil industry is recommended. At least the following three schemes can be proposed for the comparative assessment: 1) downdraft gasifier + producer gas conditioning unit + gas engine, 2) downdraft gasifier + producer gas conditioning unit + microturbine, and 3) downdraft gasifier + organic Rankine cycle. Prior to performing the economic and environmental comparison, it is essential to model and optimize each cogeneration technology using specialized software. The comparative assessment would provide valuable insights into both the economic and environmental performance of each cogeneration technology, aiding decision-making processes in the olive oil industry.
- Finally, a captivating research opportunity awaits those interested in delving into biomass gasification technology in the Iberian Peninsula, including mainland Spain and Portugal. Surprisingly, no integrating study providing an extensive overview of the biomass gasification sector in this important region of southwestern Europe has been found in the existing scientific literature. Accordingly, the last recommended research endeavor is the development of a comprehensive literature review article that sheds light on the current status and future prospects of biomass gasification technology in the Iberian region. The article could be conducted in collaboration with Portuguese universities or research centers to ensure an international perspective, thereby enhancing the breadth, depth, coherence and cohesiveness of the work. The article aims to provide the readership with essential insights into the geographical distribution, design specifications, and other pertinent details of existing biomass gasification plants. Furthermore, the article would explore forthcoming projects, evaluating their potential impact on the industrial and energy sectors of the Iberian Peninsula.

CURRICULUM VITAE

Resumen

Roque Aguado Molina es un investigador predoctoral en el Programa de Doctorado en Energías Renovables de la Universidad de Jaén, beneficiario de una ayuda de Formación de Personal Universitario (FPU) concedida por el Ministerio de Universidades en régimen de concurrencia competitiva a nivel nacional (Ref. FPU19/00930). Ha finalizado los estudios conducentes a las titulaciones oficiales habilitantes de Ingeniero Técnico Industrial (especialidad en Química Industrial) e Ingeniero Industrial (segundo ciclo), ambos por la Universidad de Jaén. Además, se encuentra en posesión de un Máster Universitario en Ingeniería Química por la Universidad de Granada y un Máster Universitario en Eficiencia y Aprovechamiento Energético por la Universidad de La Coruña. Es competente en inglés (nivel C1 certificado por *Cambridge Advanced*) y ha realizado tres estancias de estudios e investigación de un semestre cada una en Alemania, Chile y el Reino Unido, además de una estancia predoctoral de tres meses en Italia.

Su actual actividad investigadora se centra en la conversión termoquímica de biomasa para cogeneración y producción de hidrógeno verde. Hasta la fecha, es coautor de 10 publicaciones en revistas científicas internacionales indexadas en el Journal Citation Reports (JCR), en el ámbito de las energías renovables y la eficiencia energética. Además, es coautor de un libro nacional, dos capítulos de libro internacionales y una comunicación a congreso internacional. Es revisor científico activo de *Applied Thermal Engineering*, *Biomass & Bioenergy*, *Energy Conversion and Management*, *International Journal of Hydrogen Energy* y *Renewable Energy* (Elsevier) desde 2020.

Summary

Roque Aguado Molina is a predoctoral researcher (PhD student) in the Doctoral Program in Renewable Energies at the University of Jaén, beneficiary of an FPU (Spanish: *Formación de Personal Universitario*) research fellowship granted by the Spanish Ministry of Universities under national competitive concurrence regime (Ref. FPU19/00930). He received his bachelor's degree in Chemical Engineering in 2012 and a second-cycle degree in Industrial Engineering (placed at master level) in 2016, both from the University of Jaén. Additionally, he holds a master's degree in Chemical Engineering from the University of Granada and a master's degree in Energy Efficiency from the University of Corunna. He is proficient in English (C1 level certified by Cambridge Advanced) and has completed three study and research stays of one semester each in Germany, Chile and the United Kingdom, in addition to a three-month predoctoral research stay in Italy.

His current research activity is focused on thermochemical conversion of biomass for combined heat and power (CHP) and green hydrogen production. To date, he is co-author of 10 publications in international peer-reviewed scientific journals indexed in the Journal Citation Reports (JCR), in the field of renewable energy and energy efficiency. In addition, he is co-author of a national book, two international book chapters and a communication to an international congress. He is an active scientific reviewer for *Applied Thermal Engineering*, *Biomass & Bioenergy*, *Energy Conversion and Management*, *International Journal of Hydrogen Energy* and *Renewable Energy* (Elsevier) since 2020.

Formación universitaria reglada

Regulated university training



Universidad de La Coruña – Escuela Politécnica Superior de Ferrol SEP 2020
Máster Universitario en Eficiencia y Aprovechamiento Energético
Energy Efficiency, Master's Degree (72 ECTS)



Universidad de Granada – Escuela Internacional de Posgrado MAY 2017
Máster Universitario en Ingeniería Química
Chemical Engineering, Master's Degree (72 ECTS)



Universidad de Jaén – Escuela Politécnica Superior de Jaén SEP 2016
Ingeniero Industrial
Industrial Engineering, Second Cycle Degree (150 ECTS)



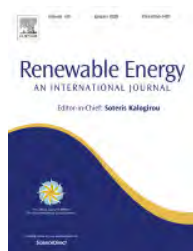
Universidad de Jaén – Escuela Politécnica Superior de Linares SEP 2012
Ingeniero Técnico Industrial, especialidad en Química Industrial
Chemical Engineering, Bachelor's Degree (225 ECTS)

Contribuciones científicas

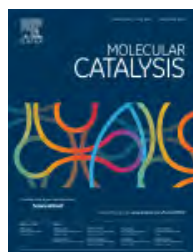
Scientific contributions

Artículos de investigación en revistas
científicas revisadas por pares

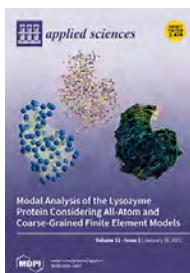
Research articles in peer-reviewed
scientific journals



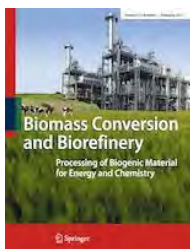
R. Aguado, M. Cuevas, L. Pérez-Villarejo, M.L. Martínez-Cartas, S. Sánchez
«Upgrading almond-tree pruning as a biofuel via wet torrefaction»
Renewable Energy, vol. 145, pp. 2091–2100, 2020
DOI: [10.1016/j.renene.2019.07.142](https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.07.142)



C. Pischetola, L. Collado, **R. Aguado-Molina**, S. Martín-Treceño, M.A. Keane, F. Cárdenas-Lizana, «Continuous furfuryl alcohol production via coupled dehydrogenation-hydrogenation over supported Cu and Au catalysts: A consideration of hydrogen generation and transfer», *Molecular Catalysis*, vol. 492, p. 110912, 2020. DOI: [10.1016/j.mcat.2020.110912](https://doi.org/10.1016/j.mcat.2020.110912)



R. Aguado, D. Vera, D.A. López-García, J.P. Torreglosa, F. Jurado
«Techno-economic assessment of a gasification plant for distributed cogeneration in the agrifood sector»
Applied Sciences, vol. 11, no. 2, p. 660, 2021
DOI: [10.3390/app11020660](https://doi.org/10.3390/app11020660)



R. Aguado, D. Vera, F. Jurado, G. Beltrán
«An integrated gasification plant for electric power generation from wet biomass: Toward a sustainable production in the olive oil industry»
Biomass Conversion and Biorefinery, pp. 1–20, 2022
DOI: [10.1007/s13399-021-02231-0](https://doi.org/10.1007/s13399-021-02231-0)



R. Aguado, J.-L. Casteleiro-Roca, D. Vera, J.L. Calvo-Rolle
«A hybrid intelligent model to predict the hydrogen concentration in the producer gas from a downdraft gasifier»
International Journal of Hydrogen Energy, vol. 47, no. 48, p. 20755, 2022
DOI: [10.1016/j.ijhydene.2022.04.174](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.04.174)



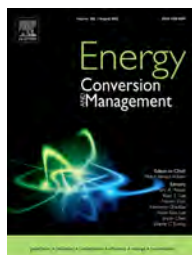
L. Fernández-Lobato, **R. Aguado**, F. Jurado, D. Vera
«Biomass gasification as a key technology to reduce the environmental impact of virgin olive oil production: A Life Cycle Assessment approach»
Biomass & Bioenergy, vol. 165, p. 106585, 2022
DOI: [10.1016/j.biombioe.2022.106585](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106585)



A. Rodríguez Orta, **R. Aguado Molina**, M. Sánchez Raya, D. Vera Candeas, J.A. Gómez Galán, «Experimental validation of a wireless monitored solar still for efficient olive pomace drying and distilled water production»
Drying Technology, pp. 1–18, 2023
DOI: [10.1080/07373937.2023.2198294](https://doi.org/10.1080/07373937.2023.2198294)



R. Aguado, A. Escámez, F. Jurado, D. Vera
«Experimental assessment of a pilot-scale gasification plant fueled with olive pomace pellets for combined power, heat and biochar production»
Fuel, vol. 344, p. 128127, 2023.
DOI: [10.1016/j.fuel.2023.128127](https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.128127)



R. Aguado, A. Baccioli, A. Liponi, D. Vera

«Continuous decentralized hydrogen production through alkaline water electrolysis powered by an oxygen-enriched air integrated biomass gasification combined cycle», *Energy Conversion and Management*, vol. 289, p. 117149, 2023. DOI: [10.1016/j.enconman.2023.117149](https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117149)



D. Sánchez-Lozano, A. Escámez, **R. Aguado**, S. Oulbi, R. Hadria, D. Vera

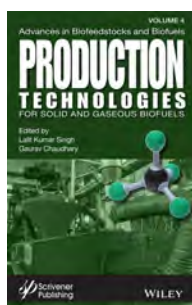
«Techno-economic assessment of an off-grid biomass gasification CHP plant for an olive oil mill in the region of Marrakech-Safi, Morocco»

Applied Sciences, vol. 13, no. 10, p. 5965, 2023

DOI: [10.3390/app13105965](https://doi.org/10.3390/app13105965)

Capítulos de libro

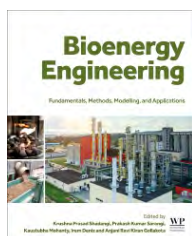
Book chapters



R. Aguado, A. Escámez, D. Vera, D. Eliche-Quesada, L. Pérez-Villarejo

«Biomass gasification for distributed generation and biochar production: An application to the olive oil supply chain», in *Production Technologies for Gaseous and Solid Biofuels*, L. K. Singh and G. Chaudhary, Eds., vol. 4, Wiley, 2022, pp. 229–262, ISBN: [978-1-119-78583-5](https://doi.org/10.1002/9781119785842.ch8)

DOI: [10.1002/9781119785842.ch8](https://doi.org/10.1002/9781119785842.ch8)

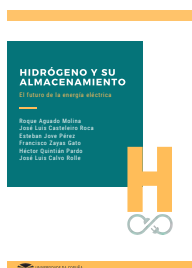


R. Aguado, D. Vera, F. Jurado, J.C. Hernández

«Mathematical modeling of biomass gasification processes», in *Bioenergy Engineering: Fundamentals, Methods, Modelling, and Applications*, K. Shadangi, P. Sarangi, K. Mohanty, I. Deniz, and A. Gollakota, Eds., 1st ed., Elsevier, 2023, pp. 1–23, ISBN: [978-0-323-98363-1](https://doi.org/10.1016/B978-0-323-98363-1)

Libros

Books



R. Aguado Molina, J.L. Casteleiro Roca, E. Jove Pérez, F. Zayas Gato, H. Quintián Pardo, J.L. Calvo Rolle, *Hidrógeno y su almacenamiento: El futuro de la energía eléctrica*, Universidade da Coruña, Servizo de Publicacións, 2021, ISBN: [978-84-9749-798-5](https://doi.org/10.17979/spudc.9788497497985)

DOI: [10.17979/spudc.9788497497985](https://doi.org/10.17979/spudc.9788497497985)