



UNIVERSIDAD DE JAÉN

**ESCUELA POLITÉCNICA
SUPERIOR DE JAÉN
DEPARTAMENTO DE
INGENIERÍA ELÉCTRICA**

TESIS DOCTORAL

**GENERACIÓN ELÉCTRICA DISTRIBUIDA Y
APROVECHAMIENTO DE LOS RESIDUOS DE
LA INDUSTRIA DEL OLIVAR**

**PRESENTADA POR:
DAVID VERA CANDEAS**

**DIRIGIDA POR:
DR. D. FRANCISCO JURADO MELGUIZO**

JAÉN, 4 DE ABRIL DE 2013

ISBN 978-84-8439-856-1

SUMMARY

A reliable, affordable and clean energy supply is of major importance for society, economy and the environment. In this context, modern use of biomass is considered a very promising clean energy option for reduction of greenhouse gas emissions and energy dependency from fossil fuels.

Spain (especially Andalusia) is the world first producer of olive oil in EU, followed by Italy, Greece and Portugal. Olive mill technology generates a variety of biomass wastes: olives pits and the remaining pomace resultant from olive oil extraction (virgin pomace). Solid wastes are also generated in the olive groves during pruning of olive trees. Olive tree prunings, leaves, pits and exhausted pomace can be used for energy production via gasification process.

Biomass-to-electricity systems based on gasification have a number of potential advantages. Process efficiencies are much higher than the direct combustion systems in commercial use today and are comparable to high efficiency coal-based systems, but can be achieved at a smaller scale of operation. Thus, gasification systems, not only does biomass close the carbon cycle, reduce CO₂ emissions and represents an attractive issue for the olive oil producers and their associations to ensure more independence from centralized energy systems.

The main objective of the thesis is to develop a model and simulation of three small-scale CHP gasification plants fuelled with olive oil industry residues. Thermodynamic calculations have been carried out in order to evaluate and compare the optimum performance parameters of each system. Also, in order to demonstrate the technology transfer of this work, a real prototype based on biomass gasifier and internal combustion engine has been installed in a Spanish olive oil mill. The power plant produces 70kWe and thermal power that could be used in olive oil extraction process. Finally, an economic feasibility has been presented for several points of views and country locations.

RESUMEN

Un suministro de energía fiable, asequible y limpia es de gran importancia para la sociedad, el medio ambiente y sobre todo la sostenibilidad energética de un país. En este contexto, la biomasa desempeña una elección prometedora para la obtención de energía limpia, la reducción de gases de efecto invernadero y la fuerte dependencia actual de los combustibles fósiles.

España (especialmente Andalucía) representa el primer productor de aceite de oliva en EU, seguido de Italia, Grecia y Portugal. El proceso de elaboración del aceite de oliva provoca la aparición de una serie de residuos: hueso triturado y pasta resultante denominada orujo. También se origina en la almazara hojas y pequeños tallos procedentes de las labores de limpieza de la aceituna recibida. Por otra parte, se generan anualmente gran cantidad de residuos sólidos procedentes de las labores de la poda del olivar. Todos estos residuos pueden ser aprovechados para la producción de energía por medio de sistemas de gasificación.

La gasificación de la biomasa muestra diversas ventajas respecto a los procesos tradicionales de combustión para generación eléctrica a pequeña escala. Su eficiencia de conversión es mucho mayor así como los costes de ejecución, operación y mantenimiento. De esta manera, las plantas de gasificación de biomasa, además de reducir las emisiones de CO₂, pueden proporcionar a los productores de aceite de oliva una opción factible para la reutilización de estos residuos generados en sistemas de Generación Distribuida.

El principal objetivo de esta tesis consiste en el estudio y modelado de tres sistemas de generación basados en la gasificación de la biomasa procedente de los residuos del olivar. Para determinar los parámetros óptimos de funcionamiento de cada sistema propuesto, así como el más eficiente, se han llevado a cabo una serie de cálculos y simulaciones termodinámicas. Por otra parte, con el fin asegurar la transferencia tecnológica de este trabajo, se ha instalado un prototipo de gasificación en una cooperativa de aceite de oliva. La planta genera 70kW eléctricos y energía térmica que puede ser utilizada en el proceso de elaboración de aceite de oliva. Para concluir, este trabajo muestra el análisis económico de la planta instalada desde diversas perspectivas de inversión.

1. INTRODUCTION, OBJECTIVES AND STRUCTURE OF THE THESIS	1
1.1. Introduction	1
1.2. Objectives of the thesis	2
1.3. Thesis structure	3
2. PRODUCCIÓN DE ENERGÍA PROCEDENTE DE LA BIOMASA	5
2.1. Introducción	5
2.2. Biomasa y sus propiedades	9
2.2.1. <i>Densidad aparente</i>	10
2.2.2. <i>Temperatura de ignición</i>	11
2.2.3. <i>Poder calorífico</i>	12
2.2.4. <i>Análisis elemental</i>	13
2.2.5. <i>Análisis próximo</i>	14
2.3. Ventajas y desventajas de la biomasa	16
2.4. Transformaciones de la biomasa.	17
2.4.1. <i>Combustión directa</i>	17
2.4.2. <i>Pirólisis</i>	18
2.4.3. <i>Gasificación</i>	19
2.4.4. <i>Digestión anaerobia</i>	20
2.4.5. <i>Fermentación alcohólica</i>	20
2.5. Tecnologías aplicables al aprovechamiento de la biomasa.	20
2.5.1. <i>Turbinas de vapor</i>	21
2.5.2. <i>Motores de combustión</i>	23
2.5.3. <i>Turbinas de gas</i>	28
2.5.4. <i>Pilas de combustible</i>	33
2.6. Potencial biomásico en Andalucía. Biomasa procedente de la industria del aceite del olivar.	38

2.6.1. Orujo	41
2.6.2. Orujillo	41
2.6.3. Hueso de aceituna	42
2.6.4. Hojas y pequeños tallos	44
2.6.5. Poda de olivar	44
3. TEORÍA DE LA GASIFICACIÓN	49
3.1. Introducción.	49
3.2. Gasificación y agente gasificante.	50
3.3. Etapas del proceso de gasificación.	52
3.3.1. Pre calentamiento o secado	53
3.3.2. Pirólisis	54
3.3.3. Gasificación ó reducción	56
3.3.4. Etapa de combustión	58
3.4. Tipos de gasificadores.....	61
3.4.1. Gasificadores de lecho fijo.	62
3.4.2. Gasificadores de lecho fluido	67
3.4.3. Gasificadores de flujo de arrastre.	69
3.5. Diseño de la planta de gasificación.....	70
3.5.1. Rango de potencia.....	71
3.5.2. Características de la biomasa.....	74
3.5.3. Tipo de tecnología.....	75
3.5.4. Elección del gasificador.....	77
4. PLANTAS DE GASIFICACIÓN-COMBUSTIÓN DE BIOMASA.	
MODELADO Y SIMULACIÓN	79
4.1. Introducción	79
4.2. Modelos de gasificación. Revisión bibliográfica	80
4.3. Modelado de equilibrio termodinámico.....	84
4.3.1. Modelo de equilibrio modificado.....	89

4.3.2. <i>Cycle-Tempo software</i>	92
4.4. Modelado gasificador de lecho fijo y sistema de limpieza y enfriado	94
4.5. Modelado sistemas de generación	101
4.5.1. <i>Modelado microturbina de gas (G-MT)</i>	101
4.5.2. <i>Modelado motor de combustión interna (G-MCI)</i>	104
4.5.3. <i>Modelado turbina de combustión externa (G-EFGT)</i>	111
4.6. Conclusiones	114
5. RESULTS AND DISSCUSION	117
5.1. Introducción	117
5.2. Gasificador y sistema de limpieza y enfriado	118
5.2.1. <i>Effect of biomass nature</i>	120
5.2.2. <i>Effect of biomass moisture content</i>	124
5.2.3. <i>Effect of gasification temperature</i>	127
5.2.4. <i>Effect of air preheated</i>	129
5.2.5. <i>Validation of simulation results</i>	131
5.3. Gasifier, gas cooling-cleaning stage and microturbine (G-MT)	133
5.4. Gasifier and Externally Fired Gas Turbine (G-EFGT)	138
5.5. Gasifier, gas cooling-cleaning stage and internal combustion engine (G-MCI)	146
6. PROTOTYPE BUILDING AND ECONOMIC IMPACT	153
6.1. Introduction	153
6.2. Prototype design	154
6.3. Legislation	158
6.3.1. <i>Greece</i>	158
6.3.2. <i>Spain</i>	159
6.3.3. <i>Italy</i>	160
6.3.4. <i>Portugal</i>	161
6.4. Economic analysis of GAS 70 plant	162
6.4.1. <i>Prototype costs</i>	162

6.4.2. <i>Other costs</i>	163
6.4.3. <i>Biomass cost</i>	167
6.4.4. <i>Detail cost of the prototype GAS 70 developed in Úbeda (UNIOLIVA)</i>	171
6.4.5. <i>Amortization and benefits</i>	173
7. CONCLUSION AND FUTURE WORKS.....	176
7.1. Conclusions and contributions of the Thesis	176
7.2. Original contributions	180
7.3. Future works	180
8. CURRÍCULUM VÍTAE.....	183
9. CONTRIBUTIONS	185
10. REFERENCES	187

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Demanda total de energía primaria en 2011. Fuente: IEA, 2012	6
Figura 2.2. Precio de la energía eléctrica en Europa en 2011 (impuestos no incluidos). Fuente: IEA, 2012.....	7
Figura 2.3. Clasificación de diferentes combustibles sólidos según ratios H/C y O/C (4).	10
Figura 2.4. Productos de la pirólisis de la biomasa.	18
Figura 2.5. Diagrama simplificado de una central de vapor (ciclo Rankine).	21
Figura 2.6. Planta de gasificación (izquierda) con motor de gas Cummins® G855G (derecha) alimentado con gas de síntesis procedente de la gasificación de biomasa.	24
Figura 2.7. Planta de biogás procedente de la digestión anaerobia de estiércol (izquierda) con motor de gas Jenbacher® (derecha).	25
Figura 2.8. Esquema de una planta de potencia basada en motor Stirling y alimentada con biomasa (Upper Austria, Austria).	27
Figura 2.9. Esquema general de una microturbina de gas para GD.....	29
Figura 2.10. Esquema básico de una turbina de combustión externa (EFGT) alimentada con biomasa sólida.....	31
Figura 2.11. Esquema de funcionamiento de una celda de combustible.	35
Figura 2.12. Residuos procedentes de la extracción del aceite de oliva (proceso de 2 fases).	40
Figura 2.13. Foto de balsa de orujo en extractoras (izquierda) y orujillo resultante tras su secado (derecha).	42
Figura 2.14. Foto almacén de hueso de aceituna en almazara Unioliva (Úbeda).	43
Figura 2.15. Foto de hojas y pequeños tallos depositados durante el periodo de recepción de aceituna en almazara Unioliva (Úbeda, 2012).	44
Figura 2.16. Diagrama esquemático sobre la cantidad de poda de olivar generado por Ha y año.....	45

Figura 2.17. Foto poda de olivar situada en hileras tras la poda, maquinaria de recogida y picado, astillado resultante y muestra para estudio.....	46
Figura 3.1. Proceso de gasificación de la biomasa (diagrama C-H-O).....	51
Figura 3.2. Etapas en el proceso de gasificación.....	53
Figura 3.3. Proceso de gasificación: subproceso pirólisis de la biomasa.....	55
Figura 3.4. Reacciones químicas originadas durante la gasificación (ó reducción) del char procedente de la biomasa.	57
Figura 3.5. Tipos de gasificadores y rango aplicación.....	61
Figura 3.6. Etapas de gasificación y perfil de temperaturas en un reactor de corriente ascendente (<i>updraft</i>).....	65
Figura 3.7. Etapas de gasificación y perfil de temperaturas en un reactor de corriente descendente (<i>downdraft</i>).....	66
Figura 3.8. Etapas de gasificación y perfil de temperaturas en un reactor de corrientes cruzadas (<i>crossdraft</i>).....	67
Figura 3.9. Gasificador de lecho fluido burbujeante (<i>bubbling fluidized-bed</i>) y perfil de temperaturas.....	69
Figura 3.10. Gasificador de flujo de arrastre descendente (<i>coaxial downflow</i>) y perfil de temperaturas.....	70
Figura 3.11. Balance de masas y potencia instalada en una almazara de tamaño medio.	72
Figura 3.12. Tipos de reactores dependiendo de la ubicación y potencia de la planta....	77
Figura 4.1. Esquema modelo de cálculo cinético.....	82
Figura 4.2. Esquema general modelo de equilibrio termodinámico puro.....	89
Figura 4.3. Esquema equilibrio termodinámico modificado.....	91
Figura 4.4. Procedimiento de cálculo para el bloque gasificador de Cycle-Tempo®....	93
Figura 4.5. Esquema gasificador <i>downdraft</i> y etapa de limpieza y enfriado.	99

Figura 4.7. Esquema modelado MT alimentada con gas producto.....	102
Figura 4.8. Esquema general y software empleado en el modelado G-MCI.....	105
Figura 4.9. Bloque Thermolib® mediante el cual se introducen las características del gas producto.....	106
Figura 4.10. Ciclo Otto teórico (diagrama P-V).....	108
Figura 4.11. Esquema modelado EFGT alimentada con gas producto.....	112
Figure 5.1. Simulation of downdraft gasifier and cooling-cleaning stage (Cycle-Tempo® scheme).....	119
Figure 5.2. Product gas composition after gas cleaning and cooling stage (biomass input: 0.03 kg/s).....	121
Figure 5.3. Effect of moisture content in olive pits gasification at 1000°C ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).....	125
Figure 5.4. Effect of moisture content on H ₂ and CO formation ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).....	125
Figure 5.5. Effect of moisture content on producer gas flow, calorific value, x_{OF} and cold gas efficiency ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).....	126
Figure 5.6. Effect of gasification temperature on the producer gas composition ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).....	128
Figure 5.7. Effect of gasification temperature on producer gas flow, calorific value, x_{OF} and cold gas efficiency ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).....	129
Figure 5.8. Effect of air preheated at 300°C on producer gas composition ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).....	130
Figure 5.9. Effect of air preheated on producer gas flow, calorific value, x_{OF} and cold gas efficiency ($m_b=0.03\text{kg/s}$).....	131
Figure 5.10. Cycle-Tempo ® layout for G-MT system (biomass input: olive pits).....	134
Figure 5.11. Effect of TIT and pressure ratio (Π) on electric efficiency (G-MT).....	136
Figure 5.12. Energy losses distribution in G-MT plant (olive pits).....	138

Figure 5.13. Cycle-Tempo ® layout for *G-MT* system (biomass input: olive pits). 140

Figure 5.14. Effect of TIT and pressure ratio (Π) on electric efficiency (G-EFGT). ... 143

Figure 5.15. Electric efficiency at different (ΔT_{hs}) for all raw materials. 144

Figure 5.16. Energy losses distribution in *G-EFGT* plant (olive pits). 145

Figure 5.17. Matlab®/Simulink® layout for *G-MCI* system (olive pits). 147

Figure 5.18. Gas engine sub-system and Thermolib® mixture source block (olive pits).
..... 148

Figure 5.19. Current generated, voltage output and total harmonic distortion injected to
the grid (olive pits). 150

Figure 5.20. Current generated, voltage output and total harmonic distortion injected to
the grid (olive pits). 151

Figure 5.21. Energy losses distribution in *G-MCI* plant (olive pits). 152

Figura 6.1. Gasification plant layout (Ankur WBG 120 gasifier). 156

Figura 6.2. Picture of GAS 70 plant developed in UNIOLIVA (Úbeda). 157

Figura 6.3. Picture of the engine model Cummins G-855-G (Úbeda). 158

Figure 6.4. Picture of the control panel and specific electric connection. 164

Figure 6.5. Shed required for GAS 70 Plant (Úbeda). 165

Figure 6.6. Picture of the gasification plant commissioning. 166

Figure 6.7. 2mm sieve for olive pits. 169

Figure 6.8. Leaves and small prunings (after sizing). 170

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Temperatura de ignición para algunos combustibles, [4].	11
Tabla 2.2. PCI, análisis próximo y elemental de diferentes tipos de biomasa y su comparación con dos tipos de carbón (hulla y lignito).	15
Tabla 2.3. PCI de distintos tipos de combustibles, [4].	19
Tabla 2.4. Tecnologías de Generación Distribuida (GD). Mercado, rango y eficiencias.	37
Tabla 2.5. Potencial biomásico en Andalucía (2012).	39
Tabla 2.6. Características generales y aplicación actual de los residuos procedentes de la industria del olivar.	47
Tabla 3.1. Poder calorífico del gas producto atendiendo al agente gasificante.	52
Tabla 3.2. Poder calorífico y constituyentes de los productos de la pirólisis de la biomasa.	56
Tabla 3.3. Reacciones durante las etapas de reducción y combustión en el proceso de gasificación (calor de reacción referido a 25°C).	60
Tabla 3.4. Comparación de las condiciones de operación.	62
Tabla 3.5. Características reactores de lecho fijo (<i>fixed bed gasifiers</i>).	63
Tabla 3.6. Localización de la planta de GD y rango de potencia.	74
Tabla 3.7. Propiedades físico-químicas residuos de la industria del olivar.	75
Tabla 3.8. Criterio de selección del sistema de generación.	76
Tabla 3.9. Criterio de selección del tipo de gasificador.	78
Tabla 4.1. Modelos de gasificación existentes en la literatura.	84
Tabla 4.2. Parámetros previos al modelado.	95
Tabla 4.3. Tolerancia máxima del gas producto según su aplicación.	96
Tabla 4.4. Niveles típicos de alquitrán y partículas en el gas producto según el reactor	

empleado.	97
Tabla 4.5. Microturbina de gas: parámetros de funcionamiento.	102
Tabla 4.6. Constantes y parámetros del modelo Matlab®/Simulink®.	110
Tabla 4.7. Turbina de gas de combustión externa (EFGT): parámetros de funcionamiento.	113
Tabla 5.1. Proximate and ultimate analysis of the olive oil industry wastes.	120
Table 5.2. Gasification performance parameters of the olive oil industry wastes ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).	122
Table 5.3. Ash discharger composition (pipe 11, figure 5.1).....	123
Table 5.4. Producer gas properties after gas cooling and cleaning stage (comparison with commercial gasifier specifications).....	132
Table 5.5. Optimum performance parameters for <i>G-MT</i> system.	135
Table 5.6. Optimum performance parameters for <i>G-EFGT</i> system.....	141
Table 5.7. Optimum performance parameters for <i>G-MCI</i> system.	149
Table 6.1. Ankur gasifier parameters (model WBG-120).....	155
Table 6.2. Gas engine and generator parameters (GAS 70).....	157
Table 6.3. Selling price of the RES electric energy in Greece.....	159
Table 6.4. Selling price of the RES electric energy in Spain.	160
Tabla 6.5. Selling price of the RES electric energy in Italy.....	161
Tabla 6.6. Selling price of the RES electric energy in Portugal.....	162
Table 6.7. Prototype cost and biomass consumption.	163
Table 6.8. Surface needed for different power ranges.	165
Table 6.9. Air compressor parameters needed in GAS 70.	166
Table 6.10. Engineering and transport cost.....	167

Table 6.11. Variable costs in the gasification plant.....	167
Table 6.12. Sell price of the olive pits in different countries.....	168
Table 6.13. Olive pits cost per year (€/y).	168
Table 6.14. Prunings size requirements.	169
Table 6.15. Detail cost of the GAS 70 plant In Spain (January 2012).	172
Table 6.16. Energy selling price and benefits for different countries and prototype range.....	173
Table 6.17. Economic results in different countries (GAS 70 plant).	175

NOMENCLATURE

ABREVIATIONS

AC	Alternate Current
ANN	Artificial Neural Network
CFD	Computational Fluid Dynamics
CHP	Combined Heat And Power
DC	Direct Current
DG (GD)	Distributed Generation
EFGT	Externally Fired Gas Turbine
G	Gasifier
GIS (SIG)	Geographic Information System
HHV (PCS)	Higher Heating Value
HTHE	High Temperature Heat Exchanger
LHV (PCI)	Lower Heating Value
MCI	Internal Combustion Engine
MT	Microturbine
NPV	Net Present Value
PI	Profitability Index
RES	Renewable Energy Source
SHW (ACS)	Sanitary Hot Water
SOFC	Solid Oxide Fuel Cell
TIT	Turbine Inlet Temperature
WBG	Wood Biomass Gasifier

VARIABLES AND PARAMETERS

ΔT	Temperature difference	$^{\circ}\text{C}$
B	Energy loss coefficient for cylinder	kJ/kg K
C	calorific capacity	kJ/kg K
CCE	carbon conversion efficiency	%
C_v	Volume compression ratio	-
G	Gibbs free energy	kJ
H	Enthalpy	kJ
LHV	Lower calorific value	kJ/kg
\dot{m}	mass flow	kg/s

N_i	Indicated power	kW
n_i, x_i	Number of kmols of the element i	kmol
N_t	Power of the real Otto cycle	kW
P	Power	kW
Q	Thermal power	kW
S	Entropy	kJ/K
T_m	Mechanic torque	N.m
u	Internal energy	kJ
\dot{v}	volume flow	m ³ /s
x_{OF}	Air-biomass ratio	-

GREEK SYMBOLS

β	Parameter of combustion and partial combustion reaction	-
η	efficiency	%
Π	Pressure ratio	-
λ	Air-fuel ratio	-
ω	Angular speed	rad/s

SUBSCRIPTS

0	Atmospheric conditions 25°C, 1atm
a	Air
b	Biomass
c	Compressor
cc	Combustion chamber
CHP	Combined heat and power
comp	Compression
e, el	Electric
EFGT	Externally fired gas turbine
exp	Expansion
f	Fuel
g	Gasification
gen	Generator
hs	Hot side

l	Liquid
MCI	Internal combustion engine
MT	Microturbine
p	Pressure
pg	Producer gas
reac	Reaction
R _i	Gasification reaction based on table 3.3
t	thermal, turbine
v	vapor
w	water

CHAPTER 1:

Introductions, Objectives and Structure of the Thesis

1.1. Introduction

A reliable, affordable and clean energy supply is of major importance for society, economy and the environment. In this context, modern use of biomass is considered a very promising clean energy option for reduction of greenhouse gas emissions and energy dependency from fossil fuels. Biomass gasification is considered the enabling technology for modern biomass energy conversion systems.

Biomass-to-electricity systems based on gasification have a number of potential advantages, [1]. Process efficiencies are much higher than the direct combustion

systems in commercial use today and are comparable to high efficiency coal-based systems, but can be achieved at a smaller scale of operation. Thus, not only does biomass close the carbon cycle, but gasification based systems, due to their high efficiency, reduce CO₂ emissions and represents an attractive way of use of agricultural and forestry residues that could renovate rural economies and reduce energy dependency.

There are approximately 750 million productive olive trees worldwide, 98% of them located in the Mediterranean region, where more than 97% of the world's olive oil is produced [1]. The three major olive oil producers worldwide are Spain, Italy, and Greece followed by Turkey, Tunisia, and to a lesser extent Portugal, Morocco, and Algeria.

Spain (especially Andalusia) is the world first producer of olive oil in EU, followed by Italy, Greece and Portugal. Olive mill technology generates a variety of biomass wastes: olives pits and the remaining pomace resultant from olive oil extraction (virgin pomace or *orujillo*), [2]. Also, small branches and leaves from the olive cleaning activities are also generated. Other solid wastes are generated in the olive groves during pruning of olive trees: leaves and small branches. It has estimated that the biomass collected per olive hectare is 3000 kg, [3]. Manual pruning of olive trees takes place twice a year, once after harvesting the olives and again at the end of spring, [5]. This residues are autochthonous and an important renewable source that farmers burn uncontrollably.

Nowadays in Andalusia, the olive oil industry wastes represent about 1250 ktep [5]. This primary energy could be transformed via a gasification process representing a good opportunity to reduce the high fossil fuel importation. Moreover, this will enable more independency from centralized energy system and an opportunity of in-situ disposal of the residues generated. Currently, there are around 2,000 operative olive mills in Spain, and more than 50% located in Andalusia [3].

1.2. Objectives of the thesis

The main goals of this thesis are summarizes as follows:

- To define the specific conditions for implementation of renewable energy solutions specific to the olive oil industry.

- To enable the producers and their associations more independence from centralized energy systems.
- To build a prototype biomass power plant in order to demonstrate its performance using different olive industry wastes. The prototype will be built in an olive mill situated in Úbeda (Spain).
- To increase the competitiveness of European olive industry: to reduce production costs in the olive oil sector, access to a new market (electricity production), increase employment in the sector by capacity building in state-of-the-art technologies and creation of new jobs in the operation of the proposed system, etc.

Taking into account the previously mentioned goals, the specific tasks to develop in this thesis are listed below:

- Revision of the biomass suitable for the mills and olive groves. Energy and physical properties, quantity per year, costs, etc. have been evaluated.
- Revision and evaluation of the different biomass gasification models followed by the most suitable biomass gasifier applied to small-scale systems.
- Revision and evaluation of three different energy conversion systems followed by the most suitable technology using in gasification system.
- Development, model and simulation of three different biomass gasification systems. Olive industry wastes will be the raw material of these systems.
- To ensure and compare the optimum operating parameters reached in the downdraft gasifier and power generation units proposed.
- Review of the installation and power range necessities of a real small-scale power plant built in a Spanish mill.
- In order to set the most profitable system, it is necessary to develop an economic feasibility study taking into account different issues: customer view point, power range, optimal placement, country of installation, etc.

1.3. Thesis structure

This thesis is divided into 7 chapters. The first chapter is an introduction. The objectives of the Thesis are summarized.

The second chapter reviews the biomass characteristics, actual use and potential of biomass resources in Spain; especially for biomass from olive oil industry. Different

biomass conversion processes are commented. Also, the energy conversion technologies have been studied and analyzed. Finally, a review of biomass energy recovery potential in Andalusia has been evaluated.

The chapter number three presents a study of the gasification theory. All the gasification biomass reactors are evaluated in order to choose the best reactor adapted to small scale electricity applications. Finally, a selection tool of the gasifier and technology generation has been carried out in this chapter.

The chapter fourth presents a review of the state of the art of the different biomass gasification models: thermodynamic equilibrium, kinetic, CFD and ANN models. A modified thermodynamic equilibrium model is developed to determine the producer gas composition, LHV and cold gas efficiency based on ultimate analysis of biomass for downdraft gasifiers. Moreover, this chapter presents the model developed for three types of technology generation system: MT, EFGT and MCI. A review of the thermodynamic softwares used has been included.

Chapter fifth presents the results and discussion of the modeling and simulations carried out. The optimum performance parameters of the downdraft gasifier fuelled with olive wastes have been evaluated. In order to ensure the best power system option, a study of the performance parameters achieved has been proposed.

The most important issues on the prototype building and an economic feasibility study of a real power plant have been presented in chapter sixth.

In the seventh chapter, the conclusions of the work are collected, summarizing the original contributions, future works proposed and the resulting publications of this thesis.

Finally, a list of the references used in this work together with curriculum vitae and the original contributions related to this thesis are presented.

CAPÍTULO 2

Producción de Energía Procedente de la Biomasa

2.1. Introducción

El hombre ha alcanzado un alto nivel de progreso y desarrollo que, en gran medida, ha sido posible gracias al uso intensivo de los combustibles fósiles, y con especial relevancia del petróleo. Sin embargo, el uso de los combustibles fósiles ha traído parejos problemas que no deben ser ignorados: la degradación del medio ambiente y la aparición de desequilibrios socioeconómicos entre diferentes regiones y países.

La crisis del petróleo en 1973 puso de manifiesto la vulnerabilidad de un sistema energético tan dependiente de una única fuente primaria de energía. El problema de la dependencia energética del petróleo, es diferente para cada país que se considere. En el

caso de los países industrializados y emergentes el problema está en conseguir equilibrar la oferta y la demanda interior de energía y administrar racionalmente el suministro de energía procedente de otros países. Para los países en desarrollo el problema fundamental es el propio acceso al suministro de energía, así como el uso de técnicas más eficientes de transformación energética. Como podemos ver en la figura 2.1 [6], la demanda de combustibles fósiles en EU-27 superó más del 75% de la demanda de energía primaria¹ para 2011. Esto representó 1308 millones de tep² para EU y alrededor de 101Mtep en España, haciendo al sistema energético actual totalmente insostenible a medio-largo plazo.

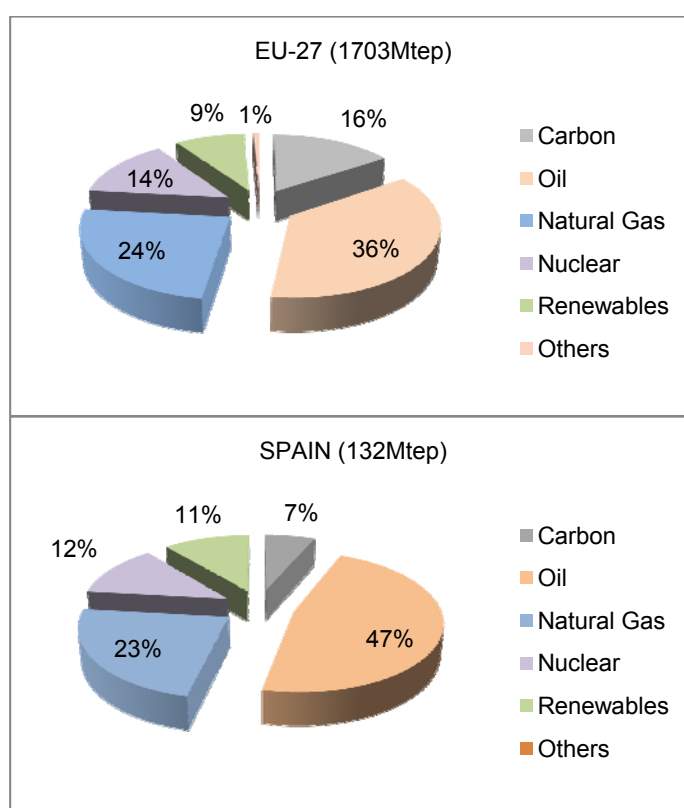


Figura 2.1. Demanda total de energía primaria en 2011. Fuente: IEA, 2012

Por otro lado, la fuerte subida del barril de petróleo en los últimos años junto a la grave crisis de deuda que azota al antiguo continente (especialmente a España), reclama

¹ Se denomina energía primaria a la energía contenida en recursos naturales disponibles por el ser humano sin que haya sido sometida a ningún proceso de conversión o transformación.

² Tonelada equivalente de petróleo.

año tras año a las compañías suministradoras a subir la tarifa eléctrica (con el respaldo correspondiente del gobierno). Se puede observar en la figura 2.2 [6], como el precio del *kWh* en nuestro país se encuentra entre los más altos de Europa, tanto para uso doméstico como industrial.

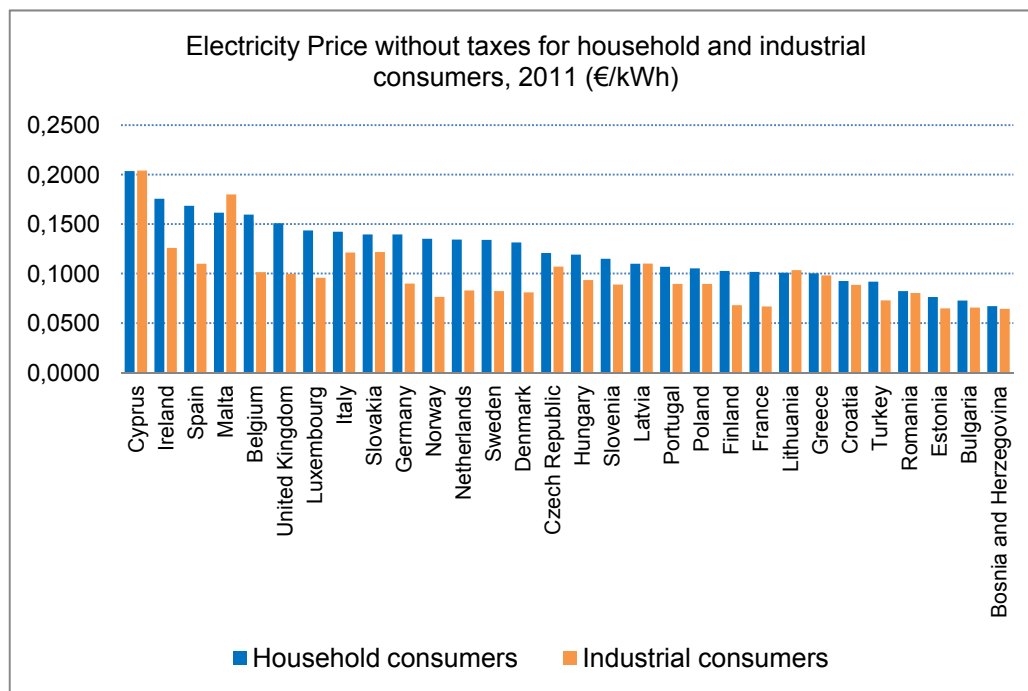


Figura 2.2. Precio de la energía eléctrica en Europa en 2011 (impuestos no incluidos). Fuente: IEA, 2012.

La Comisión Mundial sobre el Medio Ambiente y el Desarrollo (Comisión Brundtland, 1987), define el desarrollo sostenible como aquel que satisface las necesidades actuales sin comprometer la capacidad de las generaciones futuras para atender sus propias necesidades”. El concepto de desarrollo sostenible permite garantizar el crecimiento económico y el progreso social, haciendo un uso racional de los recursos naturales. Las energías renovables se han convertido en una herramienta útil para la consecución del desarrollo sostenible y tratar el problema de las emisiones de gases causantes del efecto invernadero, así como del agotamiento de los combustibles fósiles.

A día de hoy, la contribución de las energías renovables en la demanda de energía final es relativamente baja (9% en EU-27, figura 2.1). En diciembre de 2008, el

Parlamento Europeo estableció el llamado plan Horizonte 2020 “*Horizon 2020*” para la lucha contra el cambio climático [7]. Este plan entrará en marcha en 2014 y tendrá una duración de 6 años. En él se obliga a los países de la UE a cumplir los llamados “*three 20 targets*” (20-20-20) expuestos a continuación:

- Reducir la emisión de gases de efecto invernadero un 20% para 2020.
- Incrementar la eficiencia energética reduciendo un 20% la energía consumida en EU para 2020.
- Elevar la contribución de las renovables un 20% de la energía consumida en EU para 2020.
- Alcanzar un 10% de biocombustible en el consumo total de los vehículos para 2020.

El crecimiento de las energías renovables en España durante los últimos años ha sido notable, y así, en términos de consumo de energía primaria, han pasado de cubrir una cuota del 6,3% en 2004 a alcanzar el 11,3% en 2010 (figura 2.1). Solamente la biomasa, biogás y residuos representaron un 4,2% sobre el total (5,544 Mtoe) [6].

El uso de la biomasa es prioritario en regiones donde no hay otras alternativas energéticas. Su utilización requiere la realización de un análisis técnico y económico exhaustivo, para que su aplicación revierta en el desarrollo socio-económico, generación de empleo, mejora medioambiental, etc. Generalmente, la biomasa se presenta de forma dispersa, por lo que para su aprovechamiento se deben de tener en cuenta costes de recogida, tratamiento y transporte.

Se han presentado en diversas publicaciones sistemas de apoyo en la toma de decisiones para el aprovechamiento energético de la biomasa, tanto agrícola como forestal, [9], [(10)]. Otras herramientas propuestas son los Sistemas de Información Geográfica (SIG) que nos ofrecen datos como la potencialidad energética, disponibilidad del recurso, accesibilidad y otros datos significativos, [11], [12]. Un SIG se define como un sistema de hardware, software y bases de datos diseñados para recoger, almacenar, actualizar, manipular, analizar y reproducir datos con referencias geográficas. Un SIG puede combinar base de datos relacionales con interpretaciones espaciales y resultados, generalmente en forma de mapas.

El tamaño y la ubicación de plantas de generación eléctrica que aprovechan la biomasa residual como combustible se puede obtener a partir de los datos disponibles en un SIG adecuado [13]. Mediante procesos de optimización iterativos se identifica la situación de la planta o plantas de aprovechamiento que se pretenden instalar, incluso definir la superficie agrícola o forestal necesaria para aportar la biomasa que demanda la planta energética. La optimización persigue minimizar los costes de producción de la energía eléctrica, dependientes directamente de los costes necesarios para la recogida, manipulación, tratamiento y transporte a planta de la biomasa residual.

España reúne condiciones adecuadas para el aprovechamiento biomásico, con diversas fuentes y tipos de biomasa, recursos, posibilidades y tecnologías apropiadas. La biomasa, su gasificación y los sistemas de generación eléctrica tienen mediante estas tecnológicas un amplio mercado potencial, además, fomentado e incentivado por las Administraciones Públicas. El mayor potencial de la biomasa está en las áreas rurales (agrícolas y forestales) lo que interviene de forma determinante en el desarrollo sostenible de estos territorios desfavorecidos.

2.2. Biomasa y sus propiedades.

La Unión Europea en sus diversas directivas de fomento de las energías renovables define biomasa como la fracción biodegradable de los productos, residuos de la agricultura y ganadería, residuos forestales incluidos sus industrias, así como la fracción biodegradable de los residuos industriales y municipales [14]. Según Higman and van der Burgt [8], el término biomasa abarca todo el conjunto de materia orgánica renovable de origen vegetal, animal o procedente de la transformación natural o artificial de la misma que son susceptibles de ser utilizados para fines distintos de los alimentarios o industriales. En esta definición quedan excluidos los combustibles fósiles que procedan de vida animal (petróleo y gas) ó vegetal (carbón).

Un combustible puede clasificarse, entre otras propiedades, de acuerdo a su poder calorífico. Por ejemplo, el poder calorífico superior (PCS) de un combustible está relacionado directamente con su ratio atómico (contenido de carbono, hidrógeno y oxígeno principalmente). Así, cuando el ratio hidrógeno-carbono (H/C) incrementa, el poder calorífico de un combustible se ve reducido [4]. La figura 2.3 representa los ratios atómicos (H/C) versus (O/C) para diferentes tipos de combustibles en base seca y libre de cenizas.

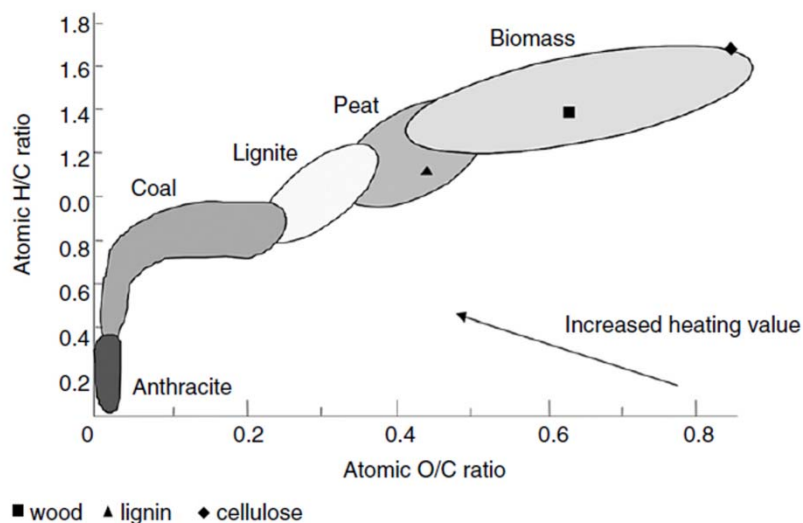


Figura 2.3. Clasificación de diferentes combustibles sólidos según ratios H/C y O/C (4).

La madera (biomasa por excelencia) tiene un poder calorífico inferior (PCI) de aproximadamente 15000 kJ/kg (equivalente a poco más de 3500 kcal/kg y a 4 kWh/kg), el PCI del gasóleo es de 42000 kJ/kg y el de la gasolina es de aproximadamente 44.000 kJ/kg. Es decir, por cada tres kilogramos que no se aprovechan de biomasa, se desperdicia el equivalente a un kilogramo de gasolina. En la actualidad esto ocurre muy a menudo, la biomasa se elimina sin aprovechamiento por las molestias que produce y los obstáculos que ocasiona en las labores en las que se genera.

En esta tesis vamos a tratar las propiedades que más influencia tienen sobre los procesos de combustión y gasificación de la biomasa, entre ellas, podemos destacar las siguientes:

2.2.1. Densidad aparente

Más conocida en la literatura como “*bulk density*”, por su acrónimo en inglés. Es una propiedad física que se define como el espacio total ocupado por una cantidad o grupo de partículas de biomasa. Puede ser determinada mediante la siguiente expresión [4].

$$\rho_{bulk} = \frac{\text{masa total de las partículas de biomasa}}{\text{volumen aparente ocupado por las partículas de biomasa}} \quad (2.1)$$

La densidad aparente de un material incluye el volumen intersticial entre las partículas que lo forman y como están distribuidas cuando la biomasa se encuentra empacada o comprimida.

Para determinar la densidad aparente se pueden utilizar estándares como el de la Sociedad Americana para el Ensayo de Materiales (ASTM por sus siglas en inglés) E-873-06. Este proceso consiste en verter la biomasa en una caja de tamaño estándar (305 mm × 305 mm × 305 mm) desde una altura de 610 mm. A continuación, la caja se deja caer desde una altura de 150 mm tres veces para un buen asentamiento de las partículas. El peso final de la biomasa en la caja dividido entre el volumen de ésta proporciona su densidad aparente.

2.2.2. Temperatura de ignición

La combustión sólo será posible si el combustible alcanza la temperatura de ignición, que es aquella en que se genera más calor por combustión que el que se pierde en el ambiente, resultando así el proceso de combustión autosuficiente.

La temperatura de ignición se emplea para determinar la temperatura máxima que debe alcanzar un combustible en su almacenamiento y transporte, así como la temperatura mínima a la que deben de mantenerse todos los puntos de la cámara de combustión. En el caso de los combustibles líquidos se emplea el concepto de punto de inflamación, que es del orden de 20-60°C inferior a la temperatura de ignición. En la tabla 2.1 podemos observar la temperatura de ignición para algunos tipos de biomasa, así como el porcentaje de materia volátil. Generalmente, la temperatura de ignición decrece a medida que aumenta el contenido en volátiles del combustible [4].

Tabla 2.1. Temperatura de ignición para algunos combustibles, [4].

Combustible	Temperatura de ignición (°C)	Materia volátil (daf %)
Paja de trigo	220	72
Madera de álamo	235	75
Eucaliptus	285	64
Etanol	425	
Carbón fino	670	34,7
Carbón medio	795	20,7
Antracita	930	7,3

2.2.3. Poder calorífico

La calidad de un combustible (en nuestro caso la biomasa) viene dada por la cantidad de calor que se desprende en su combustión, calculada por unidad de masa (kJ/kg ó kcal/kg). No todo el calor producido durante la combustión es íntegramente aprovechado, ya que los combustibles sólidos poseen siempre humedad, y los líquidos y gaseosos, aún en el caso de no tenerla producen agua durante la combustión, que hay que vaporizar. Por tanto, se distinguen dos tipos de poderes caloríficos: superior e inferior

Se define Poder Calorífico Superior (PCS) de un combustible a la cantidad de calor desprendida al quemar un kilogramo de combustible, teniendo en cuenta el calor desprendido por la condensación del vapor de agua contenido en los productos de la combustión [9]. Por otro lado, el Poder Calorífico Inferior (PCI) de un combustible es el calor desprendido por kilogramo de combustible descontando la energía calorífica absorbida por la vaporización del agua contenida en los productos de la combustión [9]. La diferencia entre ambos es el calor latente de vaporización del agua resultante de la combustión del combustible (despreciando la presencia de vapor de agua en el aire).

La determinación de los poderes caloríficos de un tipo de biomasa se obtiene en la mayoría de los casos mediante correlaciones empíricas. Por ejemplo, Channiwala and Parikh [10] desarrollaron en 2002 una correlación para la determinación del PCS basado en 15 correlaciones ya existentes y 50 tipos de combustibles diferentes, incluyendo biomasa, líquido, gas y carbón.

$$PCS(kJ / kg) = 349,1C + 1178,3H + 100,5S - 103,4O - 15,1N - 21,1Ash \quad (2.2)$$

Dónde C , H , S , O , N y Ash son los porcentajes en masa de carbono, hidrógeno, azufre, oxígeno, nitrógeno y cenizas (por su acrónimo en inglés) procedente del análisis elemental de la biomasa en base seca. Esta correlación es válida para los siguientes rangos:

- $0 < C < 92\%$; $0,43 < H < 25\%$
- $0 < O < 50\%$; $0,43 < N < 5,6\%$
- $0 < ASH < 71\%$; $4745 < PCS < 55.345kJ/kg$

El *PCI* de un combustible sólido puede calcularse fácilmente a partir del *PCS* mediante la siguiente relación [4]:

$$PCI(kJ / kg) = PCS - h_g \left(\frac{9H}{100} + \frac{M}{100} \right) \quad (2.3)$$

Dónde *H* y *M* son los porcentajes de hidrógeno y humedad (tal y como se recibe la biomasa), respectivamente. *h_g* representa el calor latente del vapor de agua en las mismas unidades que el *PCS* (2260kJ/kg). La tabla 2.2 presenta diferentes valores de *PCI* para distintos tipos de biomasa así como la comparación de éstos con la hulla y el lignito, [9]. La mayoría de los países europeos utilizan el *PCI* del combustible para definir la eficiencia en los procesos térmicos. De esta manera, un rendimiento expresado en términos del *PCI* será mayor que si utilizamos el *PCS* para el mismo cálculo (como ocurre en US y Canadá).

Tanto el *PCS* como *PCI* pueden ser expresadas en cualquiera de las siguientes bases:

- ar: tal y como se recibe (*as received* por sus siglas en inglés).
- db: en base seca (*dry basis*).
- daf: seco y libre de cenizas (*dry ash-free*).

2.2.4. Análisis elemental

Es un tipo de análisis químico mediante el cual se determinan los constituyentes inorgánicos básicos de un material, así como el contenido en humedad del mismo. Un análisis elemental típico puede ser el siguiente:

$$C + H + O + N + S + ASH + M = 100\% \quad (2.4)$$

Dónde, *C*, *H*, *O*, *N* y *S* representan los porcentajes en peso de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre, respectivamente, en el combustible. El contenido en humedad o agua viene expresado separadamente como *M*. De esta manera *H* y *O* en el análisis elemental no incluyen el hidrógeno y oxígeno presente en el contenido en humedad. Comparado con el análisis próximo, el análisis elemental es relativamente difícil de obtener y está asociado a un alto coste económico. Se pueden utilizar los siguientes estándares ASTM para la determinación del análisis elemental, [4]:

- Carbono, hidrógeno: E-777
- Nitrógeno: E-778
- Azufre: E-775
- Humedad: E-871
- Cenizas (*ash*): D-1102

En la tabla 2.2 podemos ver el análisis elemental de distintos tipos de combustibles biomásicos.

2.2.5. *Análisis próximo*

El análisis próximo proporciona la composición de un combustible en términos brutos, es decir, el contenido en humedad (*M*), materia volátil (*VM*), cenizas (*ash*) y carbón fijo (*FC*) pueden ser determinados con este análisis. Es un análisis relativamente simple y de bajo coste. Para combustibles de origen vegetal (como por ejemplo la biomasa procedente de la madera) podemos utilizar el estándar E-870-06. Paralelamente, otros estándares ASTM pueden ser utilizados para la determinación individual de estos componentes, [4]:

- Materia volátil: E-872
- Cenizas (*ash*): D-1102
- Humedad: E-871
- Carbón fijo: determinado por diferencia

El contenido en humedad y cenizas determinado en este análisis es el mismo que en el análisis elemental. Sin embargo, el carbón fijo en el análisis próximo es diferente al contenido en carbono en el análisis último: en el análisis próximo no se incluye el carbono contenido en la materia volátil del mismo. La tabla 2.2 representa también el análisis próximo para diferentes tipos de biomasa, [9].

	Paja		Madera		Miscanthus		Residuos de cereales		Hulla (comparación) Götelsborn		Lignito (comparación) Fortuna	
	Valor	Rango	Valor	Rango	Valor	Rango	Valor	Rango	Valor	Rango	Valor	Rango
Humedad (%)	15	15-20	45	20-60	20	15-40	15	10-30	7	7	55	55
PCI, ar (MJ/kg)	14,8	12,5-16,4	9,6	5,7-15,5	14	11,2-16,6	14,9	12,5-16,6	27,9	27,9	8,7	8,7
PCI, dat (MJ/kg)	18,7	17,5-19,0	19,5	18,5-20,0	18,5	18-19	18,7	17,5-19	30,2	30,2	22,2	22,2
Ash, db (%)	4,5	3-10	0,5	0,3-4	2,5	1,5-5,0	4	1-5	8	8	9	9
Volátiles (%)	78	75-81	80	70-85	80	78-84	78	75-81	35,1	35,1	53	53
C (% peso)	47	46-48	50	49-52	48	47-50	47	46-48	74,3	74,3	62,8	62,8
H	6	5,4-6,4	5,8	5,2-6,1	6	5,2-6,5	6	5,3-6,8	5	5	4	4
N	0,5	0,3-1,5	0,2	0,1-0,7	0,3	0,1-0,4	1,4	0,4-1,7	1,5	1,5	0,5	0,5
S	0,2	0,1-0,2	0,1	<0,1	0,1	0,02-0,13	0,1	0,07-0,11	1	1	0,5	0,5
Cl	0,4	0,1-1,1	0	<0,1	0,3	0,1-0,4	0,3	0,25-0,5	0,2	0,2	0,2	0,2
O (por diferencia)	41,5		43,4		42,8		41,2		9,5	9,5	23,2	23,2

Tabla 2.2. PCI, análisis próximo y elemental de diferentes tipos de biomasa y su comparación con dos tipos de carbón (hulla y lignito).

2.3. Ventajas y desventajas de la biomasa

El uso de la biomasa acarrea grandes ventajas sociales, económicas y medioambientales. Algunas ya se han comentado en la introducción de este capítulo. A continuación se detallan las ventajas más importantes, [11]:

- El dióxido de carbono emitido en el aprovechamiento energético de la biomasa es el que se ha necesitado para el crecimiento de la materia vegetal que la había generado. Por tanto, el uso de la biomasa no contribuye al incremento de CO₂ en la atmósfera y no produce efecto invernadero.
- Las emisiones de óxidos de azufre y de nitrógeno, partículas y otras sustancias contaminantes son mínimas.
- El aprovechamiento energético de la biomasa contribuye a la diversificación energética.
- La implantación de cultivos energéticos en tierras abandonadas evita la erosión y degradación del suelo.
- El aprovechamiento de la biomasa forestal reduce el riesgo de incendios forestales y de plagas de insectos.
- Aumenta la seguridad energética y económica por la independencia de las fluctuaciones de los precios de los combustibles provenientes del exterior.
- El aprovechamiento de algunos tipos de biomasa contribuyen a la creación de puestos de trabajo y mejora socioeconómica del medio rural.

Entre las desventajas que podemos encontrarnos respecto a este tipo de combustible podemos citar las siguientes, [11]:

- Desde la aparición de los combustibles sólidos la biomasa ha sufrido una gran pérdida de aceptación parte de los países desarrollados.
- Normalmente tienen alto contenido en humedad, Cl, K, Na y Mn y baja densidad energética.
- Posible competencia con la producción de alimentos y piensos.

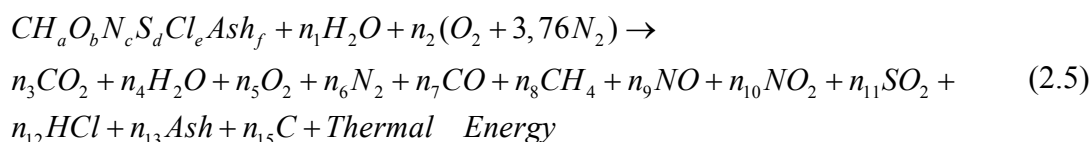
- Olor, su eliminación, tratamiento térmico ó químico (digestión, gasificación, combustión, fermentación) puede liberar emisiones de contaminantes peligrosos.
- Su combustión directa puede contribuir al calentamiento global y emitir gran cantidad de partículas contaminantes.
- Su utilización como combustible implica grandes costes de recolección, tratamiento, transporte y almacenamiento.

2.4. Transformaciones de la biomasa.

Actualmente las tecnologías aplicadas a este tipo de fuentes renovables están inmersas en una etapa de gran desarrollo. La investigación se centra en el aumento del rendimiento energético de los sistemas (calderas, reactores, motores, plantas de potencia, etc.), minimizar los efectos negativos ambientales de los residuos aprovechados y de las propias aplicaciones, aumentar la competitividad en el mercado de los productos y posibilitar nuevas aplicaciones de gran interés a través de las transformaciones iniciales, como los biocombustibles. Así, la energía útil a partir de esta biomasa se puede conseguir mediante los siguientes procesos:

2.4.1. Combustión directa

La combustión directa de la biomasa o incineración ha sido el método más empleado por el hombre para generar calor. Consiste en una reacción exotérmica de oxidación con el aire a temperaturas próximas a los 1000°C, y siempre que el contenido en humedad sea inferior al 40% [11]. El PCI de la biomasa residual puede oscilar entre 7.000 y 20.000kJ/kg. La reacción química que representa la combustión directa de cualquier tipo de biomasa con el aire como agente oxidante puede expresarse de forma general como:



$a, b, c...$ representa el número de átomos que componen la fórmula química de la biomasa (puede obtenerse a partir de su análisis elemental ó último). n_1, n_2, \dots, n_{15} los kmols/s de contenido en humedad de la biomasa (n_1), aire (n_2) y productos de la combustión (n_3, n_4, \dots, n_{15}), respectivamente. El contenido en cenizas (*ash*) de la biomasa depende de la naturaleza de esta pero normalmente estas cenizas están constituidas de materiales alcalinos como K, Ca, Mg, Na, Fe, Si y Al entre otros. Por ultimo

2.4.2. Pirólisis

La pirólisis es un proceso termoquímico que consiste en calentar la biomasa dentro de un reactor a temperaturas entre 380-530°C en ausencia de oxígeno, [4], [11]; así, los constituyentes se transforman en una fracción sólida compuesta por carbono (coque), una fracción líquida (alquitranes, ácidos aldehídos, cetonas, agua, alcoholes y compuestos fenólicos) y otra gaseosa (principalmente CO, CO₂, CH₄, H₂, C₂H₆, C₂H₄, C₆H₆, C₂H₂, H₂O). Los productos de la pirólisis dependen de la temperatura, ratio de calor, tamaño de las partículas de biomasa y tiempo de estancia en el reactor [11], [12]. Los productos obtenidos en la pirólisis de la biomasa y sus posibles aplicaciones vienen representados en el siguiente diagrama de bloques:

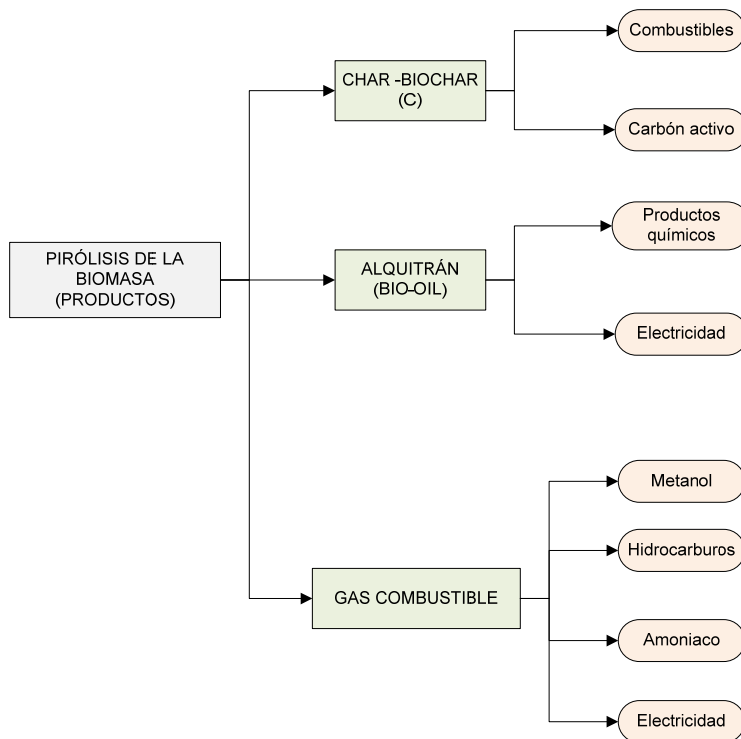


Figura 2.4. Productos de la pirólisis de la biomasa.

La tabla 2.3 compara el poder calorífico (PCI) del gas procedente de la pirólisis con el de otros tipos de combustibles, [4].

Tabla 2.3. PCI de distintos tipos de combustibles, [4].

Fuel	Coque de petróleo	Carbón bituminoso	Madera	Bio-oil	Gas de Pirólisis
PCI (MJ/kg)	29-30	25-27	16-20	13-18	11-20

2.4.3. Gasificación

La gasificación es un proceso termoquímico complejo que consiste en un conjunto de reacciones químicas que tienen lugar dentro de un lecho (fijo o móvil como veremos) y que da lugar a un proceso de combustión incompleta de la biomasa, [8]. El gas pobre³ obtenido, contiene CO, H₂, N₂, y CH₄ entre otros, tiene un poder calorífico de 4-10MJ/m³ que depende principalmente del tipo de gasificación, biomasa y/o agente gasificante, [4], [8]. Puede ser clasificada atendiendo a los siguientes criterios:

- a) Atendiendo al agente gasificante:
 - Aire
 - Oxígeno
 - Vapor de agua
 - Dióxido de carbono

- b) Forma de suministro de calor
 - Directo
 - Indirecto

- c) Tipo de reactor
 - Lecho móvil o fijo (*Moving bed-fixed bed gasifiers*)
 - Lecho fluidizante (*Fluidized bed gasifiers*)
 - De flujo arrastrado a presión (*Entrained flow gasifiers*)

³ Se denomina gas pobre, gas de síntesis o gas producto al combustible gaseoso de bajo poder calorífico obtenido mediante el proceso de gasificación de la biomasa.

Por su relevancia en esta tesis, más aspectos sobre la teoría de la gasificación y su modelado se desarrollarán en el siguiente capítulo.

2.4.4. *Digestión anaerobia.*

Consiste en la conversión bioquímica de material orgánico en un gas combustible que esta principalmente formado por metano y dióxido de carbono denominado biogás. Mediante una acción bacteriana, la biomasa es convertida a biogás dentro de un ambiente anaerobio (ausencia de oxígeno). Este proceso se aplica a todas aquellas biomazas biodegradables, tanto primarias como secundarias. Los sistemas de este tipo de biomasa se clasifican principalmente en sistemas con biomasa suspendida y fija. El biogás puede utilizarse como combustible en microturbinas, motores de combustión y pilas de combustible con el objeto de generar energía eléctrica y térmica (*Combined Heat and Power, CHP*), [11], [13].

2.4.5. *Fermentación alcohólica.*

Es la obtención de combustibles líquidos de origen vegetal. Este proceso químico transforma los hidratos de carbono de la biomasa vegetal (con contenido importante en azúcares) en alcohol (etanol) por la intervención de microorganismos como las levaduras que producen enzimas que catalizan la reacción, [11].

2.5. Tecnologías aplicables al aprovechamiento de la biomasa.

Frente a los sistemas tradicionales de producción de electricidad en las grandes centrales hidroeléctricas y térmicas conectadas a la red de transporte, ha ganado gran importancia la denominada Generación Distribuida (GD), que consiste en la generación de energía eléctrica de forma descentralizada, es decir geográficamente distribuida sobre el área a la que se da servicio y próxima al consumidor de la energía (que con frecuencia es el propietario de la instalación), [14], [15].

En esta tesis se acepta como definición de Generación Distribuida la propuesta por Ackermann et al. [16] que consideran la GD como una fuente de generación de energía eléctrica conectada directamente a la red eléctrica de distribución o a la red eléctrica de baja tensión. La definición de GD se hace, por tanto, en términos de la conexión y localización del sistema generador. Aunque esta definición no impone ninguna

restricción ni a la tecnología empleada ni a la capacidad de producción de las plantas, en general, podemos decir que estas plantas son de menor tamaño que las centrales de generación tradicionales, si bien la capacidad máxima de los generadores que se incluyen en la GD ha ido aumentando en los últimos años (hasta 10 MW, 50 o incluso 100 MW).

Los sistemas distribuidos engloban las denominadas energías alternativas (por constituir una alternativa a las convencionales) o bien renovables (por utilizar combustibles inagotables), dentro de las cuales se encuentra incluida por tanto la biomasa. Entre las tecnologías de GD aplicables a la transformación de la biomasa en energía eléctrica y/o térmica podemos destacar las siguientes:

2.5.1. Turbinas de vapor

Son turbomáquinas destinadas a la producción de energía eléctrica a través de un fluido a alta presión y temperatura (normalmente vapor de agua). Las centrales térmicas basadas en turbinas de vapor desarrollan el comúnmente conocido ciclo de Rankine descrito en la figura 2.5, [17]. Una central térmica de vapor está compuesta esencialmente por: turbina (acoplada a un generador eléctrico), bomba (acoplada normalmente a un motor eléctrico), condensador (conectado a una torre de refrigeración) y un generador de vapor (caldera de grandes dimensiones). La instalación se complementa con un sistema de almacenamiento, transporte y suministro de combustible, además de otros sistemas auxiliares.

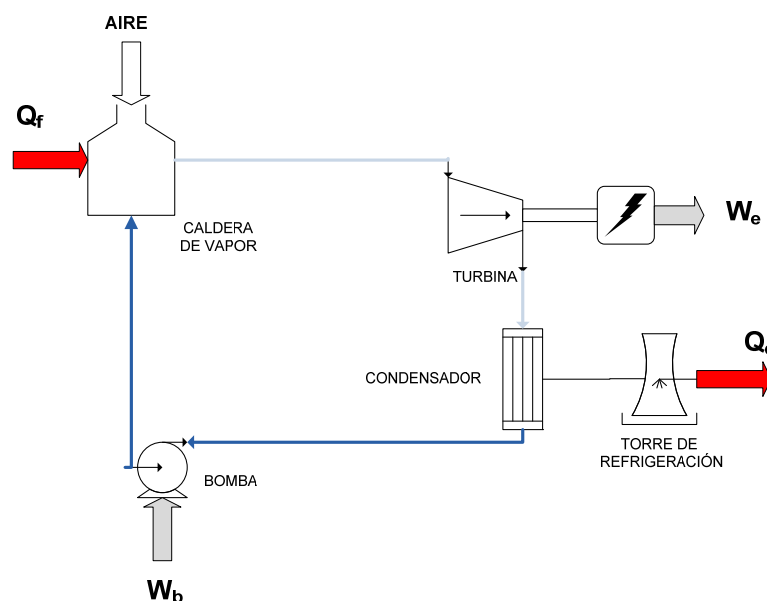


Figura 2.5. Diagrama simplificado de una central de vapor (ciclo Rankine).

La energía térmica necesaria (Q_f) para obtener el vapor de agua a unas determinadas condiciones termodinámicas se obtiene en la cámara de combustión. El combustible es quemado por la acción de un agente oxidante (normalmente aire en exceso) consiguiendo la energía calorífica necesaria (ecuación 2.6, [17]). Hasta la fecha, las centrales térmicas tradicionales de vapor de alta potencia (>100MW) utilizan combustibles fósiles como el carbón, gas natural, gasolina, etc. para alcanzar un vapor de agua de las características termodinámicas necesarias.

$$Q_f(kJ) = \eta_{cc} m_f PCI_f \quad (2.6)$$

Donde, η_{cc} expresa el rendimiento de la combustión (actualmente se diseñan calderas muy eficientes donde éste rendimiento puede alcanzar valores del 95-98%), m_f el flujo de combustible inyectado en la cámara de combustión (kg) y PCI_f representa el poder calorífico inferior del carburante utilizado (kJ/kg).

Actualmente, el desarrollo y apuesta a nivel mundial por los sistemas de GD hacen que las turbinas de vapor queden relegadas a un segundo plano ya que para centrales de generación a pequeña-mediana escala (5kW-50MW, [16]) ésta tecnología resulta menos rentable y eficiente que otros tipos de tecnologías como las microturbinas de gas y los motores de combustión interna [18], [19]. Además estas últimas tecnologías permiten el desarrollo de sistemas de producción de electricidad y aprovechamiento calor simultáneo (*Combined Heat and Power, CHP*). No obstante, la biomasa está actualmente tomando un papel muy relevante como sustituto parcial del carbón en las tradicionales centrales térmicas de vapor, son las denominadas plantas de co-combustión ó *cofiring*, [9]. Actualmente, países desarrollados como Noruega, Finlandia, Alemania y Dinamarca están apostando fuertemente por la sustitución de gran parte del carbón consumido (llegando en algunas centrales al 40-50%) por pellets de madera. Las centrales de co-combustión con biomasa y carbón ofrecen una serie de ventajas muy atractivas, [6], [9]:

- Importante reducción en las emisiones de gases contaminantes (SO_x , NO_x), partículas y CO_2 : Además de brindar una oportunidad para luchar contra el cambio climático ayudar a cumplir el protocolo de Kyoto [20], este tipo de centrales ofrece ventajas económicas como la reducción en el coste por emisión de CO_2 . Por ejemplo, España gastó en 2011 unos 770M€ en la compra de derechos por emisión de CO_2 y se ha convertido en el segundo país, tras Japón,

que más derechos de emisión de CO₂ ha comprado, [21]. Actualmente el precio de la tonelada de CO₂ emitido es de 7€, [22].

- Existen incentivos por parte de los gobiernos para las empresas de generación y proyectos que fomenten la reducción de gases de efecto invernadero. Las centrales de co-combustión por tanto están incentivadas en este aspecto.
- En términos de generación a gran escala, la eficiencia energética de las centrales de co-combustión es notablemente superior que las centrales de la misma tecnología sustentadas únicamente con biomasa.
- La inversión realizada para la adaptación de antiguas centrales de carbón a centrales de co-combustión con biomasa es relativamente baja, en comparación con centrales de biomasa de la misma potencia. Según Splitehoff [9], el coste capital de inversión de una planta de combustión de biomasa se encuentra en torno a 2.500-3.000€/kW_e de potencia instalada, mientras que la adaptación a una central de co-combustión (carbón-biomasa) requiere una inversión de capital de 300€/kW_e (asociado al % de sustitución de biomasa).

2.5.2. Motores de combustión

Un motor de combustión es un tipo de máquina que obtiene energía mecánica directamente de la energía química de un combustible que arde en el interior (ó exterior) de una cámara de combustión, la parte principal del motor. Dependiendo de la localización de esta cámara de combustión, podemos clasificarlos en dos tipos: motores de combustión interna (Otto y Diesel) y de combustión externa (Stirling).

Los motores de combustión interna (MCI) es la tecnología más empleada para su uso como suministro de energía en caso de emergencia, y aunque el rango de potencia en que esta tecnología puede ser utilizada es muy amplio, es más común su uso como equipos de generación por debajo de 1MW. Existen dos tipos de motores de combustión interna: motores diesel (que utilizan fundamentalmente gasoil como combustible, pero que pueden trabajar a partir de otros productos derivados de la biomasa como el biodiesel) y motores de gas o encendidos por chispa (alimentados con gas natural, biogás o biomasa gasificada). Generalmente, la eficiencia de los motores diesel es mayor que la de los motores de gas (que desarrollan un ciclo Otto). La mayoría de los motores de combustión interna utilizados para generación eléctrica (denominado también motores estacionarios) son motores de cuatro tiempos, [23].

Actualmente, existen numerosas aplicaciones donde la biomasa puede ser aprovechada en sistemas de generación eléctrica, térmica y transporte mediante MCI:

- El gas pobre o gas de síntesis procedente de la gasificación de la biomasa puede utilizarse en motores de gas para su aplicación en sistemas de GD, [24], [25]. La figura 2.6 muestra una planta de gasificación instalada en Úbeda (España) resultado del Proyecto Europeo RESOLIVE, [3]. Esta planta cuenta con un MCI que se alimenta con gas de síntesis procedente de la gasificación de residuos de la industria del olivar (hueso de aceituna y poda de olivo). La central es capaz de generar 70kW_e y 150kW_t .



Figura 2.6. Planta de gasificación (izquierda) con motor de gas Cummins® G855G (derecha) alimentado con gas de síntesis procedente de la gasificación de biomasa.

- Existen también numerosas aplicaciones donde el biogás procedente de la digestión anaerobia de los residuos de granjas, vertederos y depuradoras es quemado en MCI para la generación in-situ de energía eléctrica y térmica, [26]. En la figura 2.7 podemos ver una planta de biogás procedente de la digestión anaerobia de estiércol en Styria, Austria. Esta planta cuenta con un MCI que es capaz de generar 500kW_e y en torno a 600kW_t , [27].



Figura 2.7. Planta de biogás procedente de la digestión anaerobia de estiércol (izquierda) con motor de gas Jenbacher® (derecha).

- Hoy en día es una realidad que el biodiesel obtenido por ejemplo de la extracción de aceites de colza y palma se emplee en MCI. Estos biocombustibles reducen las emisiones contaminantes manteniendo la eficiencia de un motor diesel convencional.
- En algunos países el bioalcohol ó etanol, procedente de la fermentación alcohólica de la biomasa, se usa desde hace unos años como biocombustible sustituto parcial o total de la gasolina en MCI de ciclo Otto, a este combustible se le llama de manera genérica *gasohol*. Los motores Otto requieren pequeñas modificaciones para usar el etanol en lugar de gasolinas o mezclas etanol/gasolina. El bioalcohol puede incluso mezclarse con el gasoil para motores de ciclo Diesel.

El coste de las unidades de generación basadas en MCI es el más bajo de entre las tecnologías GD, pero los costes de operación y mantenimiento están entre los más altos. Entre las principales desventajas del uso de MCI encontramos:

- El coste de mantenimiento, el más alto entre las tecnologías de GD debido al gran número de partes en movimiento.
- Las emisiones de NO_x son de las más altas entre las tecnologías de GD, aunque es cierto que el uso de gas natural, biomasa gasificada ó biogás como combustible reduce este tipo de emisiones.
- El ruido que se produce es de baja frecuencia y por tanto es más difícil de controlar que para otras tecnologías; existen no obstante mecanismos que permiten la atenuación de este ruido.

Algunas de las características que hacen atractiva este tipo de tecnología son:

- El coste de la inversión inicial es el más bajo de las tecnologías de GD.
- La eficiencia que se obtiene es buena (entre el 28% al 42% del PCI).
- La cogeneración es posible recuperando el calor en los gases de escape (la temperatura de los gases que resultan en la combustión puede ser de algo más de 400 °C).
- Modularidad excelente pudiendo ser atendida con esta tecnología cargas en el rango del kW al MW.

En un motor de combustión externa la ignición del combustible se localiza en el exterior (fuera de los cilindros) y se realiza a presión constante, [23]. Cuando el fluido de trabajo de estos motores es aire, H₂ o He el ciclo que realiza el fluido se denomina Stirling en honor a su descubridor Robert Stirling (1816). La transmisión de calor procedente de la cámara de combustión externa se transfiere al fluido de trabajo por medio de un regenerador (intercambiador de calor de alta eficiencia). Éste tipo de motores tiene un rendimiento superior al motor de combustión interna (Otto ó diesel), [23].

Hoy en día, debido a la baja emisión de ruidos, los motores Stirling tienen su principal aplicación en submarinos y yates como generadores de potencia auxiliar. Sin embargo, existe un amplio campo de investigación asociado al uso de este tipo de motores y su aplicación en concentradores solares [28] y en sistemas de generación eléctrica y térmica (CHP) con biomasa [(29)], [30]. La figura 2.8 muestra el esquema de una planta de potencia de 75kW_e y 200 kW_t que utiliza un motor Stirling de 8 cilindros y se alimenta con *chips*⁴ de madera. La central fue construida en 2005 en Austria y cuenta con un rendimiento eléctrico del 27% y una eficiencia global (CHP) de más del 85% [31], [32].

⁴ Los chips de madera son pequeños trozos triturados (astillados) procedentes de residuos forestales y/ó de industrias madereras.

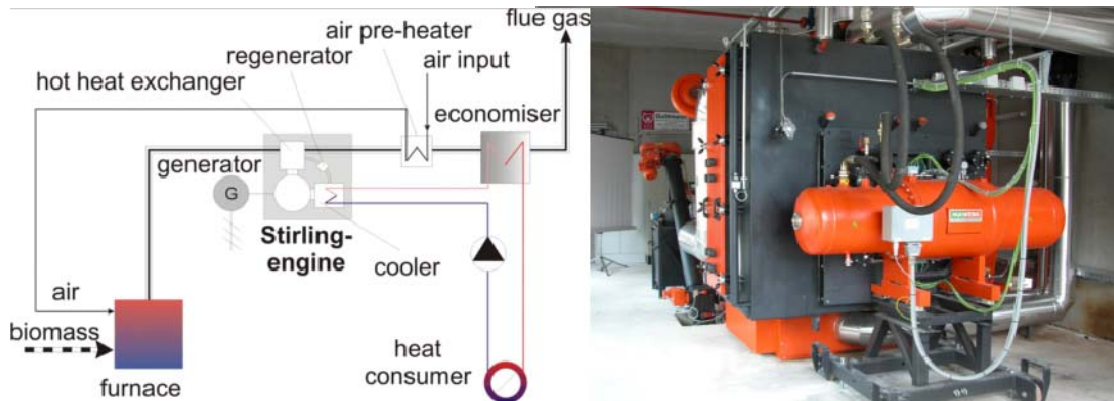


Figura 2.8. Esquema de una planta de potencia basada en motor Stirling y alimentada con biomasa (Upper Austria, Austria).

Las ventajas más destacadas que ofrece el motor Stirling son las siguientes:

- El fluido de trabajo dentro del motor Stirling (aire, He ó H₂) nunca se libera al exterior, por lo que no existen válvulas de admisión ni de escape, ni gases a elevada presión ni explosiones dentro de los cilindros como ocurre en los MCI. Esta es la razón de que los motores Stirling sean tan silenciosos.
- Aplicación en sistemas a pequeña escala (GD) y en plantas de cogeneración (CHP). Además, los motores Stirling presentan rendimientos superior a los MCI consiguiendo altos rendimientos de cogeneración, [23].
- El ciclo Stirling utiliza una fuente de calor externa, que puede variar desde combustibles fósiles, hasta energía solar y biomasa. La combustión no se produce dentro de los cilindros.

Entre la principal desventaja y la más importante de este tipo de tecnología destacamos su elevado coste de inversión (€/kW_e). Los motores Stirling están bajo amplias tareas de investigación, por lo que aún es pronto su comercialización y aplicación a gran escala. Actualmente, las únicas plantas de potencia basadas en motores Stirling están basadas en plantas piloto resultados de proyectos de investigación financiados por diferentes medios, [31].

2.5.3. Turbinas de gas

Una turbina de gas (TG) es un tipo de máquina térmica que extrae energía de un flujo de gases procedente de la ignición de aire comprimido y un combustible líquido o gaseoso (normalmente gas natural). Las turbinas de gas usualmente operan en base al principio del ciclo de Brayton, [18], [23]. De acuerdo al esquema de la figura 2.9, aire fresco en condiciones ambiente se introduce dentro del compresor donde su temperatura y presión se eleva. El aire de alta presión sigue hacia la cámara de combustión donde se mezcla con el combustible y se quema a presión constante. Luego los gases de alta temperatura que resultan entran en la turbina, donde se expanden hasta alcanzar la presión atmosférica, produciendo trabajo mecánico. En los motores de las turbinas de gas, la temperatura de los gases de escape que salen de la turbina suelen ser bastante mayor que la temperatura del aire que abandona el compresor. Por consiguiente, el aire de alta presión que sale del compresor puede calentarse transfiriéndole calor de los gases de escape calientes en un intercambiador de calor a contraflujo, el cual se conoce también como un regenerador o recuperador. Si los gases de escape que salen de la turbina se expulsan hacia fuera (no se recirculan), el ciclo se clasifica como un ciclo abierto.

Las turbinas de gas tradicionales se caracterizan por generar potencia eléctrica a gran escala (del orden de centenares de MW) además es muy común su uso en centrales de ciclo combinado (turbinas de gas y de vapor). En esta tesis, se estudiarán las tecnologías aplicables a GD que puedan utilizar como combustible la biomasa, más concretamente los residuos procedentes de la industria del olivar. Dentro del amplio campo de desarrollo de las turbinas de gas, vamos a centrarnos en las microturbinas de gas (MTs) y las turbinas de gas de combustión externa (EFGT, por sus siglas en inglés).

Las MTs constituyen un tipo de turbinas que han pasado de la etapa de prototipo experimental a convertirse en una alternativa para la generación de energía eléctrica a pequeña escala. Las tendencias tecnológicas actuales para las pequeñas MTs en el rango de 30-200 kW permiten que se puedan construir un gran número de ellas en serie y no bajo demanda como sucede en las de mayor potencia. Los diseños combinan la fiabilidad de las turbinas de gas de la industria aeronáutica con el bajo coste de las turbinas automovilísticas.

De forma básica una MT consta de una etapa sencilla de compresor radial y turbina y un recuperador que permite utilizar el calor de los gases de escape a la salida de la turbina (ver figura 2.9). Parte del gran éxito de las microturbinas se debe a los avances en el campo de la electrónica, que han permitido que las MTs operen de forma desatendida y que se puedan conectar a la red comercial eléctrica. La electrónica de potencia se utiliza para convertir la fuente no regulada de potencia a una forma útil, evitando que el alternador tenga que estar sincronizado con la red eléctrica. Además la tecnología DSP (*Digital Signal Processing*) permite controlar de forma eficiente no sólo la electrónica de potencia sino el propio sistema como un todo. El diseño y fabricación del recuperador es complejo porque estos elementos han de ser capaces de trabajar en condiciones de alta presión y sometidos a importantes gradientes de temperatura.

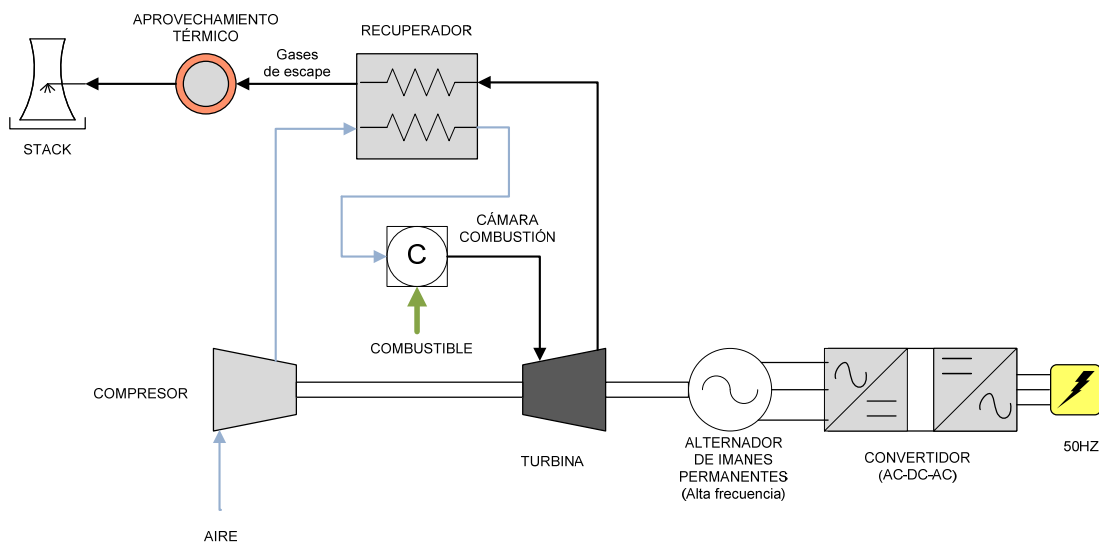


Figura 2.9. Esquema general de una microturbina de gas para GD.

Entre las características de este tipo de tecnología cabe destacar las siguientes, [18], [33]:

- La característica más distintiva de la tecnología de microturbinas frente a otras tecnologías basadas en turbinas de gas es la alta velocidad de rotación de la turbina. La turbina rota hasta los 120.000 rpm y el generador hasta las 40.000 rpm.
- Las MTs puede utilizar bajas temperaturas de combustión lo que permite obtener niveles bajos de emisiones de NO_x . Además tienen un peso pequeño y permiten dimensiones reducidas de la instalación. Bajos niveles de emisiones de ruido (70 dB a 1 metro de distancia).

- El coste de la inversión no es excesivamente alto y el coste de mantenimiento es más bajo que en otras tecnologías debido a que requieren muy pocas partes móviles (a veces sólo el eje). Se estiman unos costes fijos de 800-1300€/kW_e, [18], [34].
- Las unidades de generación disponibles, permiten conseguir potencias el rango de 25-200 kW y pueden ser fácilmente combinadas para generar potencias mayores.
- Las eficiencias alcanzadas en los sistemas de GD que utilizan las microturbinas varían típicamente del 25% al 40 %. En sistemas de cogeneración son posibles eficiencias superiores al 50 % e incluso llegando a eficiencias del 60-70% en sistemas híbridos (por ejemplo con pilas de combustible), [35], [36].
- Flexibilidad en el combustible, ya que pueden utilizar gas natural, diesel, etanol y **derivados de la biomasa** (biogás).

Las MTs representan una tecnología relativamente nueva y en progreso que es objetivo de numerosos trabajos de investigación, en especial en el aprovechamiento de energías renovables como la biomasa, [37]-[39]. Actualmente, existen diferentes fabricantes de microturbinas como son Capstone®, Honeywell®, Elliot®, Turbec®, etc. Por ejemplo, Turbec® comercializa un modelo de microturbina T100 que consiste en una microturbina de eje simple, con presión de funcionamiento a 3,5 bar, un flujo másico de aire de 0,75kg/s, a una temperatura de entrada de la turbina de 950°C y que genera 100kW_e, [40]. Este modelo alcanza una eficiencia eléctrica del 30% alimentada con gas natural en condiciones ISO. El modelo T100 incluye un sistema de aprovechamiento del calor de los gases de escape para la producción de agua caliente sanitaria (ACS).

Al igual que en los motores Stirling, las turbinas de combustión externa (EFGT) se caracterizan en que la ignición del combustible se localiza en el exterior de la turbina de gas, es decir, se realiza en una cámara de combustión externa a presión constante. El principio de funcionamiento de una EFGT es el descrito en la figura 2.10, [40]. El combustible sólido (biomasa) alimenta a una cámara de combustión externa junto con el aire caliente procedente de la salida de la turbina. Los gases de combustión originados son introducidos a un intercambiador de calor de alta eficiencia elevando así la temperatura del aire procedente del compresor hasta la temperatura de entrada de la

turbina. Los gases de combustión enfriados pueden ser utilizados para sistemas de aprovechamiento térmico (por ejemplo, para sistemas ACS). La válvula de control tiene la misión de introducir la cantidad de aire de combustión necesario demandado por la cámara de combustión externa.

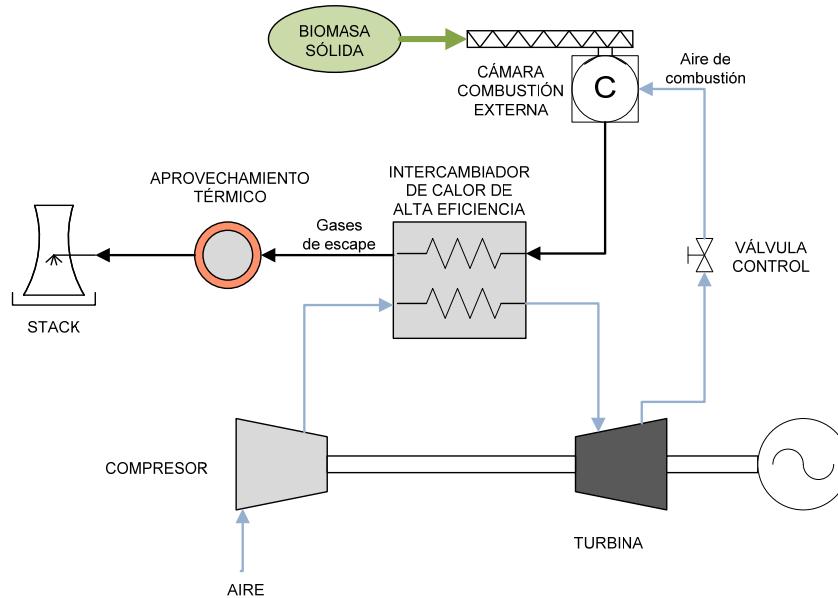


Figura 2.10. Esquema básico de una turbina de combustión externa (EFGT) alimentada con biomasa sólida.

Hoy en día, el progreso en este tipo de tecnología está experimentando un fuerte crecimiento ya que nos ofrece una serie de ventajas a tener muy en cuenta respecto a las MTs convencionales (combustión interna), [40]-[42]:

- Permite la utilización directa de biomasa sólida como combustible sin necesidad de ser transformada a biogás ó gas de síntesis. Las MTs convencionales requieren combustibles líquidos ó gaseosos introducidos en el sistema a la presión que rige la cámara de combustión. Esto origina un consumo eléctrico adicional en la compresión de dicho combustible. Con las EFGT esto no sugiere un problema crítico ya que al disponer de cámara de combustión externa podemos utilizar todo tipo de combustibles (incluso sólidos como es el caso de la biomasa).

- La utilización de combustibles gaseosos de baja o media densidad energética (gas de síntesis o biogás) requiere la modificación de los inyectores de la cámara de combustión de las MTs existentes, ya que están diseñadas en un principio para gas natural. Esto conlleva un gasto en investigación y desarrollo importante para los fabricantes actuales y supone por tanto una traba en su desarrollo aplicado al aprovechamiento de la biomasa. Actualmente, Capstone® comercializa unos modelos de microturbina (de combustión interna) que funcionan con biogás procedente de la digestión anaerobia, son los denominados modelos CR (*Capstone Renewable*) fabricados en módulos desde 30kW a 1MW de potencia eléctrica, [43]. Por otra parte, no existe ningún fabricante que comercialice MTs combustionadas con gas de síntesis procedente de la gasificación de biomasa.
- En las EFGT el fluido que circula a través de la turbina de expansión es simplemente aire (a alta presión y temperatura), esto origina que los alabes no estén sometidos a posibles efectos de corrosión y desgaste como en el caso de las MTs convencionales. En el caso de MTs que utilizan biogás, un aspecto muy importante es el contenido en H₂S, ya que si la fase de limpieza del biogás generado no es óptima los álabes de la turbinan pueden quedar expuestos a corrosión disminuyéndose así su vida útil de funcionamiento.

El principal inconveniente que nos ofrece este tipo de tecnología es el intercambiador de calor de alta eficiencia. La máxima temperatura de trabajo permisible para este sistema se encuentra en torno a 100-150°C por encima de la temperatura de entrada de aire a la turbina, [40], [44]. Además, los bajos coeficientes de transferencia de calor del aire y gases de combustión conlleva la fabricación de intercambiadores de calor de tamaño considerado (necesario para elevar la superficie de intercambio) encareciendo este tipo de tecnología. A largo plazo y con el desarrollo de los materiales cerámicos, capaces de soportar temperaturas de operación de 1200-1300°C, supondrá un alto impulso al desarrollo de las EFGT.

2.5.4. Pilas de combustible

Las pilas de combustible (en inglés *fuel cell* o FC) se basan en el uso de dispositivos electroquímicos de conversión de energía similares a las baterías, pero que se diferencian de éstas en que están diseñadas para permitir el reabastecimiento continuo de los reactivos consumidos. Un único dispositivo (a veces llamado célula o celda de combustible) permite obtener un voltaje de aproximadamente 1,2 V, para obtener voltajes mayores, varias células son conectadas en serie formando una pila de células de combustible, típicamente se emplean más de 45 células para formar la pila. Además parte del calor producido puede ser utilizado, lo que hace esta tecnología interesante para aplicaciones de cogeneración (CHP).

La célula básica está formada por tres elementos fundamentales, [19]:

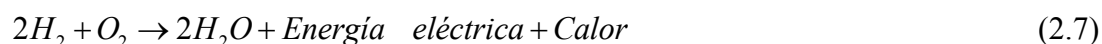
- El ánodo al que se suministra el combustible.
- El cátodo donde el elemento oxidante es suministrado (normalmente aire).
- El electrolito que permite el flujo de iones (pero no de electrones y reactantes) desde el ánodo al cátodo.

La reacción química neta es idéntica a la que se tendría quemando el combustible, pero debido a la separación espacial entre los reactantes, la célula electroquímica conduce la corriente de electrones que de forma espontánea fluye desde el elemento reductor (el combustible) hasta el oxidante (oxígeno) para su uso en un circuito externo. Es decir, en una pila de combustible se produce una conversión electro-química directa del combustible evitando las transformaciones intermedias que ocurren en los dispositivos de conversión habituales (química → mecánica → eléctrica), esta es la razón principal de la alta eficiencia de este tipo de dispositivos.

Cualquier sustancia susceptible de oxidación química y con suministro continuo puede utilizarse de combustible. Probablemente el sistema de pila de combustible más interesante se basa en la oxidación del hidrógeno para formar vapor de agua como único producto. El hidrógeno empleado como combustible posee una alta reactividad en presencia de catalizadores adecuados y puede alcanzar una alta densidad energética. Sin embargo, no se presenta en la naturaleza de forma libre y se necesita energía para

extraerlo del agua (electrolisis), de los hidrocarburos o de la biomasa. Algunos métodos de obtención de hidrógeno son: el reformado⁵ del metano, la oxidación parcial de combustibles fósiles, la electrólisis del agua, la descomposición del metanol o etanol, y **a partir de la biomasa** mediante procesos termoquímicos como la gasificación, la fermentación alcohólica o la digestión anaerobia.

En la mayoría de las pilas de combustible comerciales y actualmente en uso se consume H₂ y O₂ formando la reacción global siguiente:



La hemireacción que se origina en el cátodo (oxidación del hidrógeno) es:



En el ánodo se produce la hemireacción de reducción del oxígeno:



La figura 2.11 muestra el funcionamiento genérico de una celda de una pila de combustible. Dentro de la celda, el H₂ se oxida en unas condiciones muy controladas en presencia de un catalizador que causa la combinación del H₂ y O₂. El resultado es agua, tan caliente, que generalmente aparece agregada en forma de vapor. Este vapor prácticamente no contiene sustancias contaminantes y su temperatura a menudo excede de los 530°C [19], por lo que dependiendo del tipo de pila, este vapor puede utilizarse en sistemas de cogeneración. La oxidación del H₂ se posibilita por la presencia de un catalizador, y dicha oxidación tiene lugar molécula a molécula de forma continua. La oxidación en la pila de combustible, al contrario que en los motores de combustión y turbinas de gas se produce sin llama y es controlada químicamente a nivel molecular. En este proceso la formación de NO_x y otros contaminantes se ve minimizada.

⁵ El reformado es un proceso catalítico mediante el cual se obtiene hidrógeno (H₂) a partir de hidrocarburos gaseosos, cuyo principal componente es el metano (CH₄). El reformado consiste básicamente en separar el carbono del hidrógeno.

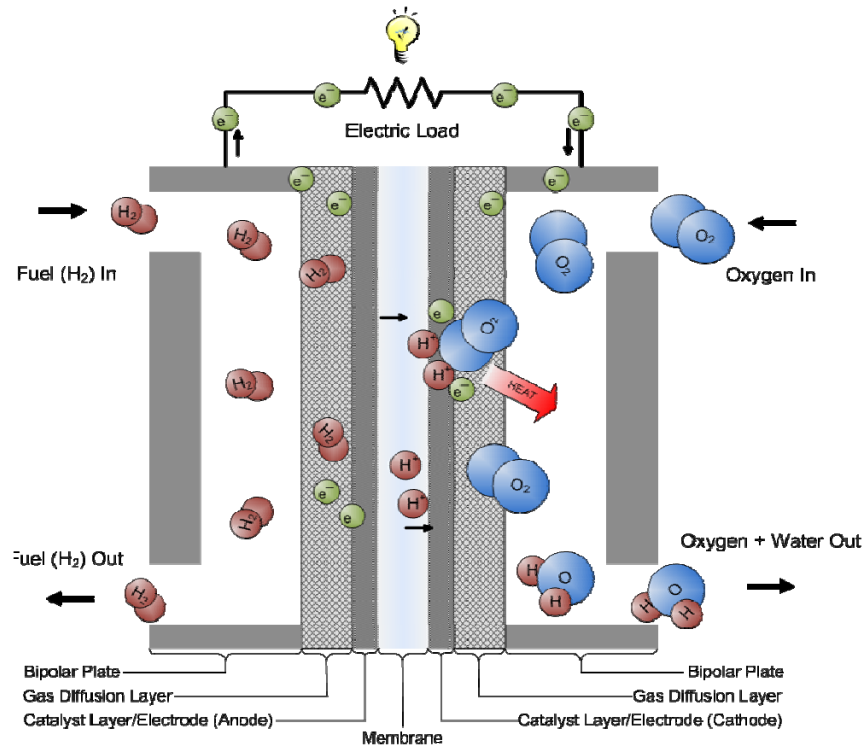


Figura 2.11. Esquema de funcionamiento de una celda de combustible.

La oxidación del H_2 en la presencia del electrólito produce la aparición de electrones, que forman un flujo de corriente continua desde el ánodo al cátodo. El voltaje en una celda es bastante bajo, menos de 2 V, y su valor concreto será función del tipo de electrólito usado. El valor de corriente generado depende del diseño de la celda, fundamentalmente del área de la superficie de contacto entre ánodo-electrólito-cátodo, de tal forma que a mayor área mayor corriente se produce.

Las pilas de combustible se clasifican en función del electrólito que utilizan. Algunos tipos de pilas de combustible son [19], [45]:

- Pilas de combustible alcalinas (AFC).
- Pilas de combustible de ácido fosfórico (PAFC).
- Pilas de combustible de carbonato fundido (MCFC).
- Pilas de combustible poliméricas (PEMFC).
- Pilas de combustible de óxido sólido (SOFC).

Entre todas estas tecnologías, la más prometedora en el campo de la GD son las pilas de combustible de óxido sólido (SOFC). La celda en SOFC está compuesta por un electrólito de óxido metálico, no poroso y buen conductor. Este tipo de tecnología puede ser fabricada de acuerdo a diferentes configuraciones geométricas (planar, tubular,

monolítica, etc.) y se caracteriza fundamentalmente por su alta temperatura de operación (entre 800°C y 1000 °C). El uso de temperaturas tan altas ayuda a reformar el combustible. Típicamente, las pila de combustibles son más sensibles a impurezas en el combustible que turbinas y motores de combustión; la sensibilidad de la pila a dichas impurezas varía dependiendo del tipo de catalizador y electrólito.

Entre las ventajas que nos ofrece este tipo de tecnología podemos destacar las siguientes:

- Alta eficiencia de conversión: las pilas de combustible tienen una eficiencia en la conversión electro-química mayor que la de los motores de combustión y turbinas de gas.
- Ausencia práctica de ruido: el proceso básico de la pila de combustible no contiene partes móviles y por tanto no existe ningún proceso que cree ruidos o vibraciones, además las pilas de combustible son compactas. La ausencia de partes móviles se traduce en una vida útil elevada.
- Mínimas emisiones: la oxidación en la pila, al contrario que en motores de combustión y turbinas de gas, se produce sin llama (no existen reacciones de combustión) por lo que la formación de contaminantes es mínima.
- Aplicable a sistemas de cogeneración: la energía térmica de los gases de escape las pilas de combustible tipo SOFC (>500-600°C) facilita el desarrollo de sistemas de cogeneración y de sistemas híbridos compuestos por pila de combustible y microturbina de gas [45]-[47]. Con este tipo de sistemas puede alcanzarse unos rendimientos de generación superiores al 60%.
- La tensión continua generada en las pilas de combustible es más eficaz que en las microturbinas puesto que en este caso la tensión de la pila es continua y no pulsada como sucede en las otras.
- Permiten sistemas modulares, es decir, pueden asociarse el número de celdas necesario para formar pilas de combustible de una amplia gama de potencias de generación aplicables a sistemas de GD.

Entre los inconvenientes que se presentan hay que citar los siguientes:

- Debido a la inercia de las reacciones químicas que se producen la velocidad de reacción a cambios de carga es relativamente lenta. Para su aplicación en

sistemas de transporte o sistemas de potencia aislados necesariamente van acompañadas de baterías o ultracondensadores.

- En comparación con otras tecnologías (como los motores de combustión interna), el coste de las pilas de combustible comerciales es bastante elevado.
- En comparación con los motores de combustión, es necesario instalar dispositivos de conversión DC-AC (encareciendo aún más su coste).
- Excelente funcionalidad con H₂ puro o gas natural (previo reformado). Sin embargo, su funcionamiento con biogás o gas de síntesis se ve muy comprometido debido a las impurezas que se presentan en estos combustibles derivados de la biomasa. La membrana y electrolitos son muy sensibles a este tipo de impurezas.

La tabla 2.4 muestra un resumen de las tecnologías anteriormente citadas, [18], [45], [48]-[52]. Se han estudiado todas aquellas tecnologías aplicables a GD y que pueden utilizar como combustible la biomasa o derivados de ella (biogás, gas de síntesis). Como podemos ver, los MCI nos ofrecen una de las mejores posibilidades en el uso de la biomasa para generación eléctrica y térmica. Aunque su rendimiento no es el más alto y sus costes de operación y mantenimiento son de los más elevados, nos ofrecen muchísimas ventajas respecto a otro tipo de tecnologías en menor grado de i+D.

Tabla 2.4. Tecnologías de Generación Distribuida (GD). Mercado, rango y eficiencias.

Familia	Tecnología	Uso de biomasa				Rango típico (MW)	Coste Inversión (€/kW)	Eficiencia eléctrica	Eficiencia CHP
		GD	CHP	Uso de biomasa	Nivel desarrollo				
Rankine	Vapor agua					> 1	6.00-1.000	22-37	-
	ORC					0,1-2	1.500-2.000	18-24	65-75
Motores de combustión	MCI					0,05-20	300-600	25-45	50-55
	Stirling					0,05-0,1	1.000-1.500	29-40	65-75
Turbinas de gas	Microturbinas					0,025-0,3	600-900	28-33	50-58
	EFGT					0,01-0,2	2.000-4.000	20-30	50-60
Pilas de combustible	SOFC					0,1-1	5.000-10.000	45-55	64-70
	PEMFC					0,02-0,25	2.500-5.000	30-40	50-55

En esta tesis, se estudiarán las transformaciones correspondientes a la combustión de la biomasa y sobre todo a la gasificación. Más concretamente será objeto de estudio la

biomasa procedente de la industria del aceite de oliva (detallada en el siguiente epígrafe) y su aplicación en sistemas de GD.

2.6. Potencial biomásico en Andalucía. Biomasa procedente de la industria del aceite del olivar.

El poder aprovechar los residuos forestales, agrícolas, urbanos e industriales constituye uno de los mayores atractivos de la biomasa, pero no es el único. Otro evidente es la reducción de las emisiones de gases que influyen en el cambio climático, la destrucción de la capa de ozono y la lluvia ácida. Así como la disminución del riesgo de incendios forestales y plagas de insectos. Además, su necesaria vinculación con los territorios generadores de la materia prima implica el traslado de recursos, renta y empleos al mundo rural, permitiendo incluso dar una segunda oportunidad a zonas que la despoblación ha convertido en lugares fantasma. El hecho de que comarcas ricas en biomasa forestal o agrícola se autoabastezcan de energía no es una utopía, sino una posibilidad cada vez más real y, ante el negro panorama que presentan las energías no renovables, una meta deseable.

En Andalucía, el potencial de biomasa está cerca de los 4 millones de TEP al año, según estimaciones de la Agencia Andaluza de la Energía [53]. Hoy es la fuente de energía renovable que más cantidad de energía puede aportar al sistema (ver tabla 2.5). Dicho potencial se reparte de la siguiente manera, [53]: residuos agrícolas (33,4%), residuos industriales (25,9%), residuos forestales (8,1%), residuos ganaderos (2%), cultivos energéticos (15,7%) y residuos urbanos (14,9%). El aprovechamiento actual ronda el 30%. El recurso más importante, con creces, es el olivar. Los restos de las podas, que hasta ahora el agricultor se veía obligado a quemar en el campo porque no tenían ninguna salida, se están comenzando a procesar para producir energía térmica o eléctrica, y análogos usos se hacen del orujo, del orujillo y de los huesos de aceituna obtenidos durante la producción del aceite de oliva, lo cual abre un nuevo horizonte para este cultivo milenario. Cálculos nada exagerados permiten afirmar que, si se aprovechara todo el potencial procedente de los residuos del olivar, la provincia de Jaén se autoabastecería e incluso podría exportar energía sobrante.

Tabla 2.5. Potencial biomásico en Andalucía (2012).

TIPO DE RESIDUO (BIOMASA)		TONELADAS	KTEP	%
AGRICOLAS	BIOMASA AGRÍCOLA	4.606.473	1.321,29	33,4
	OLIVAR	2.524.419	803,25	60,8
	FRUTAL	112.611	23,09	1,7
	CITRICO	58.381	11,82	0,9
	SUBTROPICAL	17.441	4,29	0,3
	VID	48.305	11,88	0,9
	GIRASOL	524.533	152,39	11,5
	INVERNADEROS	415.070	49,81	3,8
	ARROZ	145.910	40,85	3,1
	ALGODÓN	721.353	216,41	16,4
TOMATE	38.449	7,50	0,6	
GANADEROS	BIOMASA GANADERA	4.342.525	77	2,0
	PORCINO	1.476.565	17	22,2
	VACUNO	1.371.182	24	31,7
	AVICOLA	361.355	18	23,0
	OTRAS ESPECIES	1.133.424	18	23,6
INDUSTRIALES	BIOMASA INDUSTRIAL	5.070.029	1.025	25,9
	HOJA OLIVO	345.108	86	8,4
	HUESO ACEITUNA	552.434	215	21,0
	ORUJO HUMEDO GRASO OLIVA	3.011.462	422	41,1
	CASCARA ARROZ	58.693	20	1,9
	INDUSTRIA CERVEZA	123.083	2	0,2
	MATADEROS Y CARNICAS	100.203	14	1,4
	RESIDUOS CORCHO	10.600	4	0,4
	DESMOTADORAS DE ALGODÓN	16.811	5	0,5
	FRUTOS SECOS	17.500	7	0,7
	INDUSTRIA VINO Y LICORES	41.097	9	0,9
	MADERA DE MUEBLES, ENVASES Y ASERRADEROS	220.410	59	5,7
	INDUSTRIA AZUCARERA	6.000	2	0,2
	INDUSTRIA PESCADO	14.824	1	0,1
	LICORES NEGROS	474.802	145	14,2
GLICERINA BRUTA	77.000	35	3,4	
FORESTALES	BIOMASA FORESTAL	1.345.840	322	8,1
	QUERCUS	283.237	76	23,6
	EUCALIPTO	488.706	83	25,9
	POPULUS	9.087	2	0,5
	PINUS	564.994	161	50,1
CULTIVOS ENERGÉTICOS	BIOMASA CULTIVO ENERGÉTICO	1.864.600	620	15,7
URBANOS	SUBTOTAL BIOMASA URBANA	2.929.782	591	14,9
	ACEITES VEGETALES USADOS	57.916	52	8,8
	PARQUES Y JARDINES	208.000	56	9,4
	FORSU	735.697	276	46,7
	LODOS EDAR URBANOS	547.775	163	27,6
	AGUAS RESIDUALES	1.380.394	44	7,5
TOTAL POTENCIAL DE BIOMASA EN ANDALUCÍA		20.159.249	3.958	

Esta tesis tiene como objetivo el estudio para el aprovechamiento de los residuos del olivar para generación eléctrica y térmica en sistemas distribuidos. En Andalucía durante el año 2011 se alcanzó una superficie de 1.500.000 ha de olivar, que en una campaña media producen unas 4.650.000 de toneladas de aceituna [53]. De éstas, aproximadamente 4.300.000 t/año se destinan a obtención de aceite de oliva, y las restantes 350.000 t/año van a industria de aderezo de aceituna de mesa. La cantidad media de aceite que se produce es de 900.000 toneladas anuales. Además, este cultivo y sus industrias derivadas generan una serie de subproductos con un contenido energético importante. Mediante una tecnología adecuada, puede obtenerse a partir de ellos tanto energía térmica como eléctrica e incluso biocarburantes para el transporte. Los subproductos susceptibles de valorización energética son el orujo, orujillo, hojas y pequeños tallos depositados en la almazara, el hueso de aceituna y la poda de olivar. El proceso de extracción de aceite de oliva (proceso de dos fases) así como el balance de masas se muestra en la siguiente figura, [53], [54].

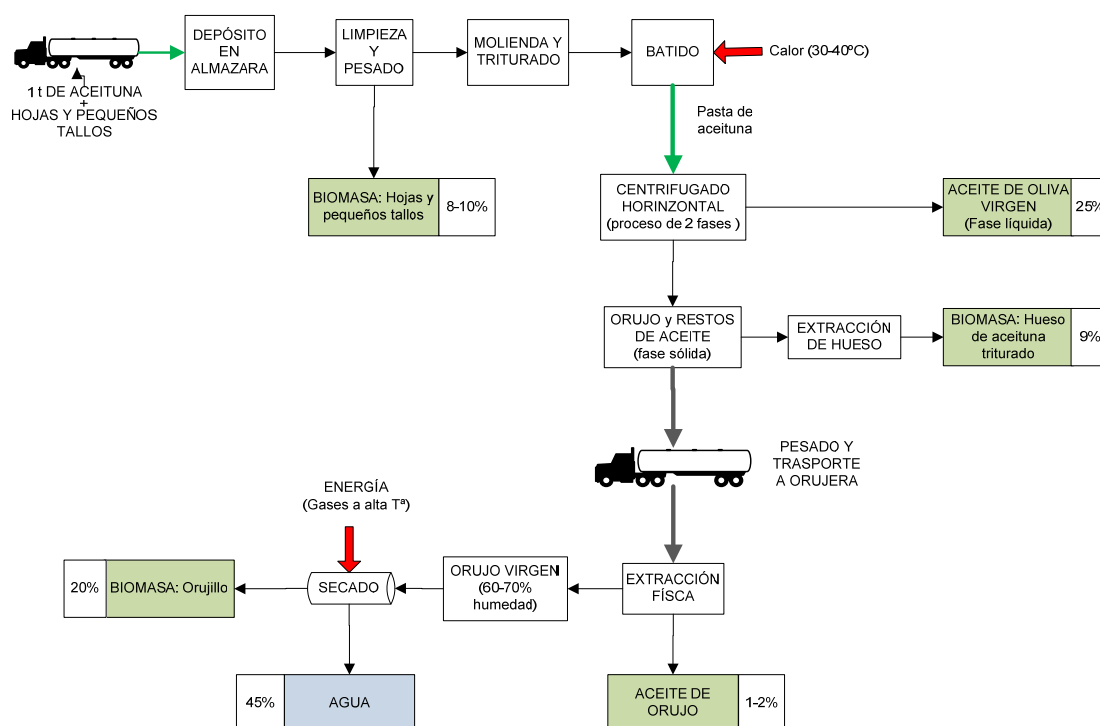


Figura 2.12. Residuos procedentes de la extracción del aceite de oliva (proceso de 2 fases).

A continuación se describen cada uno de los residuos, su obtención, potencial, características generales y aprovechamiento actual.

2.6.1. Orujo

El proceso de obtención del aceite de oliva en las almazaras, principalmente por centrifugación (2 fases y 3 fases) y en un reducido número por prensado, genera como subproducto el orujo, [55], [56]. En un sistema de 2 fases, por cada tonelada de aceituna procesada se obtiene aproximadamente 0,25 toneladas de aceite de oliva y 0,75 toneladas de orujo (figura 2.12). El orujo procedente del sistema centrifugación de 2 fases (empleado en más del 90% de las almazaras españolas) se denomina también alpeorujo. Este sistema es más beneficioso para el medio ambiente, ya que utiliza menor cantidad de agua, evitando la formación del alpechín (efluente muy tóxico procedente del proceso de tres fases), [2].

Una campaña media genera unas 3.000.000 t/año de orujo con una humedad aproximada del 60%-70%. El orujo generado en las almazaras se almacena en balsas para su procesado posterior, que puede tratarse de un proceso físico de segunda centrifugación, también llamado repaso y/o un proceso químico en las extractoras, obteniéndose aceite de orujo. Una opción alternativa a la extracción es destinar el orujo repasado a la producción de energía eléctrica, previo secado hasta una humedad inferior al 20% para facilitar su combustión ó gasificación. Aproximadamente un 30% del orujo generado en Andalucía se somete a estos procesos, [53].

2.6.2. Orujillo

El orujo, una vez secado y sometido al proceso de extracción de aceite, se transforma en orujillo, un residuo sólido compuesto principalmente por restos de hueso triturado y pulpa de aceituna. Se trata de un subproducto con una humedad en torno al 10-20% que tiene unas buenas propiedades como combustible, con un PCI en torno a 17-18 MJ/kg en base seca, y que puede utilizarse tanto para generación de energía térmica en industrias como para generación de energía eléctrica.

Una parte del orujillo generado en las extractoras se autoconsume en la propia instalación, tanto en el secado del orujo como en calderas para generación de vapor para el proceso.

En algunos casos, y de forma cada vez más frecuente, el secado en las extractoras se

realiza mediante cogeneración con gas natural, lo que supone para las extractoras una fuente de ingresos adicional por venta de la energía eléctrica producida, [57]. La cogeneración implica un menor autoconsumo de orujillo en la extractora, lo que hace que quede disponible para otros usos. En una campaña media se generan unas 840.000 t/año de orujillo, [53]. El consumo de orujillo en las plantas andaluzas de producción eléctrica en el año 2010 ascendió a 510.000, y el autoconsumo en la propia industria supuso 125.000 toneladas, variables en función de la campaña, lo que indica que en una campaña media puede existir una disponibilidad aproximada de 200.000-300.000 t/año, para otros usos térmicos y para exportación. La figura 2.13 muestra una balsa de orujo en una de las orujeras de la provincia de Jaén así como una muestra del orujillo resultante tras su posterior secado.



Figura 2.13. Foto de balsa de orujo en extractoras (izquierda) y orujillo resultante tras su secado (derecha).

2.6.3. Hueso de aceituna

La aceituna está compuesta por un 85% de pulpa y un 15% de hueso. Debe diferenciarse entre el hueso generado en las industrias de aderezo de aceituna de mesa y el obtenido en el proceso de obtención de aceite de oliva y de orujo.

Las industrias de aderezo deshuesan aproximadamente el 80% de la aceituna que procesan, para comercializar la aceituna sin hueso, lo que supone unas 33.000 t/año de hueso que se utiliza en calderas para la obtención de energía térmica.

Respecto a la aceituna destinada a obtención de aceite de oliva, el 70% del orujo se

deshuesa tras la molturación, mediante un proceso de separación pulpa-hueso, bien en la almazara o bien en la extractora. En este caso se obtiene el hueso triturado, en una cantidad de unas 360.000 t/año.

El hueso (ver figura 2.14) es un combustible de unas características excelentes: elevada densidad, humedad media en torno al 30%, granulometría muy uniforme y poder calorífico de 17-19 MJ/kg en base seca, [56]. Es muy adecuado para usos térmicos, tanto en el sector industrial como doméstico y residencial debido a su buen manejo, las bajas emisiones de partículas en su combustión y sus condiciones inodoras. Debido al contenido en humedad tras la fase de extracción es depositado en balsas para su secado solar por debajo del 20%, mejorando sus características de combustión o gasificación.

Tradicionalmente se ha utilizado en calderas de industrias del olivar, tanto almazaras como extractoras, así como en otros sectores como el cerámico, granjas, etc. En la actualidad cada vez están cobrando más importancia los usos en el sector doméstico y residencial para suministro de agua caliente sanitaria y calefacción. La tecnología ha experimentado un gran avance, importándose en la actualidad equipos con muy alto rendimiento y bajos niveles de emisiones. Para facilitar el acopio de combustible se está comenzando a comercializarse el hueso en sacos de 15 kg, de fácil distribución y manejo, óptimo para su uso en el sector doméstico, y con un precio considerablemente menor al de otros combustibles de similares prestaciones, como el pellet de madera.



Figura 2.14. Foto almacén de hueso de aceituna en almazara Unioliva (Úbeda).

2.6.4. Hojas y pequeños tallos

Cuando la aceituna es depositada en la almazara, esta lleva consigo una cantidad de hojas y tallos apreciable. Este residuo es separado del fruto en las primeras etapas de elaboración de aceite de oliva (ver figura 2.12). Según [58], se estima que la cantidad de hojas y pequeños tallos que entra en la almazara se encuentra en torno al 8-10% en peso de la cantidad de aceituna procesada. Una vez separado, el residuo queda depositado en las almazaras (ver figura 2.15) y es recogido en parte por algunos agricultores y ganaderos como pienso y abonos de forma totalmente gratuita. No obstante, gran parte tiene que ser quemado y eliminado, ya que hoy por hoy no se aprovecha para otros fines ocupando grandes superficies en las almazaras y ocasionando así un grave inconveniente. En el año 2011 se produjeron unas 345.000 toneladas de hojas y pequeños tallos, [53]. En esta tesis este tipo de residuo ha sido valorizado y estudiado para su uso en sistemas de cogeneración mediante su gasificación y/o combustión. La tabla 2.6 muestra el análisis próximo y elemental de este tipo de biomasa así como algunas propiedades energéticas.



Figura 2.15. Foto de hojas y pequeños tallos depositados durante el periodo de recepción de aceituna en almazara Unioliva (Úbeda, 2012).

2.6.5. Poda de olivar

El olivar destinado a aceituna de mesa debe ser podado cada año, mientras que el destinado a la obtención de aceite de oliva se poda cada dos años. Como media, puede considerarse que 1 ha de olivar genera en torno a 2,5-3 toneladas de poda (figura 2.16), por lo que de media se generan más de 2.000.000 de toneladas de poda al año, [53].

El uso energético de la poda ha estado ligado tradicionalmente al empleo de la leña como combustible doméstico. Sin embargo, durante la última década, el uso de la poda de olivo como combustible en forma de astilla ha experimentado un notable incremento debido a:

- En el presente año, fue aprobado por el gobierno central el Real Decreto Ley 661/2012, de 27 de enero, por el que se procede a la supresión de los incentivos económicos para nuevas instalaciones de producción de energía eléctrica a partir de cogeneración, fuentes de energía renovables y residuos. No obstante, este duro golpe a las renovables hace que el autoconsumo renovable y el balance neto sea una posible aplicación real en este campo, y en especial para la biomasa, por su capacidad de adaptación a la demanda.
- La necesidad de introducir nuevas fuentes de biomasa en plantas de generación eléctrica existentes y de nueva construcción.
- Expectativas surgidas en torno a la producción de pellets para uso doméstico.

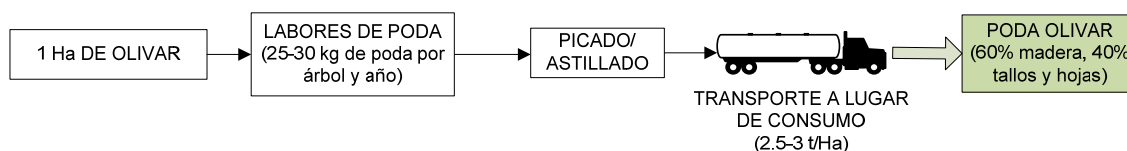


Figura 2.16. Diagrama esquemático sobre la cantidad de poda de olivar generado por Ha y año.

Todo ello ha contribuido a desarrollar un incipiente sector, que incluye a empresas de fabricación y distribución de maquinaria agrícola, adaptada y/o específica al procesado y acopio de biomasa en campo, a las empresas de servicio agrícola, a empresas comercializadoras de biomasa, y por supuesto a promotores y consultores energéticos. Aun así, el uso actual de este tipo de biomasa no alcanza ni el 10% de todo su potencial, y hay además grandes diferencias en cuanto a zonas geográficas, que determina que en algunas comarcas su aprovechamiento sea inexistente. Esto se debe a que su desarrollo depende de la demanda y el consumo que de ella se realice, y en la actualidad este consumo está ligado casi exclusivamente de las plantas de generación eléctrica con

biomasa, por lo que en aquellas zonas donde no hay posibilidad de venta, la quema y el aporte al suelo siguen siendo las únicas opciones del agricultor.

La poda de olivar (ver figura 2.17) consta de unas características energéticas muy atractivas, [53], [56]:

- Buena densidad energética (previo picado en el campo o triturada en los puntos de consumo).
- Humedad relativamente baja en torno al 15% (no necesita ser secada como en el caso del orujo y hueso de aceituna triturado).
- Poder calorífico entre 15-18 MJ/kg en base seca.

Al igual que el hueso de aceituna, es muy adecuado para usos térmicos, tanto en el sector industrial como doméstico y residencial debido a su buen manejo, las bajas emisiones de partículas en su combustión y sus condiciones inodoras. El único inconveniente que presenta es su recolección, picado y transporte a los puntos de consumo, encareciendo así su uso y aprovechamiento.



Figura 2.17. Foto poda de olivar situada en hileras tras la poda, maquinaria de recogida y picado, astillado resultante y muestra para estudio.

La tabla 2.6 presenta un resumen, análisis y descripción de cada uno de los residuos comentados anteriormente, [53]-[56]. Los análisis próximo y elemental así como otras propiedades de interés quedarán descritas en los capítulos 3 y 5, estas propiedades son necesarias y de gran interés para el estudio, simulación y posibilidad de aplicación real en sistemas de combustión y gasificación.

Tabla 2.6. Características generales y aplicación actual de los residuos procedentes de la industria del olivar.

Residuo/biomasa	Poda de olivar	Hueso de aceituna	Orujo	Hojas y tallos
Descripción/origen	Compuesta por Madera (60%), tallos y hojas procedente de las labores de poda.	Hueso de aceituna triturado extraído durante el proceso de elaboración de aceite de oliva.	Procedente del proceso de elaboración de aceite de oliva. Formado por agua, restos de hueso y pulpa	Procedente de las labores de limpieza de aceituna cuando es depositada en la almazara
Ratio de Producción	25-30 kg por árbol y año	90-100kg por t de aceituna	600-650 kg por t de aceituna	80-100 kg por t de aceituna
Producción andaluza en 2011 (t)	2.000.000	400.000	3.000.000	345.000
Aplicaciones actuales	Combustión Gasificación	Combustión	Combustión (orujillo)	Pienso y Compostaje
Requerimientos previos	Astillado (<i>wood chips</i>) y Transporte	Secado solar *	Secado → orujillo	Ninguno
Humedad (%)	5-15	20-30	60-70	5-10
PCI (MJ kg)	15-18	17-19	16-18	12-14
Precio de venta (€/kg)	Gratuito**	0,05 (húmedo) 0,15-0,18 (seco)	0,05-0,07	Gratuito
Cenizas (%)	3-5	0.5-2	2-5	8-10

*Después de un secado solar en balsas de evaporación la humedad del hueso baja hasta un 20%.

**No incluido coste de transporte y picado al punto de consumo.

CAPÍTULO 3

Teoría de la gasificación

3.1. Introducción.

En el diseño y funcionamiento de un gasificador es fundamental comprender el proceso de reacciones químicas que tienen lugar en el interior del reactor, así como la materia prima (biomasa) que utilizaremos y los parámetros de operación de la planta. Una buena comprensión de las reacciones básicas que se producen durante el proceso de gasificación es vital en la planificación, diseño, explotación, solución de problemas y futuras mejoras en procesos de la planta.

En este capítulo se estudiará el proceso básico de la gasificación y las reacciones más importantes que ocurren en el interior de un gasificador. Se estudiará los parámetros más importantes que influyen en dicho proceso, así como los distintos tipos de gasificadores existentes. Por último expondremos algunos modelados matemáticos existentes del proceso de gasificación.

3.2. Gasificación y agente gasificante.

La gasificación es un proceso mediante el cual una materia prima (sólida o líquida) es transformada en un combustible gaseoso útil, que puede quemarse liberando energía o utilizarse para la producción de compuestos químicos de valor añadido: como el diesel o la gasolina, [8].

La gasificación y la combustión son procesos de conversión termoquímicos estrechamente relacionados, pero existe una diferencia muy importante entre ellos. Mientras que la gasificación oxida parcialmente la materia prima convirtiéndola en un gas producto; en la combustión, se oxida completamente transformándola en un flujo de gases a alta temperatura formado principalmente por CO_2 y H_2O . El proceso de gasificación transforma la materia prima en diversos gases combustibles como el H_2 y CO y CH_4 (este último en menor medida). Un proceso típico de gasificación de biomasa puede incluir los siguientes subprocesos, [4]:

- Secado.
- Descomposición térmica o pirólisis.
- Combustión parcial de gases, vapores y carbón.
- Gasificación productos de la pirólisis.

La pirólisis es un proceso de descomposición térmica (en ausencia de agente oxidante) del carbón contenido en la materia prima (ver apartado 2.4.2), pero no se añade hidrógeno al producto final obtenido. Por otra parte, la gasificación requiere un medio o agente gasificante como el vapor de agua, aire u oxígeno para transformar el carbón contenido en la materia prima e hidrocarburos pesados en gases de bajo peso molecular como el CO e H_2 . El agente gasificante es fundamental en el proceso de gasificación. El O_2 es el medio gasificante más conocido que se emplea primeramente en la etapa de combustión. Éste puede abastecerse de forma pura o a través del aire. El poder calorífico y composición del gas producido en la gasificación va a depender notablemente de la cantidad y naturaleza del agente gasificante empleado.

El diagrama ternario de carbono, hidrógeno y oxígeno mostrado en la figura 3.1 muestra la trayectoria de conversión de la biomasa en los diferentes productos dentro de un gasificador.

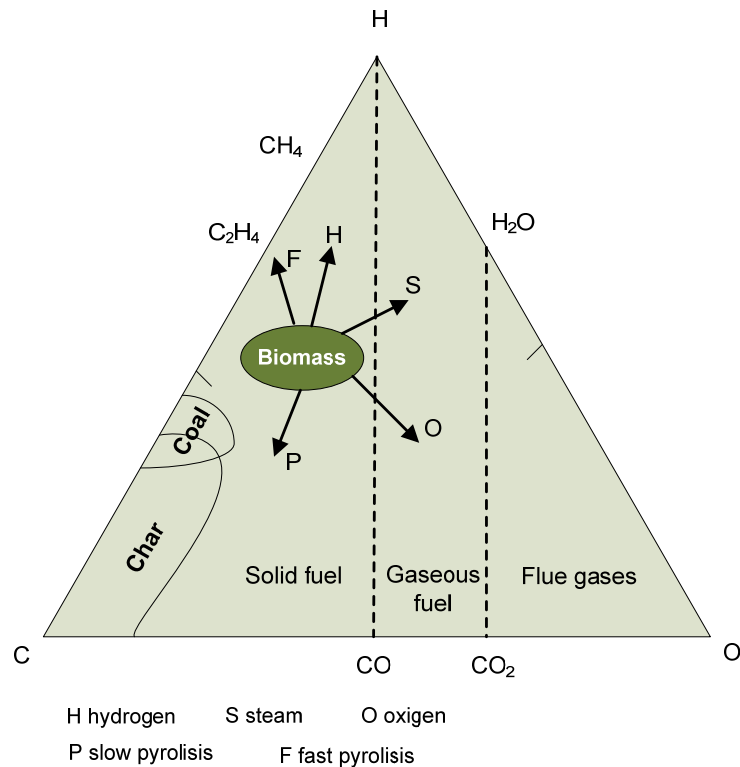


Figura 3.1. Proceso de gasificación de la biomasa (diagrama C-H-O).

Como podemos observar, cuando utilizamos como agente gasificante O_2 (aire), el proceso de conversión de la biomasa durante su gasificación se desplaza hacia la esquina inferior derecha, oxígeno (O). Cuando el O_2 empleado excede de la cantidad estequiométrica, el proceso de gasificación se convierte en una combustión, y el gas combustible (gas producto o de síntesis) pasa a convertirse en gases de combustión (*flue gases*). En este caso, el gas resultante está compuesto principalmente por CO_2 y H_2O y no posee poder calorífico alguno cuando es enfriado a temperatura ambiente. Un desplazamiento de la biomasa hacia el lado de oxígeno disminuye el contenido en hidrógeno del gas producto e incrementa el contenido de compuestos basados en carbono como CO y CO_2 .

Cuando el vapor de agua se utiliza como agente gasificante, el proceso de gasificación de la biomasa se desplaza hacia el vértice del hidrógeno (figura 3.1). En este caso, el gas producto contiene más H_2 por unidad de carbono, repercutiendo así en una alta proporción H/C. Algunos productos procedentes de reacciones intermedias como CO y H_2 también ayudan a gasificar los restos de carbono sólido. Más aspectos y explicación detallada de este tipo de diagrama podemos encontrarla en [4].

La elección del agente gasificante tiene una importante repercusión en el poder calorífico final del gas producto resultante (ver tabla 3.1, [4]). Así si utilizamos aire en vez de O₂ puro, el nitrógeno, que prácticamente no reacciona durante el proceso de gasificación, queda diluido en gran medida en el gas producto, disminuyendo así su densidad energética final. En la tabla 3.1 podemos ver como los poderes caloríficos más elevados se alcanzan cuando utilizamos O₂ puro seguido del vapor de agua. No obstante, el empleo de O₂ ó H₂O como agente gasificante lleva consigo un gasto tecnológico adicional para la planta de gasificación.

Tabla 3.1. Poder calorífico del gas producto atendiendo al agente gasificante.

Agente gasificante	Poder calorífico (MJ/Nm ³)
Aire	4-7
Vapor de agua	10-18
Oxígeno	12-28

3.3. Etapas del proceso de gasificación.

Generalmente, un proceso típico de gasificación sigue una secuencia de pasos o etapas que se describen a continuación, [8], [4]:

- Precalentamiento o secado de la biomasa.
- Pirólisis o descomposición.
- Gasificación del carbón (*char*).
- Combustión.

Frecuentemente, estas etapas se suelen modelar en serie (secuencialmente unas tras otras), pero en realidad no existen limitaciones y pueden solaparse entre ellas durante el proceso completo de gasificación. En los siguientes párrafos se discutirán las reacciones químicas y transformaciones que se producen en cada una de las etapas de gasificación de la biomasa. La figura 3.2 se observa un esquema de las transformaciones intermedias que se producen durante dicho proceso así como el rango de temperaturas que se alcanza en cada etapa.

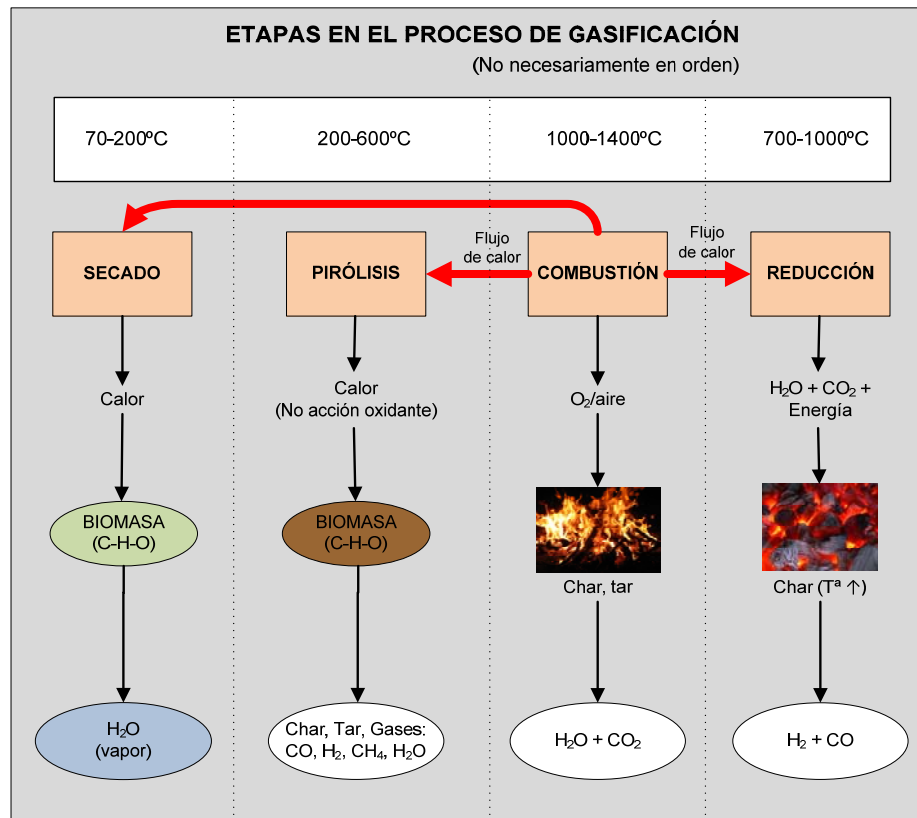


Figura 3.2. Etapas en el proceso de gasificación.

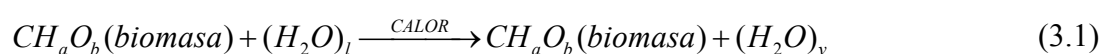
3.3.1. Pre calentamiento o secado

La humedad típica de una biomasa puede variar notablemente dependiendo de la naturaleza de esta. Existen residuos agrícolas, como por ejemplo la cascara de arroz, cuya humedad ronda el 10-15%; mientras que residuos industriales (como los purines) el contenido en humedad supera más del 60-70%, [11]. Podemos comprobar en la tabla 2.6 como el contenido en humedad de la biomasa sometida a estudio en esta tesis (residuos de la industria del olivar) es bastante variable: desde el 5-15% en restos de poda y hojas hasta el 70% de humedad correspondiente al orujo.

Un alto contenido en humedad de la materia prima a gasificar no es aconsejable, sobre todo para aplicaciones energéticas. Por cada kilogramo de contenido en humedad son necesarios 2.260kJ de energía extra procedente del proceso de gasificación para vaporizarla, esta energía ya no es recuperable, [4]. Aunque no se pueden hacer muchos esfuerzos para reducir la humedad inerte contenida dentro de las células que constituyen la biomasa, sí podemos reducir la humedad existente en las capas exteriores (humedad superficial). Por tanto, es aconsejable que si queremos obtener un gas producto de poder calorífico razonable, sometamos la materia prima a una fase preliminar de secado hasta conseguir unos contenidos en humedad inferiores al 20%. Esto puede hacerse por

ejemplo recirculando gases residuales de combustión a alta temperatura en un trómel de secado [59], en destiladores solares [60] o simplemente en balsas de evaporación.

El secado final tiene lugar después de la entrada de la biomasa en el gasificador, donde ésta recibe la energía (en forma de calor) procedente de las partes inferiores del reactor. La energía calorífica seca la materia prima liberando vapor de agua de acuerdo a la fórmula general de la ecuación 3.1, [61]. Por encima de los 100°C el vapor de agua contenido en la biomasa es prácticamente liberado en forma de vapor comenzando la fase de descomposición de la misma en sus componentes volátiles. La fase de secado transcurre entre los 70-200°C, [61].



La fórmula química completa de la biomasa fue expuesta en la ecuación 2.5 del capítulo anterior. No obstante, los principales elementos de los que esta se compone son el carbono, hidrógeno y oxígeno (compuestos ligno-celulósicos), de ahí que en numerosas publicaciones venga representada simplemente por CH_aO_b .

3.3.2. Pirólisis

La pirólisis es una etapa esencial en la gasificación, prácticamente no interviene la acción del agente gasificante. En esta etapa previa, la biomasa es calentada a temperaturas superiores a 200°C produciéndose la descomposición térmica de las grandes moléculas que componen la biomasa (hidrocarburos) en moléculas de pequeño peso molecular (compuestos líquidos y gaseosos) sin reaccionar prácticamente con aire, gases o cualquier otro agente gasificante. Los productos de la pirólisis pueden clasificarse en tres grupos principales, [4], [8]:

- Sólido: mayormente compuesto por carbón (*char*).
- Líquido: alquitranes (*tars*), hidrocarburos pesados y agua.
- Gas: CO₂, H₂O, CO, C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆, C₆H₆, etc.

Un esquema detallado de este proceso se muestra en la figura 3.3.

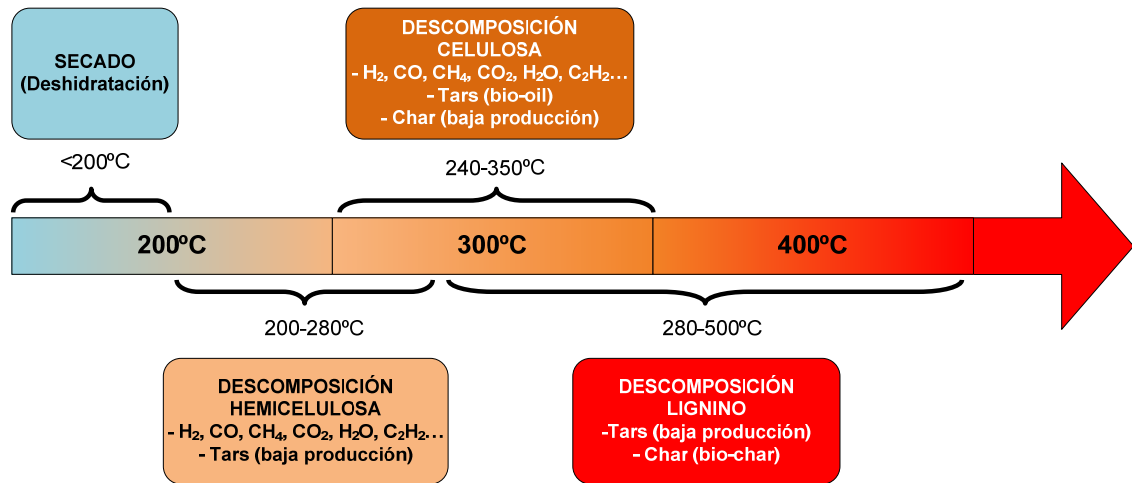
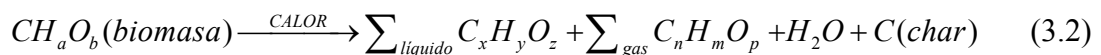


Figura 3.3. Proceso de gasificación: subproceso pirólisis de la biomasa.

A partir de los 200°C, una vez que la humedad es liberada (en forma de vapor), la hemicelulosa presente en la biomasa comienza a descomponerse liberando principalmente gases de bajo peso molecular (CO₂, H₂O, CO, C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆, C₆H₆, etc.) y una pequeña parte de alquitrán (*tar*). Esta acción transcurre entre 200 y 280°C.

Entre los 240 y 350°C, se origina la descomposición de la celulosa contenida en la biomasa. Durante esta fase, se produce mayormente un compuesto líquido viscoso denominado alquitrán (también *tar*, *bio-oil* ó bio-crudo). Está formado principalmente por benceno, compuestos fenólicos, ácido acético, otros hidrocarburos aromáticos y agua (hasta un 20%), [4]. Finalmente, la parte sólida formada se denomina *char*. Este compuesto está formado principalmente por carbón (85%) y algunas trazas de oxígeno e hidrógeno. La formación de char, también denominado *bio-char* ó *charcoal*, se produce principalmente entre 280 y 500°C. Es el producto sólido principal originado durante la descomposición del lignino contenido en la biomasa.

Podemos resumir la etapa de pirólisis en la reacción química siguiente, [4], [61]:



En la siguiente tabla podemos ver el poder calorífico y compuestos principales que constituyen cada uno de los productos formados en la etapa.

Tabla 3.2. Poder calorífico y constituyentes de los productos de la pirólisis de la biomasa.

Productos de la pirólisis	Estado	Constituyentes	PCI (MJ/kg)
Gas (<i>Bio-oil</i>)	Gaseoso	H ₂ , CO, CO ₂ , H ₂ O, C ₂ H ₂ , C ₆ H ₆ , C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , ...	11-20 (MJ/Nm ³)
Alquitrán (<i>Tar</i>)	Líquido	Benceno, Tolueno, Ácido acético, H ₂ O, compuestos aromáticos	13-18
Char (<i>bio-char</i>)	Sólido	85% Carbón Hidrógeno Oxígeno	30-32

El poder calorífico (PCI) del *char* producido durante la etapa de pirólisis es semejante al del coque de petróleo (29,8 MJ/kg) o del carbón bituminoso (26,4 MJ/kg), sin embargo, su contenido en cenizas es muy reducido en comparación con estos combustibles fósiles, [9]. En el último apartado de este capítulo veremos que el contenido en alquitranes del gas producto final es un factor muy importante a tener en cuenta durante el proceso de gasificación, ya que si no se elimina en gran medida puede ocasionar graves daños en los sistemas de generación eléctrica y térmica (es corrosivo). Un gasificador que produzca un gas de síntesis con bajo contenido en alquitrán será crucial en el diseño y elección de la planta de gasificación.

3.3.3. Gasificación ó reducción

En la etapa de gasificación, que viene precedida de la pirólisis, se producen una serie de reacciones químicas complejas y difíciles de predecir con exactitud entre los compuestos presentes y el agente ó agentes oxidantes: hidrocarburos del combustible, vapor de agua, dióxido de carbono, oxígeno, hidrógeno, etc. De todas estas reacciones, la más importante es la gasificación del *char*.

La gasificación del *char* producido tras el proceso de pirólisis comprende una serie de reacciones entre el agente oxidante y dicho producto. En la figura 3.4 podemos ver las tres reacciones químicas de reducción más importantes, [4], [8]. La tabla 3.3 muestra de forma detallada prácticamente todas reacciones que pueden producirse durante las etapas de reducción y combustión, [4], [8], [62].

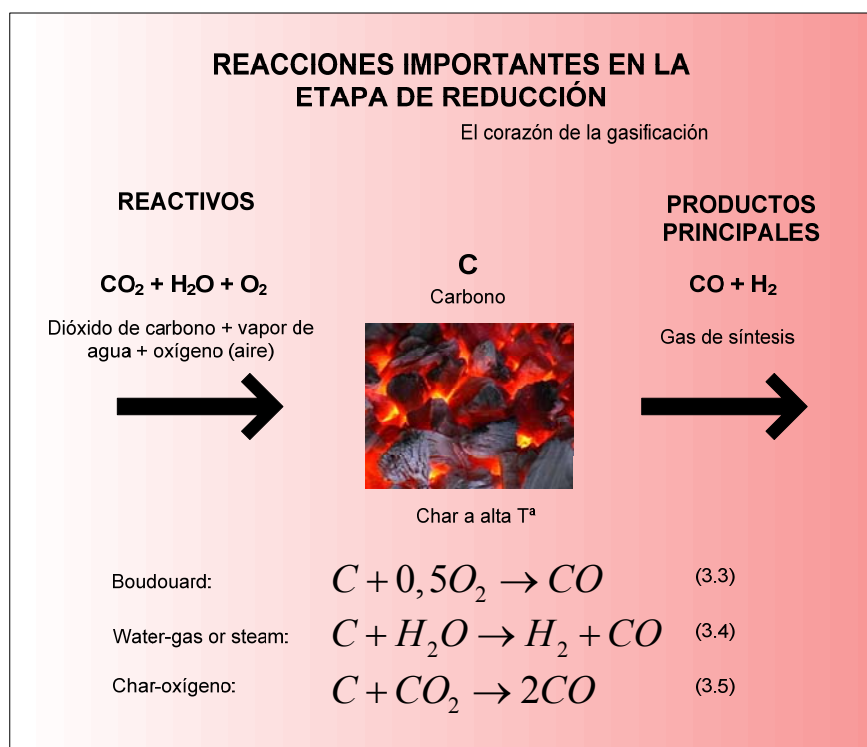


Figura 3.4. Reacciones químicas originadas durante la gasificación (ó reducción) del char procedente de la biomasa.

Las ecuaciones 3.3, 3.4 y 3.5 (figura 3.4) muestran como los agentes gasificantes (O_2 , CO_2 , H_2O) reaccionan con el carbón sólido transformándolo en gases de pequeño peso molecular como el CO y H_2 . Otras reacciones de gasificación de char se muestran en la tabla 3.3.

Generalmente, las reacciones de gasificación son endotérmicas⁶, pero algunas de ellas pueden también liberar energía (exotérmicas). Por ejemplo, las reacciones del carbón con oxígeno e hidrógeno (R3, R4 y R5 en la tabla 3.3) son exotérmicas; mientras que cuando el carbón reacciona con dióxido de carbono y vapor de agua se convierten en endotérmicas (reacciones R1 y R2).

La velocidad (cinética) a la que ocurren las reacciones de reducción del char depende principalmente de dos propiedades, [4]:

- Grado de reactividad del char formado: El char procedente de la pirólisis de la biomasa tiene más porosidad y reacciona con mayor facilidad que el coque procedente del petróleo o el char del carbón. Por ejemplo, mientras la porosidad

⁶ Una reacción química es endotérmica cuando absorbe energía (incremento de entalpía, ΔH , es positivo).

del char de biomasa es del 40-50%; la porosidad del char de carbón es del 2-18%.

- Potencial de reacción del agente gasificante: el oxígeno, por ejemplo, es el medio más activo, seguido del vapor de agua y dióxido de carbono.

La cinética (velocidad de formación) de la reacción char-oxígeno ($C + 0,5O_2 \rightarrow CO$) es la que transcurre a mayor velocidad entre las cuatro reacciones de gasificación del char expuestas en la tabla 3.3 (R1 a R4), [4]. Esta reacción consume rápidamente el oxígeno presente en la atmósfera, dejando difícilmente oxígeno libre para que otras reacciones ocurran. La cinética de la reacción char-vapor ($C + H_2O \rightarrow CO + H_2$) es de tres a cinco veces más lenta que la reacción char-oxígeno; mientras que la reacción Boudouard, o char-dióxido de carbono, ($C + CO_2 \rightarrow 2CO$) tiene una velocidad de reacción seis a siete veces más lenta que R4, [4], [63]. Por otra parte, la cinética de la reacción de gasificación agua-vapor (R2) es del orden de dos a cinco veces más rápida que la reacción de Boudouard (R1), [4], [63].

Otra reacción de gasificación del char es la reacción de hidrogásificación (R3: $C + H_2 \rightarrow CH_4$), en esta reacción se forma metano en una atmósfera de hidrógeno. Su velocidad de formación es la más lenta entre las citadas anteriormente (R1-R4) y por tanto su formación no es discutida en esta tesis. Walker *et al.* [64] facilitó una estimación en el orden de la cinética correspondiente a las reacciones R1-R4 dependiendo del tipo de agente gasificante que actúe sobre el char (a 800°C y 100kPa de presión). Este ratio de velocidad se encuentra en torno a 10^5 para el oxígeno, 10^3 para el vapor, 10^1 para dióxido de carbono y $3 \cdot 10^{-3}$ para el último caso del hidrógeno. Se puede enunciar por tanto que la cinética de las reacciones de gasificación, R , cumple la siguiente expresión:

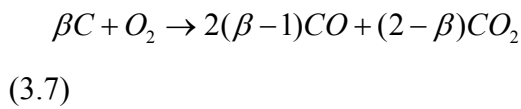
$$R_{C+O_2} \gg R_{C+H_2O} > R_{C+CO_2} \gg R_{C+H_2} \quad (3.6)$$

3.3.4. Etapa de combustión

La mayor parte de las reacciones de reducción son endotérmicas. La energía requerida para que estas reacciones se constituyan, además de la necesaria para los procesos de secado y pirólisis de la biomasa, proviene de las reacciones de combustión del char, todas ellas reacciones exotérmicas (liberan energía al producirse). La reacción R5 (tabla 3.3) es la más indicada para este caso, ya que es la reacción que más energía

libera por kmol de carbón consumido, unos 394kJ, [4], [63]. Después de la reacción R5, la segunda reacción que libera más energía al entorno de gasificación es R4 ($C + 0,5O_2 \rightarrow CO$), que además también produce parte del gas producto ó de síntesis deseado (CO). En su formación, R4 libera 111kJ/kmol con una cinética de reacción relativamente baja en comparación con R5, [63].

Cuando el char (C) entra en contacto con el oxígeno, ambas reacciones R4 y R5 tiene lugar dentro del reactor, el grado de producción entre ambas depende principalmente de la temperatura alcanzada. Basu [4] definió un factor β que establece el grado de producción entre ambas reacciones dentro de un reactor de gasificación. Las reacciones R4 y R5 pueden ser combinadas y escritas como sigue:



El valor del coeficiente β se encuentra entre 1 y 2 y depende de la temperatura alcanzada dentro del reactor. Una expresión muy utilizada en el cálculo de este coeficiente es la expuesta por Arthur [65] y posteriormente utilizada por Basu, [4]:

$$\beta = [CO]/[CO_2] = 2400e^{-(6234/T)} \quad (3.8)$$

donde T es la temperatura superficial alcanzada por las partículas del char.

Generalmente, Las reacciones de combustión tienen una velocidad de reacción mayor que las de reducción, bajo las mismas condiciones de presión y temperatura. Para un tamaño de partícula del char de aproximadamente 6mm y una temperatura de gasificación de 900°C, la velocidad de las reacciones de combustión es 15 veces superior a las de gasificación. Este ratio se incrementa notablemente (≈ 60) a medida que disminuye el tamaño de partícula del char ($>0,1\text{mm}$), [4].

La cantidad de biomasa (combustible), oxidante (aire u oxígeno) y vapor (si se emplea) gobierna la fracción de carbón u oxígeno que se entra en R4 ó R5 (ver tabla 3.4). Es importante resaltar que utilizar más oxidante del necesario en el proceso de gasificación promoverá las reacciones de combustión, aumentando notablemente la temperatura del reactor y disminuyendo la calidad del gas producto final (aumento en la producción de CO_2). La tabla 3.3 muestra la mayor parte de las reacciones que pueden formarse en un proceso de gasificación, ha sido elaborada a partir de diferentes libros y artículos de investigación: [4], [8], [61]-[63].

Tabla 3.3. Reacciones durante las etapas de reducción y combustión en el proceso de gasificación (calor de reacción referido a 25°C).

Tipo de reacción	Reacción
Reacciones reducción char	
R1 (Boudouard)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$ ($\Delta H = +172$ kJ/kmol)
R2 (agua-gas o vapor)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ ($\Delta H = +131$ kJ/kmol)
R3 (hidrogasificación)	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$ ($\Delta H = -74,8$ kJ/kmol)
R4	$C + 0,5O_2 \rightarrow CO$ ($\Delta H = -111$ kJ/kmol)
Reacciones de oxidación	
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2$ ($\Delta H = -394$ kJ/kmol)
R6	$CO + 0,5O_2 \rightarrow CO_2$ ($\Delta H = -284$ kJ/kmol)
R7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O$ ($\Delta H = -803$ kJ/kmol)
R8	$H_2 + 0,5O_2 \rightarrow H_2O$ ($\Delta H = -242$ kJ/kmol)
Reacción de desplazamiento (shift)	
R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ ($\Delta H = -41,2$ kJ/kmol)
Reacciones de metanización	
R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$ ($\Delta H = -247$ kJ/kmol)
R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$ ($\Delta H = -206$ kJ/kmol)
R12	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$ ($\Delta H = -165$ kJ/kmol)
Reacciones reformado de metano	
R13	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$ ($\Delta H = +206$ kJ/kmol)
R14	$CH_4 + 0,5O_2 \rightarrow CO + 2H_2$ ($\Delta H = -36$ kJ/kmol)
Otras reacciones de reducción	
R15	$C + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2$ ($\Delta H = +78,7$ kJ/kmol)
R16	$CO + 3H_2O \leftrightarrow CH_4 + H_2O$ ($\Delta H = -88$ kJ/kmol)
R17	$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$ ($\Delta H = +41,2$ kJ/kmol)

En los apartados siguientes veremos como el rango de temperaturas donde transcurre la fase de reducción y combustión va a depender principalmente de la cantidad de agente oxidante introducido (ratio aire-combustible ó ratio equivalente) y del tipo de reactor utilizado (lecho fijo, fluidizado, etc.).

3.4. Tipos de gasificadores.

Las etapas del proceso de gasificación, reacciones químicas que tienen lugar en dicho proceso y la temperatura están íntimamente ligadas al tipo de reactor empleado. Principalmente, los gasificadores se clasifican atendiendo al modo de contacto entre el medio gas-sólido (lecho) y el agente gasificante. De esta forma, podemos clasificar los gasificadores en tres tipos principales: de lecho fijo o móvil, fluido y arrastre. Atendiendo a la figura 3.5, cada uno de ellos se puede subdividir en otros tipos de gasificadores específicos. La tabla 3.4 muestra una comparación entre los parámetros de operación más importantes que caracterizan a cada tipo de gasificador, [4], [62].

Cada tipo de gasificador es utilizado para un rango de potencia térmica de salida determinado, así para plantas de pequeña potencia térmica ($10\text{kW}_t - 10\text{MW}_t$) son más adecuados los reactores de lecho fijo, para potencias intermedias ($5\text{MW}_t - 100\text{MW}_t$) los gasificadores de lecho fluido, mientras que para grandes potencias de instalación (superiores a 50MW_t) los de flujo de arrastre son más apropiados, [4]. La figura 3.5 muestra también el rango de aplicación de potencias de algunos de estos reactores.

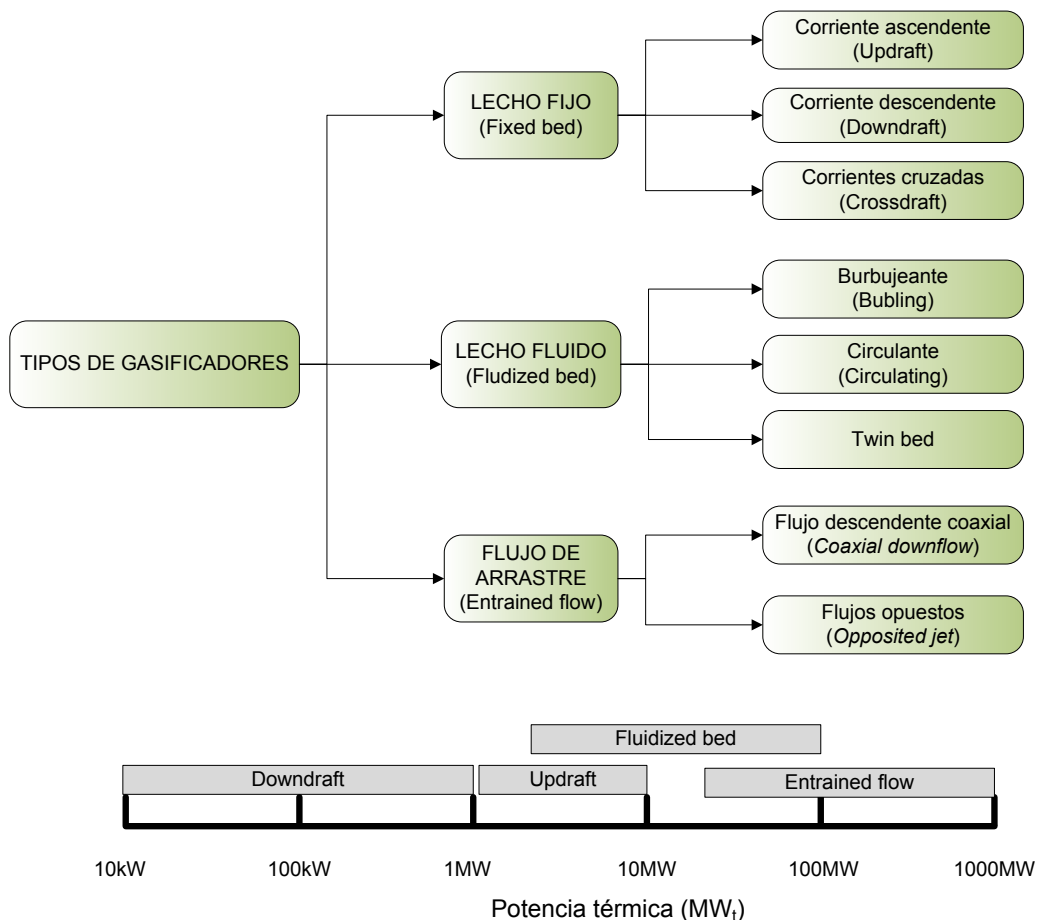


Figura 3.5. Tipos de gasificadores y rango aplicación.

Tabla 3.4. Comparación de las condiciones de operación.

Parámetros	Lecho fijo (Fixed bed)	Lecho fluido (Fluidized bed)	Flujo de arrastre (Entrained bed)
Tamaño partículas de biomasa	<51 mm	<6 mm	<0,15 mm
Tolerancia a partículas finas	Limitada	Buena	Excelente
Tolerancia a partículas gruesas	Muy buena	Buena	Mala
Temperatura de salida (°C)	450-650	800-1.000	>1.260
Materia prima	Lignito y biomasa	Lignito y excelente para biomasa	Carbón de alto contenido energético
Requerimientos de oxidante	Bajo	Moderado	Alto
Requerimientos de vapor	Bajo-moderado	Moderado	Bajo
Temperatura de reacción (°C)	1.000-1.100	800-1.000	1.800-2.000
Estado de las cenizas	Seca	Seca	Húmeda
Rendimiento de gasificación	75-85	80-85	80-85
Rango de potencias (MW)	0,01-10	1-100	50-1.000
Tiempo de residencia	Medio-bajo	Elevado	Muy bajo
Inconvenientes principales	Uso de partículas Finas. Tar (<i>updraft</i>)	Conversión del carbón	Enfriamiento del gas producto

3.4.1. Gasificadores de lecho fijo.

En los gasificadores de lecho fijo (*fixed bed gasifiers*), el combustible es introducido por la parte superior del reactor, siendo distinta la altura a la que se inyecta el agente gasificante. Recibe también el nombre de *lecho móvil* ya que el combustible (biomasa) se desplaza de arriba-abajo a lo largo de toda la sección del reactor. Debido a su sencilla construcción, este tipo de reactores están diseñados para potencias térmicas a pequeña escala (ver figura 3.5). Por esta razón, existen a nivel mundial gran número de plantas de gasificación en funcionamiento basadas en reactores de lecho fijo, [24], [62] [66], [67]. En estos gasificadores la distribución del combustible, temperatura y composición del gas producto no es uniforme a lo largo de toda la sección del gasificador.

Podemos distinguir tres tipos de gasificadores de lecho fijo (figura 3.5): de corriente ascendente (*updraft*), corriente descendente (*downdraft*) y de corrientes cruzadas (*Crossdraft*). En la tabla 3.5 pueden distinguirse las características de cada uno de ellos para la madera como combustible de entrada, [4], [8], [62].

Tabla 3.5. Características reactores de lecho fijo (*fixed bed gasifiers*).

Parámetro (madera)	Updraft	Downdraft	Crossdraft
Humedad máx. permisible (%)	60	25	10-20
Contenido máx. en cenizas (%)	25	6	0,5-1,0
Temperatura máx. fusión (°C)	>1.000	>1.250	
Tamaño medio partículas (mm)	5-100	20-100	5-20
Rango de aplicación (MW _t)	2-30	0,1-2	
Temperatura salida del gas (°C)	300-400	700-800	1.250
Alquitranes (g/Nm ³)	30-150	0,01-3	0,01-0,1
PCI gas (MJ/Nm ³)	5-6	4-5	4-4,5
Rendimiento de gasificación (%)	85-90	80-85	75-90

Reactores de corriente ascendente (*updraft*).

Los primeros gasificadores que se diseñaron fueron los reactores de corriente ascendente (*updraft*). En ellos, el agente o medio gasificante (aire, oxígeno y/o vapor de agua) se desplaza hacia arriba (ascendente); mientras que el lecho de combustible se mueve hacia abajo, es decir, el gas producido y los sólidos que se forman están en contracorriente. Como podemos ver en la figura 3.6, el gas producto sale del gasificador por la parte superior y el aire entra por la parte inferior. El aire (agente gasificante) entra se encuentra con partículas sólidas (cenizas y char) que descienden desde la parte superior del reactor, allí el oxígeno entra en contacto con el char produciéndose rápidamente las reacciones exotérmicas de combustión R4 y R5 (tabla 3.3).

Rápidamente, la reacción R5 consume el oxígeno disponible dando paso (cuando el

ambiente es pobre en oxígeno) a la reacción R4, liberándose energía de forma moderada (111kJ/kmol). El gas caliente formado por CO, CO₂ y vapor de agua (que proviene de la materia prima o agente gasificante) se mueve hacia la parte superior del reactor, entrando en la zona de reducción. Aquí, el char producido procedente de la parte superior es gasificado de acuerdo a las reacciones R1 y R2 (y en menor medida R3 y R15). La energía (calor) necesaria para la formación de estas reacciones endotérmicas procede de las reacciones R4 y R5 constituidas anteriormente, la temperatura de los gases formados desciende.

Por encima de la zona de gasificación se produce la pirólisis. El calor residual de los gases calientes producidos en la etapa anterior es el responsable en descomponer la biomasa entrante en gases de bajo peso molecular, condensados (tars) y char (ver figura 3.3). Mientras que el char y otras partículas sólidas descienden, los gases originados en esta zona se unen a los ascendentes formados en las fases anteriores de reducción y combustión. Después de la pirólisis, en la zona más alta, se produce el secado de la materia prima entrante en contacto con el gas producto caliente ascendente. El gas producto resultante es por tanto una mezcla formada por los productos de la pirólisis y de los procedentes de la zona de reducción.

Los gasificadores de corriente ascendente son los más indicados para biomazas con alto contenido en cenizas (hasta un 25%) y humedad (hasta 60%); Sin embargo, son poco indicados para combustibles con alto contenido en volátiles. En estos gasificadores el rendimiento de gasificación alcanzado es muy elevado (90%), [62]. Además, son los más indicados para aplicaciones directas de combustión del gas producto, donde no se requiere enfriamiento ni limpieza del gas producto. El gas producto sale del reactor a una temperatura de 400-500°C.

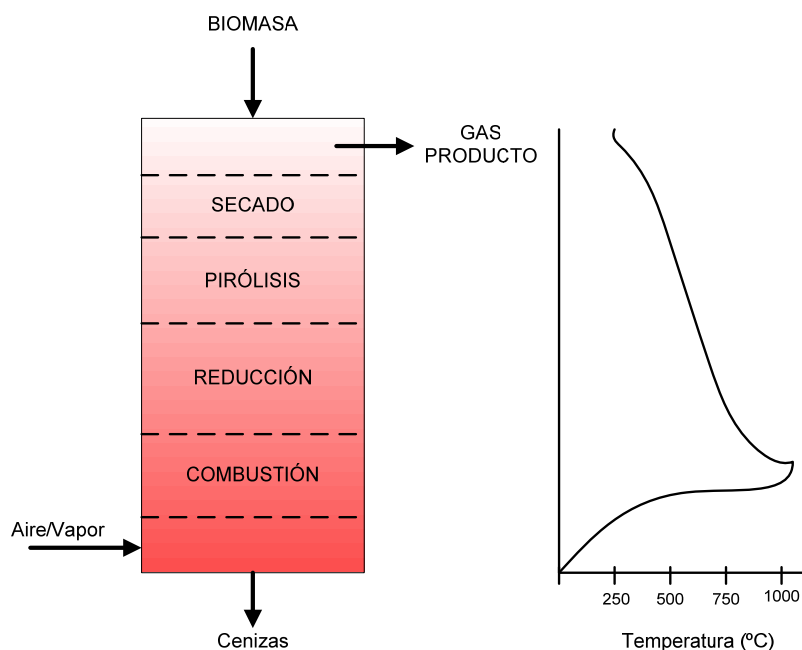


Figura 3.6. Etapas de gasificación y perfil de temperaturas en un reactor de corriente ascendente (*updraft*).

Reactores de corriente descendente (*downdraft*).

En los gasificadores de corriente descendente (más conocido en la literatura anglosajona como *downdraft*), las regiones donde se producen las etapas de gasificación difieren del reactor de corriente ascendente. Aquí, el agente gasificante entra a una determinada altura del reactor y el gas producto sale del reactor por la parte inferior, es decir, se desplaza en dirección descendente junto con las partículas sólidas. Como podemos ver en la figura 3.7, las primeras etapas del proceso de gasificación son el secado y pirólisis de la biomasa. Los productos de la pirólisis (gases de bajo peso molecular, alquitranes y char) también reciben una cantidad pequeña de oxígeno (aire) procedente de la etapa inferior, originándose un quemado parcial de éstos productos (a este proceso se le denomina flameado, *flaming pyrolysis*), [4]. Los productos originados hasta este punto (junto con cenizas) pasan a una zona rica en oxígeno, produciéndose la etapa de combustión. Aquí, el char reacciona rápidamente liberando CO_2 , CO y energía suficiente para las posteriores reacciones de reducción. La temperatura alcanzada en esta etapa supera los 1200°C , [4], [8]. Esto facilita el craqueado térmico⁷ de los alquitranes formados en la etapa de pirólisis.

⁷ El craqueado térmico es la descomposición de grandes moléculas que forman un compuesto en gases ligeros de bajo peso molecular (CO_2 , CO , H_2 , CH_4 ,..., coque). Requiere temperaturas muy altas ($>1000^\circ\text{C}$).

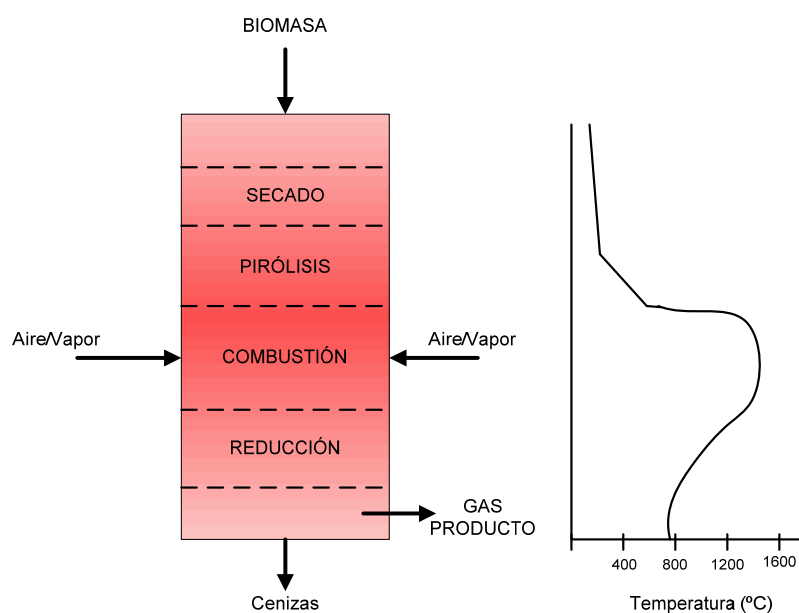


Figura 3.7. Etapas de gasificación y perfil de temperaturas en un reactor de corriente descendente (*downdraft*).

Por último, los gases a alta temperatura originados en la combustión (CO_2 y CO), junto con el char restante que no ha reaccionado y vapor de agua (de la biomasa y/o agente gasificante) pasa a la última etapa de reducción. En esta zona desciende la temperatura como consecuencia de las reacciones endotérmicas que generan CO y H_2 . No obstante, la temperatura de salida del gas producto se mantiene superior a los 700°C , [4], [62].

Dependiendo de la construcción y el diseño de un gasificador *downdraft*, podemos distinguir dos tipos: estrangulados o no estrangulados (o de centro abierto), [4]. Su diferencia radica principalmente en que la zona central (donde se produce la etapa de combustión) existe o un estrangulamiento de la sección del reactor. Una reducción en la sección del reactor (a la altura donde se produce la etapa de combustión) fuerza a que todos los productos procedentes de la pirólisis pasen por dicha zona, facilitando el craqueado térmico de la mayor parte del alquitrán. En la tabla 3.4 podemos ver las características principales de los reactores *downdraft* así como la finalidad y restricciones de uso.

Reactores de corrientes cruzadas (*Crossdraft*)

En este tipo de gasificadores, el combustible es igualmente introducido por la parte superior del reactor; mientras que el agente gasificante (aire) es inyectado, a alta

velocidad, por la zona lateral (ver figura 3.8). El gas producto es liberado por el lado opuesto al inyector de aire. Este tipo de reactores están diseñados para la gasificación de carbón con bajo contenido en cenizas, [4]. El exceso de aire cerca del inyector facilita la combustión de parte del char, creando una zona a muy alta temperatura ($>1500^{\circ}\text{C}$), [62]. El resto de char no oxidado se convierte en CO en la posterior etapa de reducción. El calor liberado por la rápida combustión del char pasa a la zona de pirólisis, contribuyendo así a la descomposición de la biomasa entrante. Este tipo de gasificadores se utilizan para unidades de pequeña escala. Además, debido a la baja producción de alquitranes ($0,01 - 0,1 \text{ g/Nm}^3$) y rápida respuesta a cambios de carga, su aplicación resulta muy atractiva en MCI de pequeña escala, [4]. Otros rasgos característicos de este tipo de reactores de lecho fijo se pueden observar en la tabla 3.4.

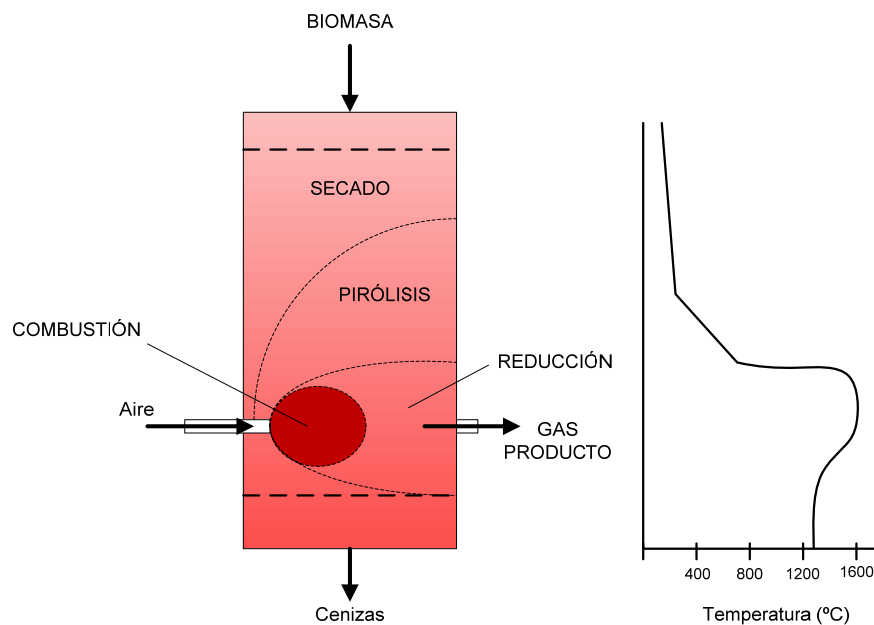


Figura 3.8. Etapas de gasificación y perfil de temperaturas en un reactor de corrientes cruzadas (*crossdraft*).

3.4.2. Gasificadores de lecho fluido

Un gasificador de lecho fluido (*fluidized-bed*) es el mostrado en la figura 3.9, el lecho sustenta el combustible sólido mientras que el agente gasificante se desplaza hacia arriba durante el proceso completo de gasificación. El resultado es la formación de remolinos que favorecen la mezcla del gas y del combustible. En una primera fase, las partículas del combustible alcanzan rápidamente la temperatura necesaria para su

secado y pirólisis, produciendo gas, alquitrán y char. La entrada de oxígeno (aire), por la parte inferior del reactor, se asocia rápidamente con las partículas sólidas de carbón suspendidas en el lecho, constituyéndose las reacciones de combustión (R4, R5 y R8, tabla 3.3). El calor liberado por estas reacciones es transferido rápidamente a través de todo el lecho fluido, el reactor alcanza una temperatura uniforme. A medida que el gas asciende, se forman las reacciones endotérmicas de reducción (gasificación). En este tipo de gasificadores, el gas producto se desplaza desde la zona inferior del reactor hasta su salida por la parte superior (se asemeja a un sistema flujo-pistón). Para evitar la fusión y posterior aglomeración de cenizas en las paredes del reactor, estos gasificadores trabajan en el rango de temperaturas entre 800-1000°C y a una presión de hasta 10bar, [4].

Los gasificadores de lecho fluido tienen el inconveniente de no alcanzar una completa conversión de las partículas de carbón (char), ya que muchas de ellas pasan a formar parte del lecho fluido y suelen dejar el reactor junto con el gas producto. Por este motivo, para mejorar la eficiencia de conversión del carbono contenido en la biomasa, las pequeñas partículas de char (no gasificadas) que salen del reactor son separadas en un ciclón y devueltas por la parte inferior [62]. Otro inconveniente importante es la mala respuesta a cambio de carga, es decir, la biomasa necesita tiempos de residencia en el reactor elevados.

La ventaja de estos reactores radica en las propiedades que presenta el lecho fluido: temperatura, presión y composición del gas producto uniforme. Ostentan una alta flexibilidad en cuanto al tipo de biomasa a utilizar, aunque ésta debe ser previamente triturada para obtener una buena fluidización en el lecho, [19]. Además, la producción de alquitranes no es muy elevada (1-50 g/Nm³).

Existen dos tipos principales de reactores de lecho fluido: burbujeante (*bubbling fluidized bed*) y circulante (*cilculating fluidized bed*). La diferencia principal entre ambos radica en la hidrodinámica del lecho, es decir, la velocidad de fluidización es mucho mayor en los gasificadores de lecho fluido circulante (3,5-5,5 m/s) que en los de lecho burbujeante (0,5-1,0 m/s), [4], [62].

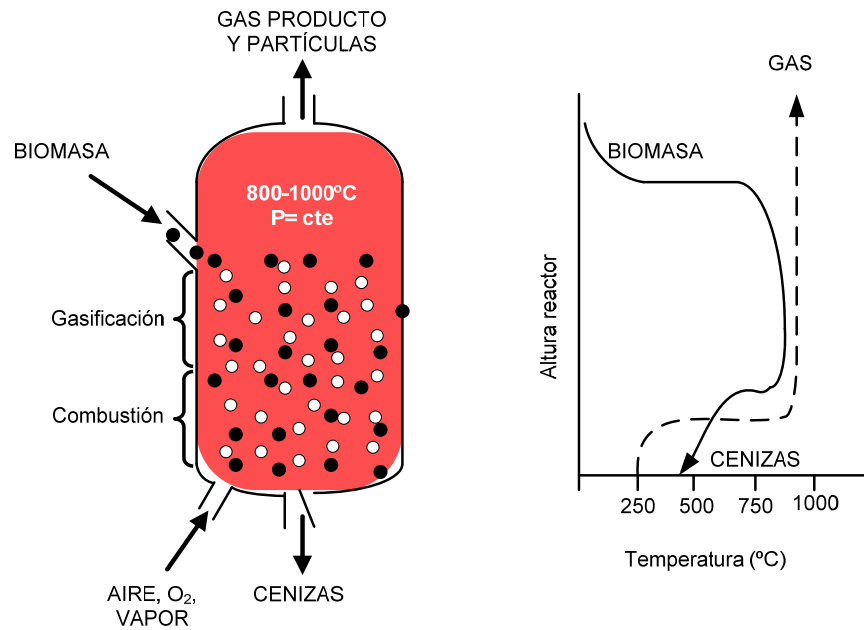


Figura 3.9. Gasificador de lecho fluido burbujeante (*bubbling fluidized-bed*) y perfil de temperaturas.

3.4.3. Gasificadores de flujo de arrastre.

Estos gasificadores operan a altas temperaturas de gasificación ($>1400^{\circ}\text{C}$) y presión (20-70 bar), [4], [62]. Preferiblemente, se utilizan en plantas de gasificación de alta potencia ($>50\text{MW}_t$) en los que el combustible suele ser carbón, coque de petróleo ó residuos procedentes de las refinerías. Su uso es ideal con la mayor parte de los carbones existentes, excepto los de bajas propiedades energéticas como el lignito, [8].

El combustible (normalmente pulverizado) es introducido en el reactor junto con el medio gasificante, produciéndose las reacciones de combustión (R5 en primer lugar y R4) justo a la entrada del reactor. Cuando se trabaja a altas presiones (cerca de los 70 bares), el combustible y agente gasificante se suelen mezclar con agua, facilitando el sistema de alimentación. En este caso, se forma una especie de lodo cuyo inconveniente principal radica en la dimensión del reactor, es decir, se necesitan grandes volúmenes para evaporar las altas cantidades de agua mezclada con el combustible, [4]. Las reacciones de combustión consumen todo el oxígeno introducido, dando paso a las reacciones de reducción (principalmente R1, R2 y R15) del char en una atmósfera rica en CO_2 y H_2O .

Los gasificadores de flujo de arrastre (*entrained flow gasifiers*) se caracterizan por una baja producción de alquitranes, un tiempo de residencia muy corto (del orden de

segundos), altas temperaturas y presiones de trabajo, alto rendimiento de conversión de las partículas de carbón y muy apropiados para la generación de gas sintético (alto contenido en CO y H₂ y bajo en CH₄), [4]. Dependiendo de la zona de entrada del combustible y agente oxidante, estos gasificadores puede clasificarse en reactores de flujo descendente (la entrada se produce por la parte superior, figura 3.10) o de flujos opuestos (entrada lateral), [8].

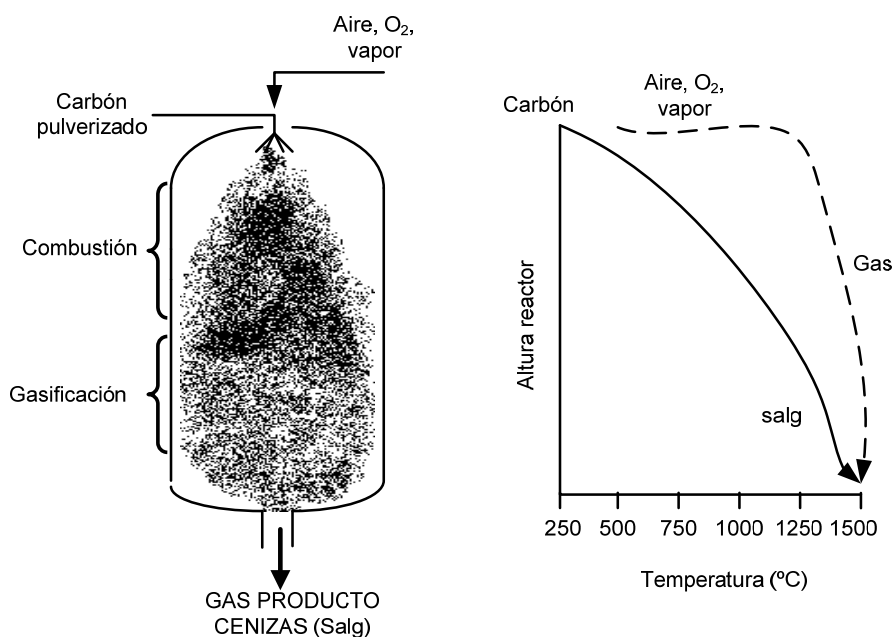


Figura 3.10. Gasificador de flujo de arrastre descendente (*coaxial downflow*) y perfil de temperaturas.

3.5. Diseño de la planta de gasificación.

Esta tesis se centra en el aprovechamiento y utilización de los residuos de la industria del olivar destinados a generación eléctrica y/o térmica. Es decir, una posibilidad viable de aplicación en sistemas de generación distribuida (GD), [16], que permita a la industria del aceite de oliva obtener una serie de ventajas tecno-económicas (ver capítulo 1). Por lo tanto, a la hora de escoger el tipo de gasificador y sistema de generación, es muy importante analizar todos los parámetros de operación y aplicaciones que va a tener la planta de generación: rango de potencia, propiedades de la biomasa a utilizar, tipo de tecnología de generación eléctrica y térmica, parámetros económicos (inversión inicial y costes de mantenimiento), etc.

A continuación se detallan algunos parámetros clave previos a la elección del sistema de gasificación.

3.5.1. Rango de potencia.

El rango de potencia térmica que debe suministrar el gasificador va a depender principalmente de la localización de la planta, cantidad de residuos disponibles anualmente y de su finalidad de aplicación: conectada a red o modo aislado. Por ejemplo, si la materia prima a utilizar son los residuos generados in-situ en la almazara, esto es: orujo, hueso, restos de hoja y tallos, la planta de generación quedaría instalada en la cooperativa, o en zonas colindantes a ella. Mientras que si la materia prima a emplear son los restos de poda, la localización de la planta de potencia puede ser distinta.

La finalidad de la explotación o la utilización que se le va a dar es un parámetro muy importante a la hora de escoger un gasificador. Es vital establecer si la central va a estar conectada a red o en cambio va a operar como un sistema aislado que abastece la demanda de potencia eléctrica y térmica de la almazara. Para ello, tenemos que conocer la dimensión de la fábrica: potencia eléctrica y térmica a instalar y la cantidad de residuos disponibles y generados por año.

Solamente en España, existen aproximadamente unas 2.000 almazaras (818 en Andalucía) donde se elabora nuestro preciado y valorado “oro verde”, el aceite de oliva, [68], [69]. Este número asciende a más de 11.000 cuando hablamos del sector del aceite de oliva a nivel europeo, [2]. De acuerdo a los trabajos desarrollados por Cruz-Peragón *et al.* [55] y Vera *et al.* [68], puede considerarse que una cooperativa de tamaño medio en España procesa unas 10.000 toneladas de aceituna al año. De acuerdo con la figura 3.11, la cantidad de residuos generados al año en una almazara con sistema de 2 fases son: 800-900 t/año de hueso de aceituna triturado, 800-1000t/año de hojas y pequeños tallos y 6.600t/año de orujo, [53], [55]. Las necesidades de potencia eléctrica y térmica son de 180kW_e y 480kW_t, respectivamente.

El proceso de extracción de aceite de oliva basado en un sistema de centrifugación de 2 fases es el mayormente implantado en España. Este sistema se caracteriza en utilizar menos cantidad de agua añadida al proceso, y por consiguiente se elimina la aparición de un residuo potencialmente tóxico que se presentada en el sistema de 3 fases: el alpechín. Más información sobre los procesos de 2 y 3 fases, así como las características

de los efluentes obtenidos puede consultarse en las referencias: [2], [56], [70].

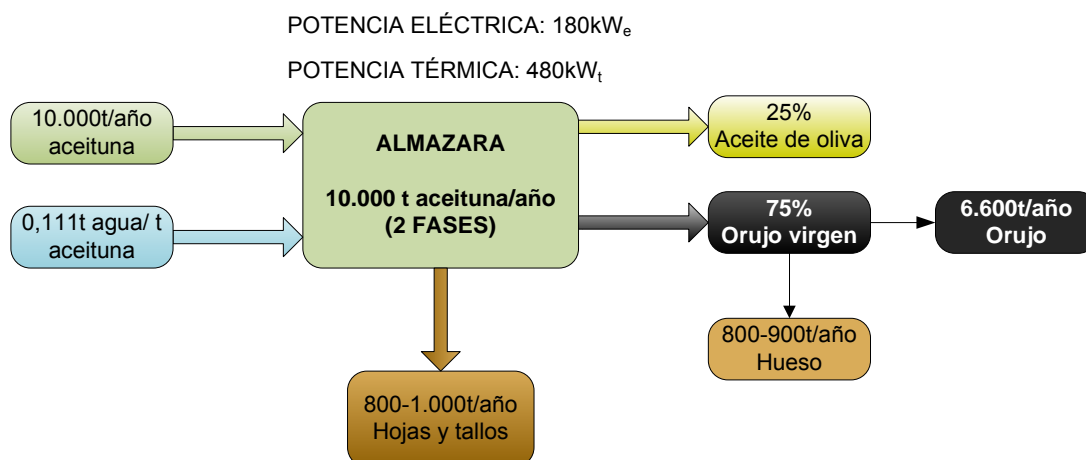


Figura 3.11. Balance de masas y potencia instalada en una almazara de tamaño medio.

Puede considerarse que cualquier almazara con un proceso de extracción de 2 fases necesita unos 20kWh/t aceituna procesada, [55]. Entre las almazaras que procesan mayor cantidad de aceituna en España se encuentra la cooperativa La Unión (Unioliva), [71]. En 2011, esta almazara fue capaz de procesar cerca de 50.000 t aceituna/año, tiene una potencia instalada de aproximadamente 1MW_e y necesidades térmicas superiores a 2MW_t. Es la segunda más grande de España en cuanto a cantidad de aceite de oliva elaborado. De estos datos se deduce que la potencia eléctrica instalada en una almazara no excederá de 1-2MW_e. Puede establecerse un rango de necesidades de potencia eléctrica para sistemas instalados en almazara entre los 50kW_e-1MW_e.

En esta tesis se ha escogido el sistema de GD (en almazara) conectada a red y no en modo aislado (autónomo), proporcionando un beneficio económico por venta de energía eléctrica y una oportunidad viable para reducir costes por eliminación de los residuos generados. A continuación se detallan las razones más importantes de esta elección:

- Es muy importante saber si la almazara dispondrá de la cantidad de residuos suficientes para abastecer la demanda eléctrica y térmica. Este parámetro es crítico si la central va a operar en modo aislado. La cantidad de residuos está sujeta a variaciones en la cosecha, ésta puede diferir notablemente de unos años a otros. Por ejemplo, en la cosecha actual (2012-2013), se han recogido unas 20.000t/aceituna en la almazara La Unión.

- Con el fin de abastecer y asegurar la demanda de energía eléctrica y térmica de la almazara, es necesario evaluar si estos residuos son aptos para ser gasificados (o combustionados). Existen algunos trabajos de investigación donde se estudia el aprovechamiento de estos residuos para generación eléctrica y térmica, [56], [72]-[74]. Sin embargo, no existe hoy en día ninguna planta de gasificación (aislada o conectada a red) instalada en una almazara que opere con residuos procedentes del aceite de oliva y olivar. Este es uno de los puntos más atractivos en los que se fundamenta esta tesis.
- Por otra parte, en un sistema aislado es vital que la planta de potencia sea capaz de adaptarse a los cambios y picos de potencia demandados por la almazara. El sistema debe por tanto asegurar una fiabilidad y calidad de suministro. Los residuos, además de necesitar algún tratamiento previo (ver tabla 2.6), necesitan someterse a un tren de ensayos importante para asegurar la continuidad de suministro.

Otra opción se fundamenta en el aprovechamiento energético de los residuos del olivar generados durante las labores de poda de los árboles (ver apartado 2.6.5). En este caso, es imprescindible el uso de sistemas de información geográfica (SIG) y cálculos computacionales (basados principalmente en técnicas metaheurísticas, [19], [75], [76]) que nos permitan optimizar y escoger el punto geográfico más rentable de instalación de la planta. Consiste en determinar la localización óptima que resulta (económicamente) más rentable desde el punto de vista del inversor o compañía suministradora, [19], [77]. En este problema de optimización intervienen numerosas variables de cálculo: densidad y energía de la biomasa por hectárea, costes de recogida y transporte, coste de línea eléctrica al punto de conexión, tipo de tecnología a emplear, costes de inversión, etc. De acuerdo a los trabajos expuestos en [34], [77], queda demostrado que la potencia eléctrica a instalar en este tipo de sistemas de generación no excede de los 5MW_e. Una de las publicaciones derivadas de esta tesis [34], plantea un algoritmo de resolución basado en técnicas metaheurísticas (nubes de partículas) para determinar la localización y área de abastecimiento óptimas de una central de generación que utiliza como combustible la biomasa procedente de la poda del olivar (en el término municipal de Úbeda). El algoritmo propuesto emplea un parámetro económico (índice de

rentabilidad) como función a maximizar. Los resultados de las simulaciones demuestran que el tamaño óptimo de la central es de 2MW_e , no siendo rentable para tamaños inferiores a 1MW_e . En el capítulo 4 se presentan los resultados de este trabajo, así como una explicación detallada del problema planteado.

Cuando la planta de generación se localiza en la almazara, la poda de olivar puede también transportarse hasta ese punto sirviendo de combustible adicional y sustituto del hueso de aceituna. Actualmente, el precio de venta del hueso de aceituna triturado (figura 2.14) está en torno a $0,05\text{€/kg}$ (húmedo), incluso puede llegar a los $0.15\text{-}0.18\text{€/kg}$ si se comercializa seco (humedad inferior al 15%). En este caso, se llegaría a acuerdos económicos entre almazara-agricultor, pagando un canon a los agricultores que traigan la poda de olivar debidamente picada. Otra alternativa consistiría en que la recogida, picado y transporte de la poda corriese a cargo de la almazara. Existen publicaciones donde se ha obtenido el coste adicional de recogida y transporte a la almazara en torno a $10\text{-}20\text{€/t}$ de poda picada, [61], [78]. La tabla 3.6 presenta un resumen de los puntos tratados anteriormente.

Tabla 3.6. Localización de la planta de GD y rango de potencia.

Localización planta GD	Residuo disponibles	CHP	Rango potencia	Gasificador	Tecnología
Almazara (conectada a red)	Orujo (2 fases) Hueso triturado Hojas y tallos Poda olivar*	SI	$20\text{kW}_e\text{-}1\text{MW}_e$ $100\text{kW}_t\text{-}2\text{MW}_t$	<i>Crossdraft</i> <i>Downdraft</i>	Stirling MCI MT EFGT
Campo olivar	Poda olivar	NO	$1\text{-}5\text{MW}_e$	<i>Downdraft</i> <i>Updraft</i> <i>Fluidized bed</i>	Turbina vapor MCI MT

* Debe de ser recogida y transportada desde el campo a la almazara.

3.5.2. Características de la biomasa.

Tal y como se describió en el capítulo 2, el conocimiento de las propiedades físicas y químicas de la biomasa es básico para deducir el tipo de reactor y transformación más conveniente (gasificación, combustión, digestión anaerobia, etc.). Existen tipos de biomasa que, solo por sus características físico-químicas, no son aptas para ser gasificadas y/o combustionadas. La tabla 3.6 muestra los análisis próximo y elemental de los residuos de la industria del olivar, así como otro tipo de propiedades de interés. Todas estas propiedades han sido extraídas de publicaciones como [56], [79], trabajos

derivados de esta tesis, [54], y análisis químicos realizados durante el Proyecto Europeo del 7º Programa Marco (Resolive 2009-2012) en el que se fundamenta este trabajo, [3].

Tabla 3.7. Propiedades físico-químicas residuos de la industria del olivar.

Análisis próximo (% peso)	Hueso	Hojas y tallos	Poda olivar	Orujo (2 fases)
Humedad (ar)	20-30	5-10	5-15	60-70
Cenizas (db)	1-2	7-10	3-5	2-5
Volátiles (db)	76,36	71,41	78,18	77,38
Carbón fijo (db)	21,58	19,88	17,13	17,60
Análisis elemental (% peso, db)				
C	50,08	45,08	47,10	51,31
H	5,90	5,89	6,18	6,40
N	0,64	0,52	0,55	2,00
S	0,02	0,09	0,10	0,26
O (por diferencia)	41,03	39,70	41,66	35,01
Otras propiedades				
PCI (MJ/kg)	17-19	12-14	16-18	15-18
Punto de fusión de cenizas (°C)	>1.200	>1.200	>1.200	-
Densidad aparente (kg/m ³)	709	108	195	780
Tamaño medio de partículas (mm)	2-6	20-40	20-60	3-9

Por sus excelentes propiedades energéticas (*PCI*), bajo contenido en humedad y cenizas, los residuos más indicados para ser gasificados son el hueso de aceituna y la poda de olivar (previamente astillada). En el caso del orujo, son necesarias altas cantidades de energía para secar el residuo hasta conseguir contenidos en humedad inferiores al 20%. Esto se lleva a cabo en las orujeras, obteniéndose como resultado un aceite de baja calidad (aceite de orujo) y orujillo, un combustible semejante al hueso triturado y de alta densidad energética. En cambio, las hojas y tallos presentan baja densidad energética (12-14 MJ/kg) y alto contenido en cenizas. Según [80] y [81], un alto contenido en cenizas no es deseable ya que disminuye notablemente el poder calorífico del gas producto y puede producir problemas importantes tanto en gasificador como cámaras de combustión.

3.5.3. Tipo de tecnología

En cuanto al tipo de tecnología a emplear se ha escogido un método de ponderación similar al planteado en los trabajos publicados por Guangul *et al.* [82] y Belgiorno *et al.* [83]. La tabla 3.8 muestra los valores cuantitativos y ponderación cualitativa para diferentes tecnologías propuestas. Debido a su elevado coste de inversión y baja fiabilidad de operación, en esta tesis no se ha propuesto el estudio y utilización de las

pilas de combustible.

Se han planteado siete criterios o puntos clave para evaluar cualitativamente cada tecnología. El peso de esta ponderación fue escogido y valorado de acuerdo a los resultados expuestos en [82]-[84] y a la información presente en el capítulo anterior (apartado 2.5). Estos parámetros clave son:

- Coste de inversión (€/kW_e).
- Costes de operación y mantenimiento (€/kWh año).
- Rendimiento térmico.
- Aplicación en sistemas de cogeneración (CHP).
- Tolerancia al gas producto (PCI, alquitranes, vapor de agua, partículas y polvo, etc.).
- Espacio necesario y sencillez de construcción.
- Rango de potencia existente (modularidad).

Hay que tener muy en cuenta que el rango de potencia eléctrica a instalar en el sistema de GD va a variar entre 20kW_e y 1MW_e para plantas localizadas en almazara y 1-5MW_e para las localizadas en el olivar (ver tabla 3.6).

Tabla 3.8. Criterio de selección del sistema de generación.

Criterio de selección	Peso relativo (sobre 5)	Puntuación (sobre 5)					Puntuación ponderada				
		MT	MCI	STG	EFGT	TV	MT	MCI	STG	EFGT	TV
1 Coste inversión	5	4	5	1	2	4	20	25	5	10	20
2 Coste O&M	3	5	2	4	3	4	15	6	12	9	12
3 Rendimiento térmico	5	5	3	4	4	2	25	15	20	20	10
4 CHP	4	5	3	3	4	1	20	12	12	16	4
5 Tolerancia a gas producto (PCI, alquitranes, partículas)	5	2	4	5	4	5	10	20	25	20	25
6 Espacio y facilidad	3	4	5	3	4	2	12	15	9	12	6
7 Rango de potencia	5	4	5	4	4	2	20	25	20	20	10
TOTAL							122	118	103	107	87

MT, microturbina de gas; MCI, motor de combustión interna; STG, motor Stirling; EFGT, turbina de gas de combustión externa; TV, turbina de vapor.

Puntuación: 1, malo; 2, aceptable; 3, bueno; 4, muy bueno; 5, excelente.

Como podemos ver, las tecnologías preferentes de aplicación son los MT y MCI, debido sobre todo a que su coste de inversión es relativamente pequeño, presentan

buena modularidad (rangos de potencia) y buen rendimiento a pequeñas cargas. Seguidamente, los sistemas de combustión externa, EFGT y motor Stirling, son los que ganan más peso debido principalmente a la tolerancia que tienen al gas producto. Hay que tener en cuenta que las turbinas de vapor quedan relegadas a su aplicación en el campo de olivar solo para generación eléctrica ya que no es necesaria la obtención de energía térmica (CHP).

3.5.4. Elección del gasificador.

Teniendo en cuenta toda la información anterior, llegamos a la conclusión de que podemos utilizar 4 tipos de gasificadores dependiendo de la ubicación de la planta (figura 3.12):

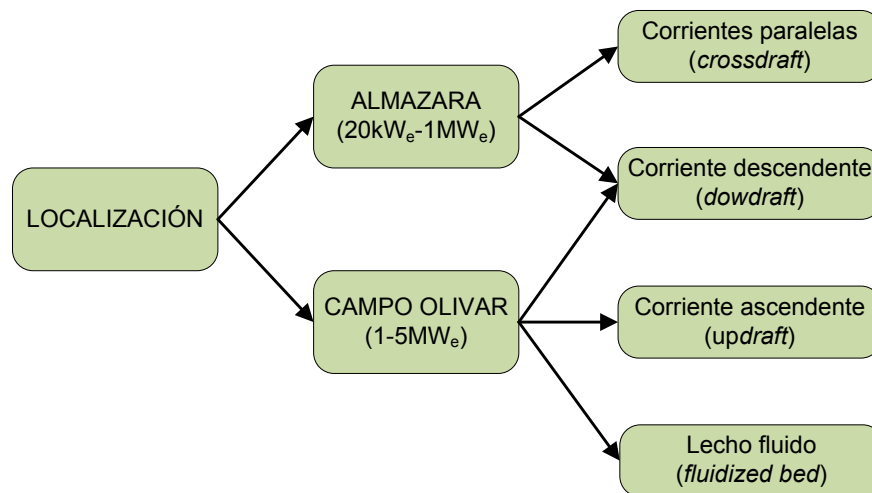


Figura 3.12. Tipos de reactores dependiendo de la ubicación y potencia de la planta.

Los gasificadores de flujo de arrastre han sido directamente descartados para este tipo de aplicación ya que se utilizan para elevadas potencias térmicas y la materia prima que emplean consiste en carbón pulverizado (ver apartado 3.4.3).

En la elección del tipo de reactor, se ha utilizado un método similar al empleado en el apartado anterior. En este caso los parámetros clave a ponderar son los utilizados por Guangul *et al.* [83], se ha tenido en cuenta la información aportada en [4], [62] y [83]. Estos parámetros clave son:

- Coste del gasificador (€/kW_t).
- Facilidad de operación.

- Contenido de alquitranes del gas producto.
- Rendimiento de gasificación.
- PCI del gas producto.
- Flexibilidad de la materia prima (humedad, tamaño y cenizas).
- Versatilidad de operación. Es importante conocer si el gas producto va a ser utilizado para generar energía eléctrica, térmica u otros combustibles (metanol, etanol, diesel, etc.).
- Tiempo de residencia: ya que el sistema de generación va a estar conectado a red, este parámetro no asumirá un peso relativo importante.

Tabla 3.9. Criterio de selección del tipo de gasificador.

Criterio de selección	Peso relativo (sobre 5)	Puntuación (sobre 5)				Puntuación ponderada			
		U	D	C	F	U	D	C	F
1 Coste de inversión	5	5	4	5	1	25	20	25	5
2 Facilidad de arranque y operación	3	5	4	5	1	15	12	15	3
3 Contenido de alquitrán (tars)	5	1	5	4	3	5	25	20	15
4 Rendimiento	4	5	3	1	3	20	12	4	12
5 PCI gas producto	5	3	3	1	5	15	15	5	25
6 Flexibilidad combustible	3	5	4	3	1	15	12	9	3
7 Versatilidad de aplicación del gas producto	5	1	5	3	3	5	25	15	15
8 Tiempo de residencia	2	3	2	5	1	6	4	10	2
TOTAL						106	125	103	80

U, updraft; D, downdraft; C, crossdraft; F, fluidized bed.
 Puntuación: 1, malo; 2, aceptable; 3, bueno; 4, muy bueno; 5, excelente.

Podemos ver que la mayor ponderación recae sobre los reactores de lecho fijo de corriente descendente (*downdraft*), seguido de los de corriente ascendente (*updraft*) y paralelas (*crossdraft*). Los reactores *downdraft* son los más adecuados para sistemas destinados a la generación eléctrica (y térmica) con potencias entre 20-200kW_e, [61]. Los reactores de corriente ascendente se emplean principalmente en sistemas de generación térmica. Para la producción de energía eléctrica mediante reactores *updraft*, el coste de la instalación aumenta notablemente debido a las labores de limpieza del gas producto (alto contenido en alquitrán y partículas). Por último, los gasificadores de lecho fluido se destinan a rangos de potencia entre 1-5MW_e, [61].

CAPÍTULO 4

Modelado de Plantas de Gasificación de Biomasa

4.1. Introducción

Uno de los apartados más importantes a la hora de evaluar el comportamiento de una planta de potencia son las tareas de modelado y simulación. Ésta herramienta facilita el estudio general de la planta, inconvenientes y mejoras durante su funcionamiento, proporcionándonos una idea de los parámetros más importantes del proceso: rendimientos (eléctrico, térmico y de gasificación), consumo de combustible (biomasa), temperaturas y presiones de trabajo, residuos generados, flujos másicos de operación

(aire, agua, gas), etc. Este capítulo se centra en el modelado y simulación de plantas de potencia alimentadas con biomasa gasificada (ó combustionada) procedente del olivar.

El esquema general del sistema de generación eléctrica y térmica planteado en esta tesis consta de las siguientes etapas clave:

- Sistema de gasificación: basada en un reactor de lecho fijo de corriente descendente (*downdraft*) que utiliza aire como agente gasificante. La potencia eléctrica a instalar puede variar de 50kW_e a 1MW_e. No obstante, para la almazara se planteado un sistema base de 70kW_e.
- Etapa de enfriamiento y limpieza: donde el gas será depurado para ser apto en su utilización como combustible de máquinas térmicas.
- Sistema de generación: el gas producto será utilizado en microturbinas de gas (MT), motores de combustión interna (MCI) y turbinas de gas de combustión externa (EFGT). La energía térmica residual en el proceso de elaboración de aceite de oliva.

4.2. Modelos de gasificación. Revisión bibliográfica

A la hora de escoger cual es el modelo matemático que más se adapta al gasificador, es necesaria una revisión bibliográfica de los diferentes modelos de gasificación existentes en la literatura y cuál de ellos puede ajustarse más a nuestras necesidades. Los modelos de gasificación pueden clasificarse en cuatro grandes grupos, [4]:

1. Modelos de equilibrio termodinámico.
2. Modelo cinético.
3. Modelos basados en la mecánica de fluidos computacional (CFD, por sus siglas en inglés).
4. Modelos basados en redes neuronales (ANN).

El modelado cinético de gasificadores proporciona una información esencial de la velocidad de conversión de las reacciones durante el proceso de gasificación de la biomasa. Este modelo es más exacto que el de equilibrio termodinámico, pero a su vez requiere un mayor cálculo computacional, [4]. En general, el modelo cinético estudia el progreso de las reacciones dentro del reactor, dándonos la composición del gas producto en diferentes puntos a lo largo del reactor (secado, pirólisis, combustión y gasificación), [4], [8]. Son muy numerosas las investigaciones y trabajos que utilizan el modelado

cinético para el proceso de gasificación: Giltrap *et al.* [85], Roshmi *et al.* [86], Dennis *et al.* [87], Babu y Seth [88], Gobel *et al.* [89], Sharma *et al.* [90], Gao and Li [91] y trabajos más recientes como el de Ratnadhariya y Channiwala [92], Roy *et al.* [93], Gordillo and Belghit [94] y Miao *et al.* [95].

En la mayoría de los trabajos anteriores, el modelo cinético se aplica sobre las reacciones químicas de reducción del carbón (*char*) procedente de la fase de pirólisis. El modelo cinético no se aplica a las reacciones químicas originadas durante la etapa de descomposición (pirólisis) ya que requieren un cálculo computacional muy complejo [92], [96]. En trabajos presentados por Centeno *et al.* [24] y Ratnadhariya y Channiwala [92] se estudia el modelado de un reactor *downdraft* donde emplean una serie de correlaciones durante la pirólisis y oxidación de la biomasa. El modelo cinético se aplica a la etapa de reducción del *char* obteniéndose resultados similares a los experimentales para distintos tipos de biomasa.

A bajas temperaturas de operación, el ratio de velocidad a la que se suceden las reacciones químicas es bajo, es decir, el tiempo de residencia requerido para completar la conversión de la biomasa resulta elevado. Como consecuencia de esto, el modelo cinético es más adecuado y preciso a bajas temperaturas de operación (<800°C), [97]. Cuando la temperatura de gasificación es superior a 800°C, la velocidad a la que suceden las reacciones se incrementa, en este caso el modelo de equilibrio resultaría aceptable. El modelo de equilibrio termodinámico se aplica en los trabajos propuestos por [47], [97]-[104].

En el proceso de cálculo del modelo cinético pueden distinguirse dos componentes: (1) cinética de reacción e (2) hidrodinámica del reactor, [4], [95]. La cinética de reacción debe ser resuelta teniendo en cuenta simultáneamente la hidrodinámica del reactor, los balances de masa y energía obteniéndose de esta manera el flujo de gas producto, alquitrán y *char* a unas determinadas condiciones de operación, [4]. La hidrodinámica depende del grado de precisión que queramos alcanzar, podemos distinguir 4 tipos de modelos de precisión:

- 0-D: Ninguna dimensión (reactor de tanque agitado).
- 1-D: Una dimensión (flujo pistón).
- 2-D: Dos dimensiones.
- 3-D: tres dimensiones.

Como podemos ver en la figura 4.2, [95], la hidrodinámica del reactor dependerá del tipo de geometría gasificador, tamaño de las partículas de biomasa y de las condiciones de operación (agente gasificante, presión y temperatura).

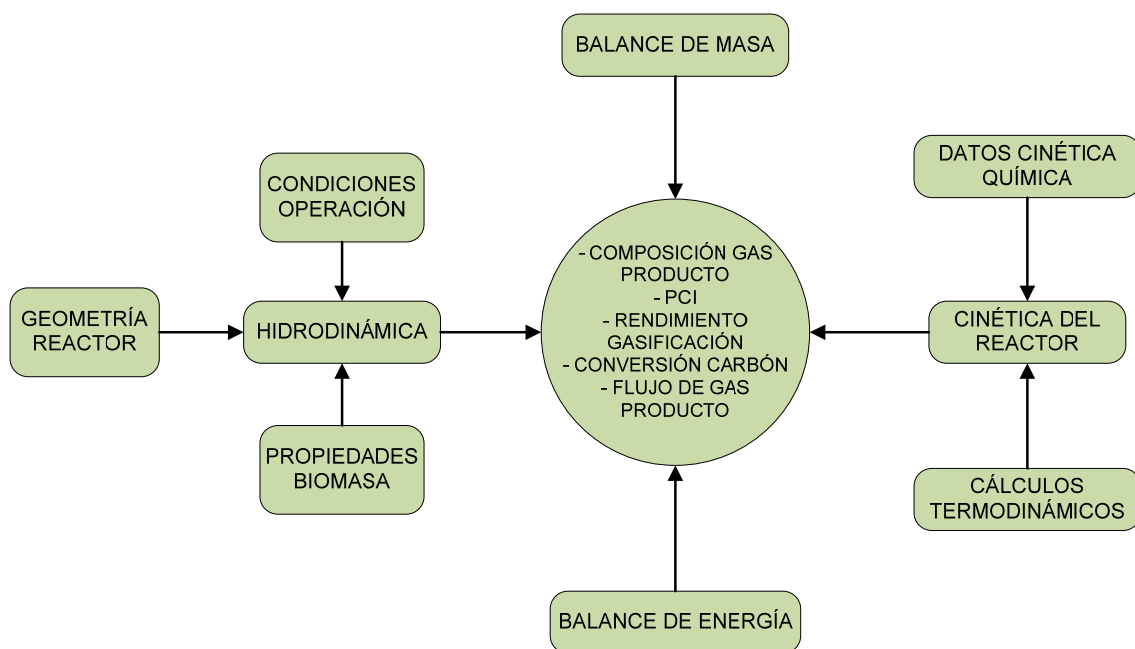


Figura 4.1. Esquema modelo de cálculo cinético.

Por otro lado, los modelos basados en la mecánica de fluidos computacional (problemas de Euler ó modelos CFD) se basan en la resolución simultánea de las ecuaciones de Navier-Stokes: conservación de masa, momento, energía y especies en el interior del reactor. En modelos CFD, se obtiene una distribución de temperaturas, presión, composición del gas, y otros parámetros importantes de la zona discretizada. Trabajos presentados por Babu y Chaurasia [105] y Di Blasi [106] proporcionan un modelo CFD de resolución del proceso de gasificación basado en subrutinas correspondientes a la fase de descomposición de la biomasa (pirólisis), oxidación y reducción del char. Especialmente en gasificadores de lecho fluido, estas subrutinas (ó submodelos) se pueden acoplar con la hidrodinámica del reactor, [4]. En la literatura existe un gran número de trabajos basados en modelos CFD aplicados a la gasificación de madera en reactores de lecho fluido burbujeante (*blubling fluidized bed*). Algunos

trabajos recientes son los presentados en [106]-[109].

La aplicación de modelos CFD resulta muy efectiva en gasificadores de flujo de arrastre (*entrained-flow*) donde la corriente gas-sólido presenta menor complejidad, [4]. Slezak *et al.* [110], Abani y Ghoniem. [111] y Vicente *et al.* [112] proponen modelos de Euler de simulación basados en la gasificación del carbón en reactores de flujo de arrastre.

Finalmente, una nueva herramienta de simulación para el modelado de gasificadores son las basadas en redes neuronales (ANN). Este modelado imita el funcionamiento de la mente humana para la resolución de problemas, [4], [96]. La red neuronal trabaja como un experto que utiliza sus conocimientos (experiencia) para predecir cómo funcionará el gasificador bajo ciertas condiciones de operación: cambio en las propiedades de la biomasa, flujo de aire, temperatura, rango de potencia del gasificador, etc. Esta técnica requiere un amplio conocimiento previo del sistema específico a modelar, por ejemplo, el conocimiento de un amplio tren de ensayos del reactor a modelar, [113], [114].

Los modelos ANN no aportan una resolución analítica del proceso de gasificación, pero si nos proporcionan resultados numéricos importantes, [96]. Esta técnica ha sido utilizada para predecir el flujo y composición de gas producto en gasificadores de lecho fluido utilizando diversas materias primas: tallos de algodón, serrín, madera de pino y álamo y residuos municipales (conocido en la literatura como MSW, por sus siglas en inglés), [113], [115]. Modelos combinados basados en ANN y equilibrio termodinámico han sido presentados por Xiao *et al.* [115] y Brown *et al.* [116]. Un trabajo reciente de Puig-Arnavat *et al.* [117] estudia el modelado ANN de un gasificador de lecho fluido para cualquier tipo de materia prima de entrada (siempre y cuando se disponga del análisis último y próximo).

La tabla 4.1 muestra los tipos de modelos de gasificación que mejor se adaptan a la mayoría de reactores existentes. Se incluyen también algunas de las referencias bibliográficas que utilizan cada uno de los modelos descritos.

Tabla 4.1. Modelos de gasificación existentes en la literatura.

Modelo	Equilibrio Termodinámico	Cinético	CFD	ANN
Gasificadores	Downdraft Fluidized bed	Updraft Downdraft Fluidized bed	Entrained flow Fluidized bed (bubling)	Cualquier tipo
Observaciones	Válido para $T > 800^{\circ}\text{C}$. Tiempo residencia alto. Necesario modificación del modelo puro.	Conocimiento geometría del reactor. Alto coste computacional.	Conocimiento geometría del reactor. Alto coste computacional.	Conocimiento previo ensayos experimentales (experto).
Referencias bibliográficas	[6], [44], [96]-[102], [123]	[83]-[93]	[103]-[110]	[111]-[115]

El gasificador de lecho fijo (*downdraft*) escogido en esta tesis ha sido modelado mediante un modelo de equilibrio termodinámico. No obstante, se han adoptando una serie de modificaciones que proporcionan una buena exactitud en los resultados comparados con datos experimentales. Las razones y motivos de elección de esta técnica de modelado están descritas en el siguiente epígrafe.

4.3. Modelado de equilibrio termodinámico

El proceso de cálculo basado en el modelo de equilibrio termodinámico es independiente del diseño del gasificador, es decir, se basa en el modelo de reactor de tanque agitado (0-D). Estos modelos predicen (con cierta exactitud) la máxima cantidad de gas producto deseada (composición del gas producto y su flujo másico). En este modelo no es posible determinar la hidrodinámica del reactor: parámetros geométricos como la velocidad del fluido ó variables de diseño como la altura del reactor.

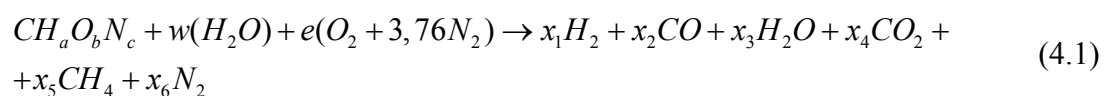
Muchos investigadores han propuesto el modelo de equilibrio termodinámico para predecir la composición y cantidad de gas producto en reactores de lecho fijo, especialmente de corriente descendente (*downdraft*), [95]-[103]. Por ejemplo, Melgar *et al.* [98] estableció un modelo que combina el equilibrio químico y termodinámico de la reacción global de gasificación (ecuación 4.1), prediciendo la composición final del gas producto y la temperatura de reacción. El modelo termoquímico propuesto por estos autores asume dos hipótesis importantes: primero, el tiempo de residencia es lo suficientemente alto para alcanzar el equilibrio termodinámico. En segundo lugar, se

asume que todo el carbón contenido en la biomasa es gasificado, es decir, es convertido en gas producto o de síntesis. Prins *et al.* [101] utiliza un modelo de equilibrio basado en una serie de suposiciones, algunas de ellas en consonancia con el tipo de reactor a estudiar. Loeser *et al.* [38] también utiliza un modelo de equilibrio termodinámico aplicado especialmente a reactores *downdraft* y simulado mediante un software de modelado termodinámico. Por otro lado, autores como Altafini *et al.* [97], Jarunghammachote y Dutta [99] y Moutouris *et al.* [118] justifican que el modelo de equilibrio termodinámico para gasificadores *downdraft* es aceptable cuando la temperatura de gasificación es superior a 800°C.

En un modelo de puro equilibrio termodinámico se cumplen las siguientes suposiciones [90], [102], [119]:

- Todo el carbón contenido en la biomasa reacciona dentro del reactor y es convertido en gas producto. El tiempo de residencia en el gasificador es suficientemente alto para alcanzar el equilibrio químico.
- Las cenizas y el nitrógeno (aire y combustible) son inertes, es decir, no reaccionan en el interior del gasificador.
- Se aplica la ley de gases ideales.
- La reacción global de gasificación es auto-térmica y no necesita una fuente de calor externa. El reactor se considera también adiabático.
- El alquitrán (*tars*) generado durante el proceso de gasificación se considera despreciable.
- La presión en el lecho del gasificador es atmosférica y constante.
- No existen gradientes de temperatura en el interior del reactor.
- No se considera la formación de oxígeno presente en el gas producto.
- Los gases que forman el gas producto son exclusivamente CO, H₂, CO₂, N₂, H₂O, CH₄.

La reacción global de gasificación correspondiente al modelo termodinámico de equilibrio puro se muestra en la ecuación 4.1:



donde x_1, x_2, \dots, x_6 son los coeficientes estequiométricos de la ecuación anterior. $CH_aO_bN_c$ corresponde a la fórmula química de la biomasa de entrada, los coeficientes $a,$

b y c se pueden obtener fácilmente a partir del análisis último ó elemental. Los coeficientes w y e son valores conocidos que representan el contenido en humedad del combustible y flujo de aire de entrada al gasificador, respectivamente.

En un modelo de equilibrio puro termodinámico todo el CH_4 reacciona dentro del reactor para formar CO y H_2 de acuerdo a las reacciones R12 y R13 (tabla 3.3.). Para predecir la producción y composición final de gas producto el modelo de equilibrio termodinámico presenta dos variantes de cálculo, [4]:

1. Cálculo a través de las constantes de equilibrio: método estequiométrico
2. Minimización de la energía libre de Gibbs: no estequiométrico

El método basado en las constantes de equilibrio es un método de cálculo estequiométrico basado en el procedimiento siguiente, [4], [102]:

Realizando un balance atómico a cada uno de los elementos que componen la biomasa, esto es, carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno:

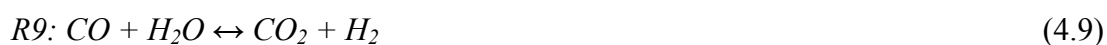
$$C : x_2 + x_4 + x_5 = 1 \quad (4.2)$$

$$H : 2x_2 + 2x_3 + 4x_5 = a + 2w \quad (4.3)$$

$$O : x_2 + x_3 + 2x_4 = b + w + 2e \quad (4.4)$$

$$N : 2x_6 = c + 7,52e \quad (4.5)$$

Obtenemos un sistema de cuatro ecuaciones y seis incógnitas. Las dos ecuaciones necesarias para la resolución del sistema las obtenemos de las denominadas constantes de equilibrio. Durante el proceso de gasificación, las reacciones de reducción que tiene lugar son las siguientes:



La reacción de desplazamiento (*shift*) R9 es combinación lineal de las reacciones de gasificación de vapor (R2) y *Boudouard* (R1), por lo que solamente consideramos el

equilibrio de las reacciones R3 y R9, [4]. Puesto que necesitamos dos ecuaciones para la resolución del sistema, las podemos obtener de cualquiera de las constantes de equilibrio correspondientes a las reacciones anteriores.

La constante de equilibrio correspondiente a una reacción química K_e depende de la temperatura pero no de la presión, [(4)]. Bajo condiciones de equilibrio y a presión atmosférica, el valor de estas constantes puede obtenerse mediante las siguientes expresiones extraídas de los trabajos propuestos por Basu [4], Zainal *et al.* [102] y Probstein and Hicks [120].

Constante de equilibrio para la reacción R3:

$$K_{e_{R3}} = \frac{x_5}{x_1^2} \quad (4.10)$$

Constante de equilibrio para la reacción de *shift*, R9:

$$K_{e_{R9}} = \frac{x_1 x_4}{x_2 x_3} \quad (4.11)$$

Por otro lado, el valor de la constante de equilibrio de cualquier reacción a una temperatura T puede obtenerse conociendo el cambio en su energía libre de Gibbs, [4], [103]:

$$K_e = \exp\left(-\frac{\Delta G}{RT}\right) \quad (4.12)$$

donde R es la constante de los gases ideales, T la temperatura de gasificación y ΔG es el cambio en la energía libre de Gibbs para una determinada reacción de equilibrio. Puede calcularse de acuerdo a la reacción siguiente:

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (4.13)$$

En el modelo no estequiométrico, no es necesario el conocimiento del mecanismo de formación de una reacción para resolver el problema propuesto. En un sistema reactivo, el equilibrio termodinámico se alcanza cuando la energía libre de Gibbs alcanza el mínimo. Para este método de resolución, es necesario conocer la composición elemental de la biomasa (su análisis último). El método no estequiométrico es adecuado para determinar la composición y cantidad de gas producto de combustibles sólidos como la

biomasa, donde no se conoce con exactitud su fórmula química exacta (necesaria en el método estequiométrico).

La energía libre de Gibbs para el total de productos de la gasificación en el que intervienen N especies ($i = 1 \dots N$) viene dada por:

$$G_{total} = \sum_{i=1}^N n_i \Delta G_{f,i}^0 + \sum_{i=1}^N n_i RT \ln \left(\frac{n_i}{\sum n_i} \right) \quad (4.14)$$

donde $\Delta G_{f,i}^0$ es la energía libre de Gibbs formada para la especie i en condiciones estándar: presión de 1bar y 298K.

La ecuación 4.14 se resolverá para cada una de las especies n_i que minimicen G_{total} , teniendo en cuenta los balances de masa individuales para cada uno de los elementos que intervienen en el proceso de gasificación. Independientemente del tipo de reacción de reducción y formula química del combustible, la cantidad de carbono procedente del análisis elemental de la biomasa tiene que ser igual a la suma total del carbono presente en el gas producto. Por consiguiente, puede escribirse el balance atómico de cada elemento j_{th} como:

$$\sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i = A_j \quad (4.15)$$

donde $a_{i,j}$ es el número de átomos del elemento j_{th} en el total de especies n_i que constituyen el gas producto, y A_j es el número total de átomos del elemento j que entra al reactor. El valor de n_i debe verificar que la energía libre de Gibbs total, G_{total} , sea mínimo. Puede utilizarse el método multiplicador de Lagrange para resolver este sistema de ecuaciones, [4]. La función de Lagrange viene definida como:

$$L = G_{total} - \sum_{j=1}^K \alpha_j \left(\sum_{i=1}^N a_{ij} n_i - A_j \right) \text{kJ} / \text{kmol} \quad (4.16)$$

donde α_j es el multiplicador de Lagrange para el elemento j_{th} , [4].

Para llegar a obtener un punto extremo (mínimo), se divide la ecuación 4.16 entre RT y aplicamos el factor derivada:

$$\left(\frac{\partial L}{\partial n_i}\right) = 0 \tag{4.17}$$

Sustituyendo el valor G_{total} de la ecuación 4.14 en la ecuación 4.16 y aplicando su derivada parcial, la ecuación final que minimiza la energía libre de Gibbs queda de la forma siguiente:

$$\left(\frac{\partial L}{\partial n_i}\right) = \frac{\Delta G_{f,i}^0}{RT} + \sum_{i=1}^N \ln\left(\frac{n_i}{n_{total}}\right) + \frac{1}{RT} \sum_{j=1}^K \alpha_j \left(\sum_{i=1}^N a_{ij} n_i\right) = 0 \tag{4.18}$$

El modelo de equilibrio basado en el método no estequiométrico ha sido utilizado por numerosos autores, [38], [47], [97], [100]. La figura 4.2 representa un esquema con los flujos de entrada y salida típicos en un modelo de equilibrio puro termodinámico.

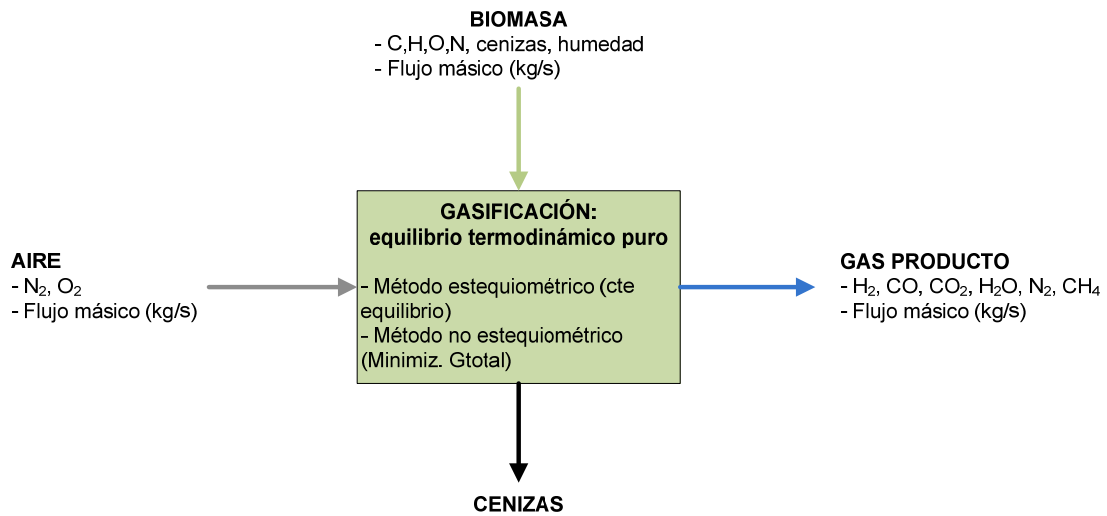


Figura 4.2. Esquema general modelo de equilibrio termodinámico puro.

4.3.1. Modelo de equilibrio modificado

En esta tesis el modelo de equilibrio puro descrito anteriormente ha sido modificado con el objetivo de incrementar la precisión de los resultados de acuerdo a los experimentales. Algunas de estas modificaciones son de carácter general (válidas para todo tipo de gasificadores); mientras que otras son modificaciones propias que corresponden al tipo de reactor escogido. Previamente, autores como Altafini *et al.* [97], Jarungthammachote y Dutta [99], Abuadala *et al.* [103], Fryda y Panopoulos [104] y la

tesis doctoral de Puig-Arnavat [119] han empleado modelos de equilibrio termodinámico modificados. En esta tesis, las innovaciones introducidas sobre el modelo de equilibrio puro son las siguientes:

- En el proceso general de gasificación se han distinguido dos etapas modeladas de forma independiente: secado-pirólisis y combustión-reducción. [10], [68].
- Se han considerado pérdidas en el reactor por transferencia de calor. Dependiendo de la bibliografía, estas pérdidas pueden oscilar del 5 al 10% de la energía de entrada del combustible (PCI), [10], [97], [103], [104]. La cantidad de energía perdida es inversamente proporcional a la temperatura alcanzada en cada etapa: secado-pirólisis un 30% y oxidación-reducción un 70% de la energía total perdida, [10].
- Se considera el contenido en azufre por parte de la biomasa. Como consecuencia de esto y debido a las altas temperaturas alcanzadas dentro del reactor (1.000°C), se ha tomado en cuenta la formación de H₂S y NH₃ en el gas producto. Estos compuestos serán eliminados en la fase de limpieza del gas ya que pueden ser corrosivos.
- Como cualquier proceso termodinámico, la gasificación no es reversible, es decir, no todo el carbón contenido en la biomasa se convierte en gas producto. En esta tesis se ha considerado que el 5% en peso del carbón de entrada se pierde en forma de polvo a través del gas producto y por el conducto de separación de cenizas del gasificador, [103], [104].
- Se considera que la ceniza (*ash*) contenida en la biomasa de entrada está compuesta por SiO₂ (57,5%), Al₂O₃ (30%) y Fe₂O₃ (12,5%), [39].
- En equilibrio termodinámico puro, la formación de CH₄ es nula. Por el contrario, en situaciones reales, la presencia de metano en el gas producto refleja que este equilibrio nunca consigue alcanzarse. Se ha estimado que una parte del CH₄ procedente de la pirólisis no reacciona dentro de la etapa de oxidación-reducción. Esta cantidad se ha fijado en 1-3%vol. de la composición final del gas producto, [54], [104].
- La presencia de alquitrán en el gas producto depende del tipo de reactor y de la temperatura alcanzada en el gasificador. En gasificadores *downdraft*, todos los productos de la pirólisis pasan por la etapa de oxidación (a más de 1.000°C), produciéndose en su mayor parte el craqueado térmico (ver apartado 3.4.1). En

esta tesis, el alquitrán presente en el gas producto se ha modelado de acuerdo a la fórmula del benceno: C_6H_6 . La presencia de alquitrán en el gas producto cumplirá la correlación empírica aportada por Abuadala *et al.* [103]:

$$\text{Alquitrán}(C_6H_6) = 35,98e^{-0,0029T} \text{ mg/Nm}^3 \quad (4.19)$$

donde T es la temperatura alcanzada en el reactor (K). Podemos ver como la producción de alquitrán es inversamente proporcional a la temperatura alcanzada dentro del reactor. La producción de alquitranes es vital para diseñar un buen sistema de limpieza y enfriado del gas, ya que su presencia en el gas producto puede dañar y ocasionar graves problemas en componentes de máquinas térmicas donde será utilizado (álabes, cilindros, etc.), [4].

La figura 4.3 muestra el diagrama de bloques incluyendo las modificaciones realizadas sobre el modelo de equilibrio termodinámico puro de la figura 4.2.

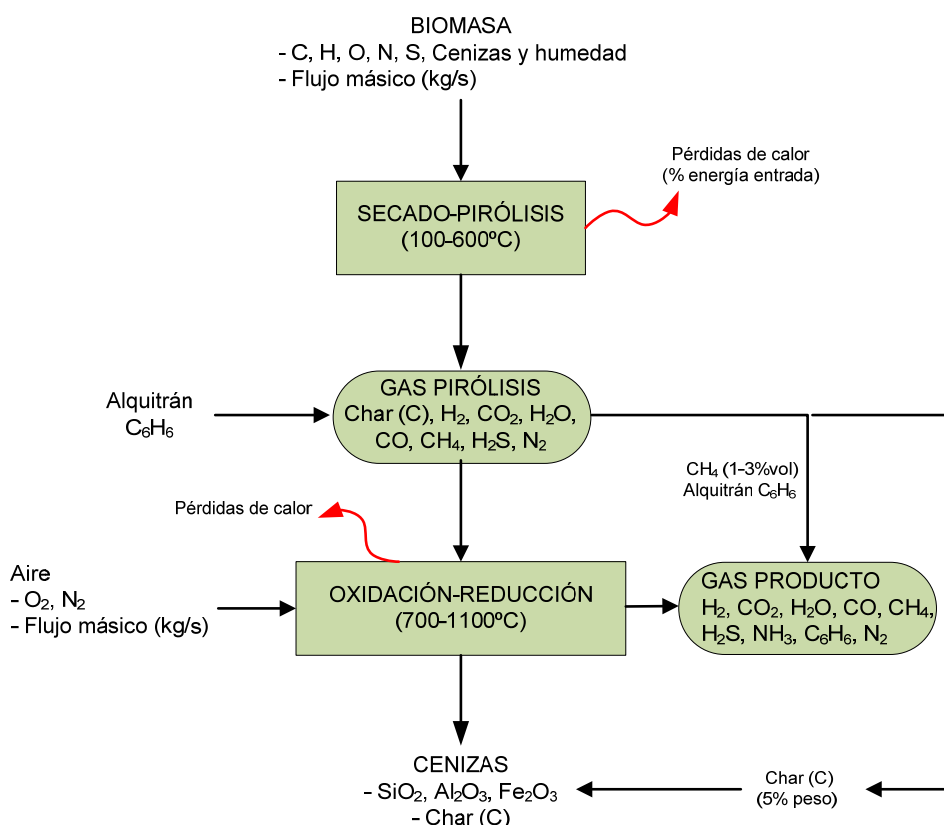
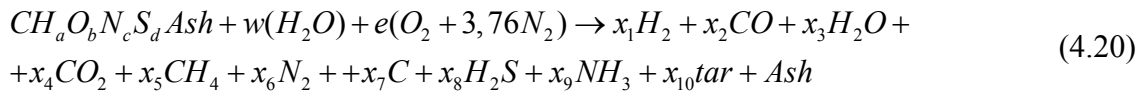


Figura 4.3. Esquema equilibrio termodinámico modificado.

De acuerdo con el modelo de equilibrio modificado, la ecuación global de gasificación 4.1 quedaría de la siguiente manera:



4.3.2. Cycle-Tempo software

La composición del gas producto (valores x_1, \dots, x_9) se ha calculado mediante el uso de un software de modelado termodinámico denominado Cycle-Tempo®, [121]. El software ha sido desarrollado por la universidad holandesa TU Delft. Cycle-Tempo® representa una potente herramienta de simulación de componentes termodinámicos, contiene un gran número de módulos termo-mecánicos (generadores de vapor, intercambiador de vapor, turbinas, compresores, bombas, etc.), componentes químicos (cámaras de combustión, gasificadores, reformador, separadores, pilas de combustible, etc.) y tuberías que sirven de conexión entre los módulos anteriores. Este software permite modelar sistemas termodinámicos donde intervienen gran número de fluidos: vapor, aire, mezclas gaseosa, combustibles sólidos, etc.

Concretamente, el módulo gasificador de Cycle-Tempo® determina la composición del gas producto de acuerdo al método no estequiométrico descrito en el apartado anterior (minimizando la energía libre de Gibbs). La figura 4.4 presenta un esquema de cálculo correspondiente al módulo gasificador.

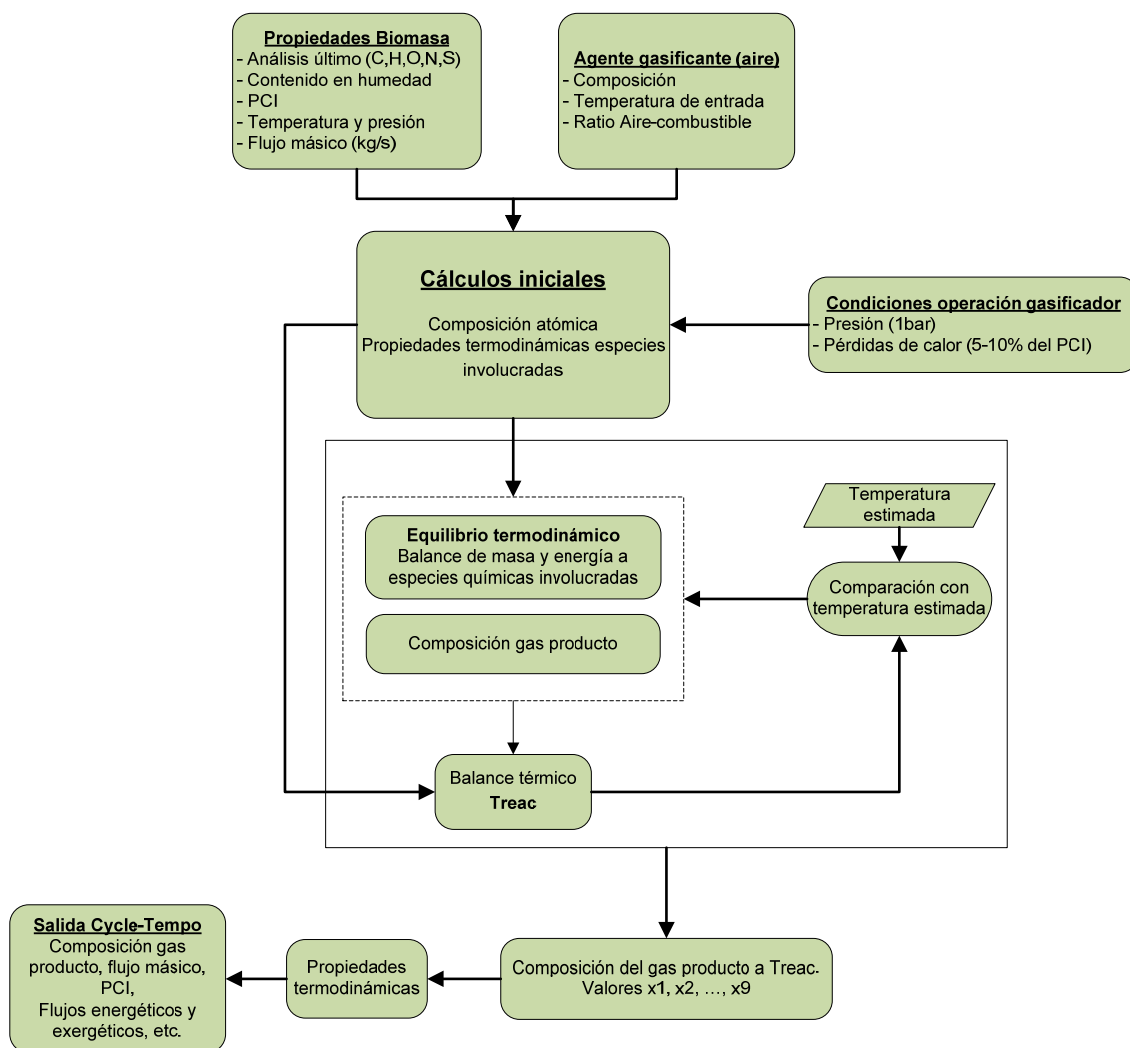


Figura 4.4. Procedimiento de cálculo para el bloque gasificador de Cycle-Tempo®.

Inicialmente, las características de la biomasa (composición atómica, PCI, humedad, flujo másico, temperatura), condiciones ambientales, características del agente gasificante (temperatura de entrada, composición, ratio aire-combustible) y parámetros de operación del gasificador (presión atmosférica y pérdidas de calor) son introducidos en el modelo. En segunda lugar, se obtiene la composición del gas producto de acuerdo a la minimización de la energía libre de Gibbs (estimando una temperatura de reacción). A partir de un balance térmico, se verifica si la temperatura de reacción estimada coincide con la calculada, para ello Cycle-Tempo® utiliza un algoritmo iterativo. Más información acerca del método de resolución llevado a cabo podemos encontrarla en el manual del software, [121]. Las propiedades termodinámicas de los fluidos implicados en el modelo son computadas a través de una herramienta matemática denominada FluidProp®, [122]. Este software de cálculo determina las propiedades físicas y

químicas de numerosos compuestos así como sus propiedades termodinámicas a través correlaciones físicas existentes en la literatura. No es objeto de esta tesis entrar en más detalle a cerca del proceso de cálculo de dichas propiedades.

Varios autores han empleado el software Cycle-Tempo® en la simulación y optimización de plantas de gasificación de biomasa. Destacamos por ejemplo los trabajos de Altafini *et al.* [97], Aravind *et al.* [47], Toonsen *et al.* [123] y Colona y Gabrielli [124].

4.4. Modelado gasificador de lecho fijo y sistema de limpieza y enfriado

El modelado termodinámico del gasificador implica el conocimiento previo de algunos aspectos esenciales de uso de la instalación:

- Finalidad: conectada a red o aislada.
- Localización: almazara o campo olivar.
- Tecnologías de generación a estudiar.
- Dimensionamiento: potencia eléctrica a suministrar.
- Biomasa: residuos y cantidad disponible.
- Tipo de reactor: lecho fijo o fluido.
- Agente gasificante.
- Condiciones de operación (presión y temperatura).
- Cogeneración y aprovechamiento térmico.

Como ha quedado expuesto anteriormente, para el modelado de las plantas de potencia propuestas, se va a utilizar una herramienta de simulación de procesos termodinámicos denominada Cycle-Tempo®, [121]. La siguiente tabla resume los parámetros de operación escogidos para esta tesis.

Tabla 4.2. Parámetros previos al modelado.

Finalidad	Conectada a red
Localización	Almazara
Tecnologías de generación estudiadas	Microturbina de gas (MT) Motor de combustión interna (MCI) Turbina de combustión externa (EFGT)
Dimensión	70kW _e
Biomasa (tabla 3.7)	Poda olivar Hojas y tallos Hueso triturado Orujillo
Tipo de reactor	<i>Downdraft</i>
Agente gasificante	Aire
Condiciones de operación del gasificador	Temperatura gasificación > 800°C Presión atmosférica
Cogeneración	Energía térmica residual aprovechada en el proceso de aceite oliva

En esta tesis se ha escogido aire como agente gasificante. Existen publicaciones donde queda demostrado el aumento en el rendimiento de gasificación en reactores *downdraft* que utilizan simultáneamente aire y vapor de agua, ya que el contenido en H₂ aumenta considerablemente y por tanto su poder calorífico, [4], [103]. Sin embargo, la producción de vapor conlleva un consumo de agua y energía importante, además, el coste de inversión inicial y mantenimiento es muy elevado en sistemas de generación de pequeña escala (<1MW_e).

Además de las consideraciones expuestas en el apartado 4.3.1 (modelo de equilibrio modificado), hay que destacar las siguientes hipótesis de cálculo:

- Condiciones ambientales de referencia: 298K y 1,013bar.
- El tiempo de residencia es lo suficientemente alto para que se establezca el equilibrio en el proceso de gasificación.
- Se considera un 8% de pérdidas de calor en el reactor. El 30% corresponderán a la etapa de pirólisis y el resto a la fase de oxidación-reducción.
- El sistema de generación (gasificador-sistema de generación) opera en estado estacionario, es decir, no se tiene en cuenta el comportamiento del sistema en régimen transitorio. El periodo transitorio de un gasificador *downdraft* (arranque y estabilización) es de unos 30-40min, [4].

- La temperatura máxima alcanzada durante la etapa de secado-pirólisis es de unos 600-650°C. La temperatura de la etapa oxidación-reducción se fija en 1.000°C.
- Para asegurar un completo craqueado de los alquitranes, se ha establecido una temperatura de gasificación superior a 1.000°C. En publicaciones derivadas de esta tesis [68] y otros trabajos como el de Balu y Chung [125] se establece esta temperatura de gasificación. Fabricantes de gasificadores *downdraft* también trabajan bajo estas condiciones, [126]. En el siguiente capítulo se puede observar la influencia de la temperatura de gasificación sobre la eficiencia de la planta.
- El máximo contenido en humedad de la biomasa para este tipo de reactores será del 20%.
- Un 5% del carbón contenido en la biomasa no se transforma en gas producto, [39], [104]. El 4% de este se pierde través del depósito de cenizas y un 1% sale junto al gas producto en forma de polvo, [119].

Es esencial modelar también el sistema de limpieza del gas. El gas producto tiene que ser debidamente depurado y enfriado para poder quemarse correctamente en las cámaras de combustión: motor o microturbina de gas. El contenido de impurezas (polvo y alquitranes esencialmente) debe de encontrarse dentro de la tolerancia exigida por cada máquina térmica, [4]. La tabla 4.3 presenta la tolerancia máxima permisible por el gas producto para diferentes fines, [4], [62].

Tabla 4.3. Tolerancia máxima del gas producto según su aplicación.

Aplicación	Partículas (g/Nm ³)	Alquitranes (g/Nm ³)	Vapor de agua (% mol)
Combustión directa	-	-	20
MT	0,1-120	0,05-5	1
MCI	30	50-100	2

La complejidad y por tanto el coste de esta etapa va a depender del nivel de impurezas contenido por el gas producto a la salida del gasificador y del sistema de generación empleado. Como podemos ver en la tabla 4.4, los reactores *updraft* y de lecho fluido generan un gas producto con un nivel de impurezas más elevado que los

reactores *downdraft*, [4]. En MTs, la tolerancia a alquitranes y polvo es mayor que en los MCI, siendo su etapa de limpieza más compleja. En el caso de turbinas de combustión externa (EFGT), el gas producto procedente de la etapa de gasificación es quemado directamente en una cámara de combustión externa. En este caso, el nivel de limpieza requerido por el gas producto es mínimo y sería válido un ciclón que elimine partículas de polvo y cenizas a la salida del gasificador, [40]. El enfriamiento del gas producto es necesario cuando este va a ser empelado en MTs o MCI.

Tabla 4.4. Niveles típicos de alquitrán y partículas en el gas producto según el reactor empleado.

Reactor	Alquitrán (g/Nm ³)	Partículas (g/Nm ³)
<i>Downdraft</i>	<1,0	10-20
lecho fluido	0,1-120	30-50
<i>Updraft</i>	30	50-100

Como consecuencia del reactor empleado (*downdraft*), la temperatura de salida del gas producto se encuentra prácticamente a la temperatura de gasificación (aproximadamente a unos 1.000°C), [68]. Además, el sistema de limpieza y enfriado del gas producto no será muy complejo, ya que el contenido en impurezas del gas producto (partículas y alquitranes) no es muy elevado, [4]. Las etapas de la fase de limpieza y enfriado son las siguientes:

- Ciclón: remueve las partículas de polvo procedentes del carbón no gasificado y parte de cenizas contenidas en la biomasa. En esta etapa se elimina prácticamente el 95% de estas partículas.
- Scrubber Venturi: a través de un chorro de agua pulverizada se desciende la temperatura del gas producto hasta unos 75°C aproximadamente. En esta etapa, se eliminan otros compuestos orgánicos como NH₃ y H₂S y parte del alquitrán (C₆H₆). La temperatura del agua de salida es de 20°C. El agua pulverizada recogida es transportada a un sistema de tratamiento de aguas donde será devuelta a un tanque de almacenamiento para su reutilización.
- Intercambiador de calor agua-gas: disminuye la temperatura del gas producto a unos 30°C (temperatura ambiente). También se elimina parte del vapor de agua contenido en el gas producto (por condensado). En esta etapa se remueve más del 80% del agua contenida por el gas producto.

- Filtros finos: por último, el gas producto pasa por una serie de filtros donde las finas partículas de carbón y cenizas no removidas por el ciclón y el vapor de agua restante son eliminadas. Tras esta etapa, se consigue un gas producto limpio con una temperatura inferior a los 30°C, contenido en vapor de agua inferior al 1%, libre de polvo, partículas y alquitranes.

El diseño del sistema de limpieza y enfriado escogido es el utilizado por fabricantes de gasificadores de lecho fijo *downdraft* [126] y el que ha sido instalado y puesto en marcha en la Almazara la Unión situada en Úbeda (ver capítulo 7). Existen publicaciones donde se han empleado las mismas etapas de limpieza, [25], [127].

La figura 4.5 presenta un esquema de la planta de gasificación propuesta: gasificador y sistema de limpieza y enfriado. El objetivo de la simulación previa en Cycle-Tempo® nos permitirá obtener cada uno de los flujos desconocidos (aire, biomasa, agua y gas producto), presiones, temperaturas, así como la composición del gas producto para determinados tipos de biomasa de entrada. El modelado y simulación nos permitirá establecer propuestas de mejora de la planta para futuros proyectos de cálculo.

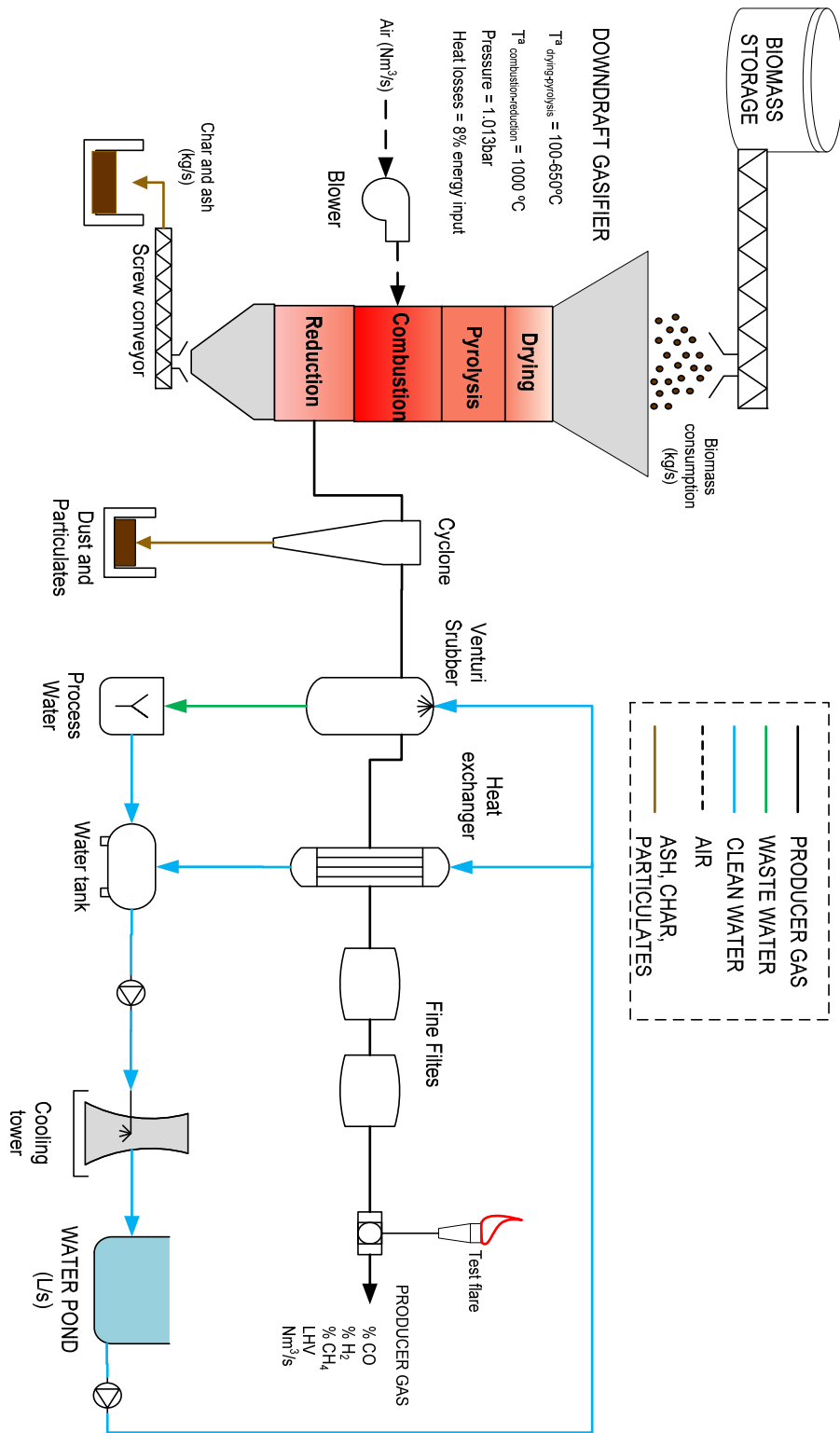


Figura 4.5. Esquema gasificador *downdraft* y etapa de limpieza y enfriado.

Podemos establecer dos tipos de rendimiento de gasificación. Uno es el obtenido justamente a la salida del reactor, antes del ciclón (figura 4.5); mientras que el otro es el calculado a la salida de los filtros finos, cuando el gas producto ha sido limpiado y enfriado hasta prácticamente la temperatura ambiente y es apto para ser quemado. Las expresiones de cálculo de estos rendimientos se muestran en las ecuaciones siguientes, [4], [103]:

$$\eta_{g_{hot}} = \frac{\dot{m}_{pg} PCI_{pg} + \dot{m}_{pg} C_{p_{pg}} (T_g - T_0)}{\dot{m}_b PCI_b} \quad (4.21)$$

$$\eta_{g_{cold}} = \frac{\dot{m}_{pg} PCI_{pg}}{\dot{m}_b PCI_b} \quad (4.22)$$

El significado de cada elemento puede ser consultado en la tabla de símbolos incluida al inicio de esta tesis. Los subíndices de *hot* y *cold* indican el lugar de la planta donde se realiza el cálculo del rendimiento de gasificación. Un parámetro muy importante y que será el encargado de establecer la temperatura de gasificación alcanzada por el reactor es el ratio aire-combustible, x_{OF} , (*kg aire/kg combustible*):

$$x_{OF} = \frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_b} \quad (4.23)$$

Los flujos máxicos de gas producto, biomasa, aire así como las temperaturas y PCI en los diferentes puntos de la planta son calculados por la herramienta cycle-tempo®.

Un parámetro importante a la hora de evaluar la eficiencia del proceso de gasificación es la eficiencia de conversión del carbón contenido en la biomasa (*CCE*), es decir, la cantidad de carbono que es transformado en gas producto. En la simulación, este parámetro es fijo ya que se ha establecido un 5% de pérdidas en el carbono, es decir, un 95% de eficiencia. No obstante, este parámetro es muy importante a la hora de evaluar los resultados experimentales en una planta de gasificación real. La expresión que nos calcula esta eficiencia se muestra en la ecuación 4.24, [128]:

$$CCE = 1 - \frac{\text{carbón_contenido_en_residuos}(kmols)}{\text{carbón_contenido_en_biomasa}(kmols)} \quad (4.24)$$

4.5. Modelado sistemas de generación

De acuerdo a los resultados obtenidos en el capítulo anterior (tabla 3.8), las plantas de generación propuestas y modeladas en esta tesis son las siguientes:

- Gasificador *downdraft*, sistema de limpieza-enfriado y microturbina de gas (*G-MT*).
- Gasificador *downdraft*, sistema de limpieza-enfriado y motor de combustión interna. (*G-MCI*)
- Gasificador *downdraft* y turbina de combustión externa (*G-EFGT*).

Las turbinas de vapor son más eficientes para potencias eléctricas elevadas ($>5\text{MW}_e$). En cambio, para potencias pequeñas ($<1\text{MW}_e$), el rendimiento térmico se ve afectado notablemente. Además, el coste de inversión y mantenimiento de los generadores de vapor son muy elevados, [51]. En esta tesis, el modelado y simulación del motor Stirling no ha sido desarrollado debido al elevado coste de inversión que conlleva actualmente esta tecnología, [45].

4.5.1. Modelado microturbina de gas (*G-MT*)

Las MTs junto con los MCI se perfilan como las tecnologías de transformación más idóneas en sistemas de generación a pequeña escala. La figura 4.6 muestra el esquema de la instalación de la MT alimentada con gas producto procedente de la gasificación. El modelado consta de los siguientes elementos: compresor y turbina, regenerador, cámara de combustión, generador eléctrico y convertidor, aprovechamiento térmico de los gases de escape de la microturbina y una etapa de compresión del gas producto. El gas producto tiene que ser comprimido a la presión de operación del sistema. La presión de trabajo dependerá de la temperatura de entrada a la turbina y de la potencia eléctrica desarrollada, [(39)].

Este sistema de generación ha sido modelado a través de Cycle-Tempo®. La herramienta permite modelar este tipo de dispositivos desde el punto de vista termodinámico (ciclo real Brayton del aire). Ecuaciones y teoría relacionada con el modelado termodinámico de turbinas de gas puede encontrarse en [23]. Los datos de la tabla 4.5 se fundamentan en los parámetros de operación de la microturbina modelo CR65 comercializada por Capstone®, [39], [43].

Tabla 4.5. Microturbina de gas: parámetros de funcionamiento.

Parámetros de funcionamiento	Valor
Potencia eléctrica neta, P_{el} (kW)	70
Rendimiento isentrópico turbina de gas, (%)	80
Rendimiento isentrópico compresor microturbina de gas, (%)	79
Rendimiento mecánico turbina de gas, (%)	97
Rendimiento mecánico compresor microturbina de gas, (%)	97
Rendimiento isentrópico para otros compresores y bombas, (%)	76
Rendimiento mecánico para otros compresores y bombas, (%)	95
Temperatura de entrada a la turbina, TIT (°C)	850
Temperatura gases de escape, (°C)	315
Rendimiento generador, η_{gen} (%)	94
Rendimiento conversor DC-AC, η_{dc-ac} (%)	97
Pérdidas energéticas en regenerador, (%)	20
Pérdidas en otros intercambiadores de calor, (%)	10
Rendimiento cámara de combustión, (%)	95

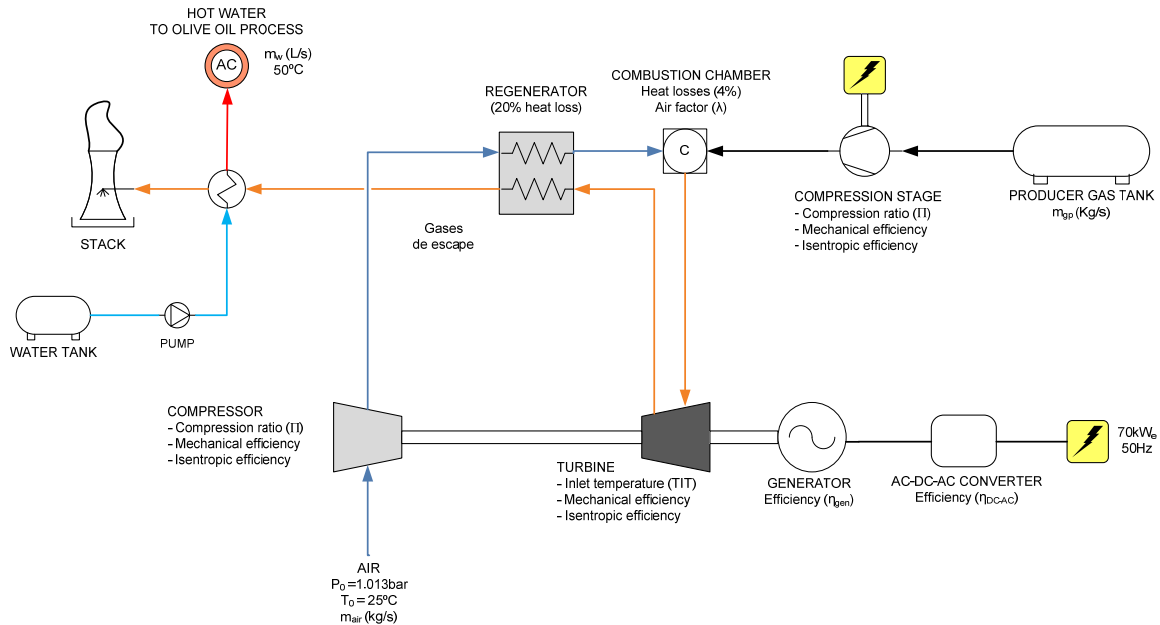


Figura 4.6. Esquema modelado MT alimentada con gas producto.

Un parámetro relevante en el funcionamiento del sistema es el ratio de presión (Π). Nos indica la presión a la que trabajará el sistema (compresor-turbina) y a la que tiene que ser comprimido el gas producto.

$$\Pi = P_{C_{MT}} / P_0 \quad (4.25)$$

$$P_{C_{MT}} = P_{C_{sp}} \quad (4.26)$$

El modelado y simulación de la planta, nos permitirá estudiar el ratio de presión óptimo que maximiza el rendimiento de la planta. Podemos establecer dos tipos de rendimiento: rendimiento eléctrico (η_{el}) y rendimiento del sistema de cogeneración (η_{CHP}). En el primero se tiene en cuenta únicamente la potencia eléctrica neta generada, mientras que en el segundo se considera la potencia eléctrica (P_{el}) y térmica (Q_t). Las expresiones que nos calculan estos parámetros son las siguientes, [39], [103], [123]:

$$\eta_{el} = \frac{P_{el} - P_{C_{pg}}}{\dot{m}_b PCI_b} \quad (4.27)$$

$$\eta_{CHP} = \frac{P_{CHP}}{\dot{m}_b PCI_b} \quad (4.28)$$

Donde $P_{C_{gp}}$ representa la potencia eléctrica consumida por el compresor del gas producto (kW). Las expresiones de cálculo para P_{el} y P_{CHP} , ambas expresadas en kW , se describen a continuación:

$$P_{el} = (P_{t_{MT}} - P_{C_{MT}}) \eta_{gen} \eta_{DC-AC} \quad (4.29)$$

$$P_{CHP} = (P_{t_{MT}} - P_{C_{MT}}) \eta_{gen} \eta_{DC-AC} - P_{C_{pg}} + Q_t \quad (4.30)$$

$$Q_t = \dot{m}_w c_w \Delta T \quad (4.31)$$

La definición y unidades en las que se expresa cada parámetro vienen descritas en la tabla de nomenclatura. La potencia térmica generada (Q_t) se traduce en un flujo de agua caliente a 50°C destinada al proceso de fabricación de aceite de oliva.

El flujo másico de aire (kg/s) debe ser suficiente para facilitar como mínimo un factor λ_{MT} igual a 6 [38]. Esto quiere decir que el ratio combustible-aire real debe de ser al menos seis veces superior al ratio combustible-aire estequiométrico. λ_{MT} es por tanto un parámetro adimensional que viene expresado como:

$$\lambda_{MT} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_{pg}} \right)_{real}}{\left(\frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_{pg}} \right)_{esteq}} \geq 6 \quad (4.32)$$

La cantidad de aire estequiométrica puede calcularse de acuerdo a las reacciones

químicas que se producen en la cámara de combustión (gas producto-aire):



Por último, se ha fijado una temperatura de entrada a la turbina (*TIT*) en torno a 850°C y una temperatura de los gases de escape (después del regenerador) de aproximadamente 320°C (tabla 4.5), [39], [43]. En el siguiente capítulo (resultados y discusiones) veremos la influencia *TIT* y *II* en el rendimiento global del proceso.

4.5.2. Modelado motor de combustión interna (G-MCI)

Para el modelado de esta planta de generación se han utilizado dos herramientas matemáticas de simulación:

- Cycle-Tempo® [121] en el modelado y simulación del gasificador.
- Matlab®/Simulink® [129] en el modelado termo-mecánico del MCI, modelado eléctrico del generador y su conexión a red.

Matlab®/Simulink® dispone de paquetes (*toolboxes*) donde se puede realizar modelados termodinámicos, mecánicos y eléctricos de diferentes aparatos o sistemas. Como podemos ver en el diagrama de la figura 4.7, el sistema genera 70kW_e y energía térmica residual procedente de los gases de escape del motor. El modelo consta de los siguientes subsistemas, [68]:

- Cycle-Tempo® no permite realizar modelados termodinámicos de motores (Otto o diesel). Para ello se ha empleado una *toolbox* de Matlab®/Simulink® denominada Thermolib® [130]. Esta herramienta posee comandos y elementos donde se puede modelar gran cantidad de sistemas: intercambiadores de calor, compresores, turbinas, válvulas, reactores químicos, quemadores, etc. Dispone de una base de datos muy potente donde se puede modelar también cualquier cambio de estado termodinámico aplicados a cualquier tipo de fluido o mezcla (líquido ó gas). Thermolib® se ha utilizado para el modelado termodinámico del ciclo Otto real que se desarrolla dentro de un motor de encendido por chispa.

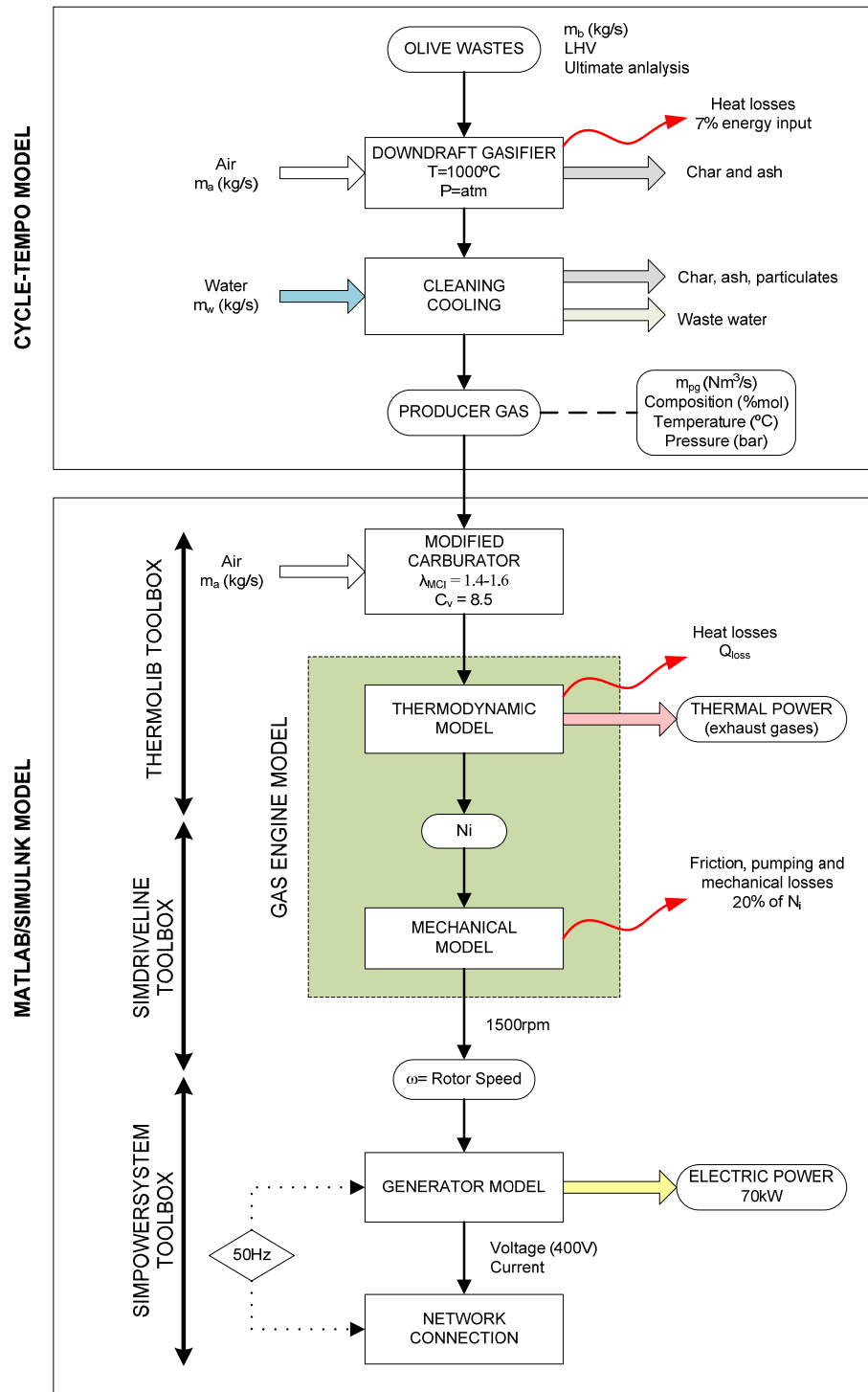


Figura 4.7. Esquema general y software empleado en el modelado G-MCI.

- El modelo mecánico del motor se ha desarrollado mediante otra *toolbox* de Simulink denominada SimDriveline®, [131]. Esta herramienta dispone de bloques que implementan la dinámica de motores Otto y Diesel.

- El modelado eléctrico del generador y su conexión a red se ha realizado mediante el paquete SimPowerSystem® de Simulink, [132].

Las propiedades termodinámicas del gas producto procedente de la simulación en Cycle-Tempo®: composición molar, flujo másico ó volumétrico, temperatura y presión, representan los parámetros de entrada del modelo Matlab®/Simulink®. Estos datos se introducen a través de un bloque de Thermolib® denominado “*mixture source*” (ver figura 4.8). Cuando el gasificador alcanza el régimen permanente (20-40min, [4]), el motor entra en funcionamiento.

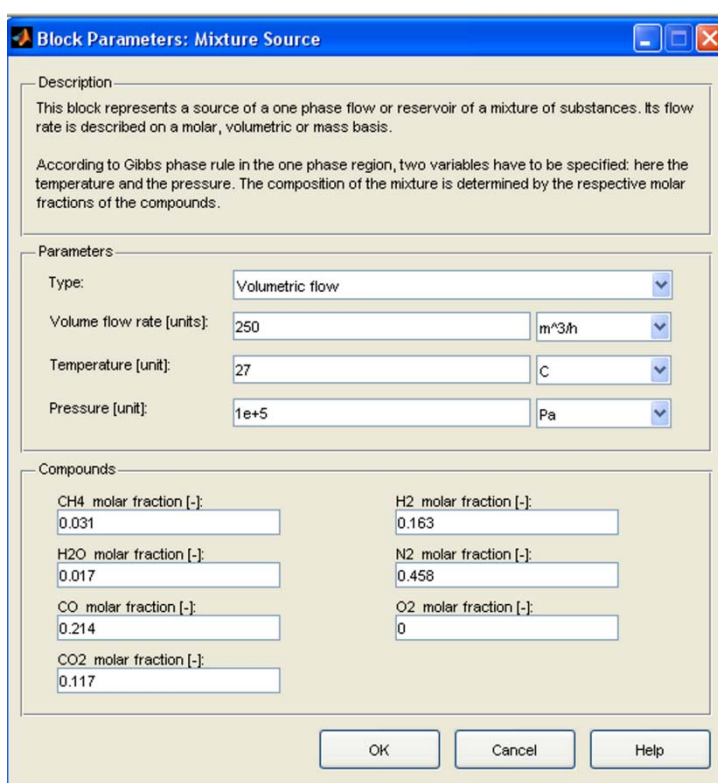


Figura 4.8. Bloque Thermolib® mediante el cual se introducen las características del gas producto.

Los parámetros de operación escogidos para el modelado y simulación del motor se fundamentan en los de un motor de gas natural de encendido por chipa modelo Cummins G855G [133]. En estos motores, el carburador ha sido modificado para trabajar con gas producto. Debido a que la densidad energética del combustible es muy inferior a la del gas natural, la potencia mecánica desarrollada por el motor, y por consiguiente la potencia eléctrica generada, será inferior [24], [134].

La mezcla aire-gas producto (\dot{m}_{mezcla}) entra en el MCI a través del carburador. De acuerdo a las especificaciones técnicas de la tabla 4.6, el ratio aire-combustible (λ_{MCI}) se mantiene entre 1,4-1,6 kg aire/kg gas producto, [135]. Como veremos en las simulaciones y resultados del siguiente capítulo, al carburador entran 250Nm³/h de gas producto y unos 350Nm³/h de aire. Estos valores se corresponden con los parámetros de operación del motor de gas instalado en la almazara Unioliva, resultado del proyecto Europeo Resolive bajo el que se fundamenta esta tesis, [3].

El modelo termodinámico del motor consta dos partes:

- Modelado sistema de admisión: carburador.
- Modelado ciclo Otto real para la mezcla aire-gas producto.

La mezcla entra en el cilindro a través del carburador a presión atmosférica (motor de aspiración natural) desarrollando un ciclo termodinámico tipo Otto. Thermolib® consta de bloques donde una mezcla fluida puede someterse a cualquier cambio de estado termodinámico. La mezcla desarrolla un ciclo Otto real de 4 tiempos: admisión, compresión, explosión y escape, [23]. Potencia indicada (N_i), ratio de compresión (C_v), composición y propiedades de los gases de escape del motor son las salidas del modelo termodinámico del motor.

Durante la primera carrera, el volumen de la mezcla se comprime dentro del cilindro hasta 8,5 veces su valor (C_v). A continuación sucede la etapa de explosión, donde se originan las reacciones de combustión del gas producto con el agente oxidante (aire) descritas en el apartado anterior (ecuaciones 4.33, 4.34 y 4.35). Las reacciones de combustión se introducen a través de un bloque Thermolib® que funciona como un reactor de equilibrio químico. Este bloque permite introducir pérdidas de calor durante la combustión (η_{comb}), pérdidas de presión, superficie de reacción, etc. Para más información sobre los bloques que contiene la librería Thermolib® puede consultarse el manual de usuario disponible en [130].

La potencia desarrollada dentro del cilindro se denomina potencia térmica del ciclo Otto (N_i), expresado en *kW*. Esta potencia se calcula aplicando la Segunda Ley de la Termodinámica a un sistema cerrado, [23]. El diagrama teórico (P-V) del ciclo termodinámico desarrollado en el interior del cilindro se corresponde con el de la figura 4.9.

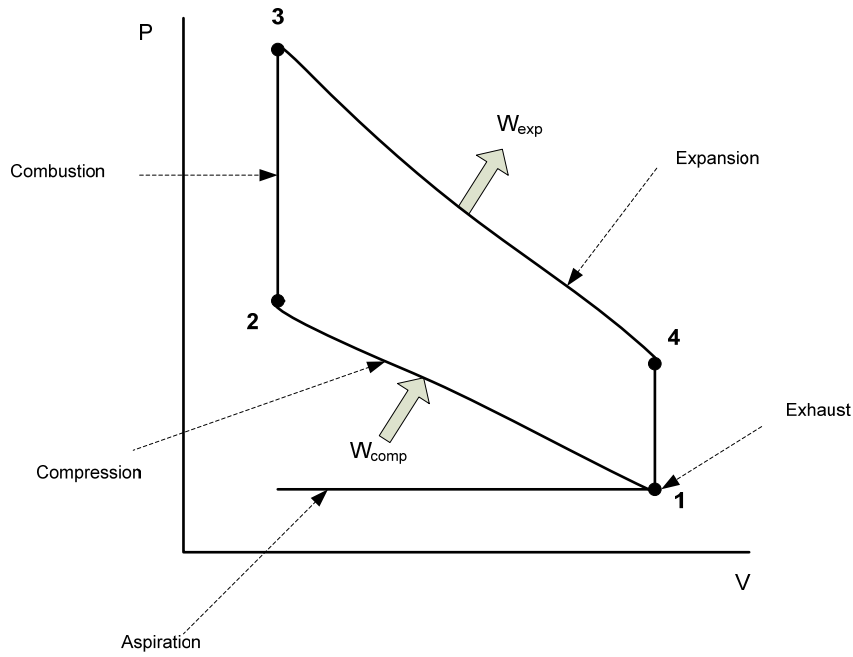


Figura 4.9. Ciclo Otto teórico (diagrama P-V).

$$N_i = W_{ciclo} = W_{exp} - W_{comp} = (u_3 - u_4) - (u_2 - u_1) \quad (4.36)$$

Donde $u_3 - u_4$ y $u_2 - u_1$ representa la variación de energía interna durante los trabajos de expansión y compresión dentro del cilindro, respectivamente.

Teniendo en cuenta las pérdidas de energía (calor) a través de las paredes del cilindro y las irreversibilidades internas (η_{exp} , η_{comp}) se obtiene la potencia indicada del ciclo (N_i):

$$N_i = (\eta_{exp} W_{exp} - \eta_{comp} W_{comp}) - Q_{loss} \quad (4.37)$$

La pérdida de calor (Q_{loss}) a través de las paredes del cilindro viene determinada por la ecuación 4.38, [135], [136].

$$Q_{loss} = \dot{m}_{mezcla} B(T_{comp} + T_{exp}) \quad (4.38)$$

donde B , representa el coeficiente de pérdidas por transferencia de calor en el interior del cilindro ($\kappa J/kg K$), [135]. La variación de temperatura en las paredes del cilindro coincide con las temperaturas de compresión y expansión alcanzadas en cada etapa del ciclo, [136].

Como podemos ver en la figura 4.7, la señal de entrada al modelo mecánico es la

potencia indicada (N_i) calculada anteriormente. Este modelo ha sido implementado con la herramienta *SimDriveine*®. El software está compuesto por bloques previamente compilados que modelan el comportamiento mecánico de un motor de ciclo Otto o Diesel, [131]. Realmente, la señal de entrada al bloque es un valor entre 0 y 1 que representa la posición instantánea de la válvula de mariposa (estado de carga del motor). Cuando el motor funciona a media carga, la posición de apertura de la válvula se situaría en 0,5; mientras que si el motor funciona a plena carga, la válvula estaría completamente abierta (posición 1). El motor de gas modelado corresponde a un motor de generación eléctrica estacionario, es decir, trabaja constantemente a plena carga ya que nos interesa verter a red la mayor cantidad de energía posible cada año (máximo beneficio económico). Por consiguiente, la posición de la válvula de mariposa adoptaría el valor unitario y la potencia indicada calculada sería la obtenida en condiciones de plena carga del motor.

La posición de la válvula de mariposa controla directamente el par mecánico de salida del motor (T_m) y de forma indirecta gobierna la velocidad de giro (ω). Las señales de salida del modelo mecánico son por tanto el par mecánico y la velocidad. Al producto de ambas señales se denomina potencia mecánica (P_m). El valor de la potencia mecánica instantánea desarrollada viene representado por la siguiente expresión:

$$P_m(t) = T_m(t)\omega(t) \quad (4.39)$$

Las pérdidas mecánicas totales (N_f) pueden descomponerse en tres partes fundamentales: pérdidas por bombeo, por fricción de partes móviles y en dispositivos auxiliares. Estas pérdidas se producen en forma de calor y suponen un 20% de la potencia indicada (N_i) de entrada, [135], [136].

Finalmente, el modelado contempla la simulación dinámica del generador eléctrico y su conexión a red a través de un transformador de potencia (400V/20kV). La velocidad angular (ω) será la señal de entrada al generador de 70kW_e. Cuando el gasificador ha alcanzado un funcionamiento estable, es decir, proporciona un flujo y composición de gas producto constante, el grupo motor-generator entra en funcionamiento. La velocidad del motor aumenta hasta las 1500rpm, girando el rotor del generador a la

misma velocidad. La conexión a red se produce cuando el generador entra en sincronismo con esta, es decir, alcanza una frecuencia estable de aproximadamente 50Hz. Para evitar importantes cambios transitorios en el generador se ha establecido la conexión del sistema a un nudo infinito, [68]. De esta manera se evitaría la inyección de armónicos en el sistema de transmisión. El modelado del generador y su conexión a red ha sido desarrollado con la herramienta SimPowerSystem® de Matlab®/Simulink®, [132]. Todos los datos de diseño, constantes y parámetros del modelo completo del motor al que hace referencia la figura 4.7 se muestran en la tabla 4.6. Los datos han sido extraídos de diversas fuentes bibliográficas [68], [133], [135], [136].

Tabla 4.6. Constantes y parámetros del modelo Matlab®/Simulink®.

Parameter	Units	Value
<i>Thermodynamic model (gas engine)</i>		
Constant related to heat transfer, B	$kJ\ kg^{-1}\ K^{-1}$	0.71
Minimum Producer gas LHV	$MJ\ kg^{-1}$	4000
Air-fuel ratio, λ_{MCI}	$kg\ air/kg\ p.\ gas$	1.4-1.6
Compression efficiency, η_{comp}	%	0.97
Expansion efficiency, η_{exp}	%	0.97
Combustion efficiency, η_{comb}	%	0.98
Compression ratio, C_v	-	8.5
Intake temperature	$^{\circ}C$	25
Intake pressure	bar	1.013
Heat exchanger efficiency (thermal power)	%	85
Number of cylinders	-	6
Bore x Stroke	mm	140 x 152
<i>Mechanical model (gas engine)</i>		
Losses (friction, pumping, distribution, etc.)	%	20
Nominal rotor speed, w	rpm	1500
Throttle valve position	%	100
<i>Electric generator</i>		
Output voltage	V	415
Nominal frequency	Hz	50
Power factor	-	0.8
Active power, P_e	kW	100
Number of phases	-	3
<i>Electric transformer</i>		
Windings connection	-	Delta
Nominal power	KVA	250
Primary/secondary voltage	kV	20/0.4
<i>Transmission line</i>		
Base voltage	kV	20
3-phase short-circuit level at base voltage	MVA	500
X/R ratio	-	5

Es importante resaltar que el poder calorífico mínimo que debe poseer el gas producto tiene que ser superior a los 4.000MJ/kg. Este dato ha sido escogido de las características comerciales del motor.

4.5.3. Modelado turbina de combustión externa (G-EFGT)

Una turbina de combustión externa difiere de las microturbinas convencionales en que la combustión se realiza fuera del circuito del fluido de trabajo. Debemos tener en cuenta las siguientes consideraciones, [(54)]:

- El proceso de combustión ocurre a presión atmosférica.
- Es necesario un intercambiador de calor de alta temperatura y eficiencia (HTHE, por sus siglas en inglés). Este elemento es clave en el funcionamiento de la planta ya que es el encargado de transferir la energía calorífica procedente de los gases de combustión al fluido de trabajo (aire).
- El fluido de trabajo que circula a través de la turbina es únicamente aire limpio. De esta forma, la fiabilidad del sistema aumenta considerablemente.
- El sistema EFGT puede operar con cualquier tipo de combustible (sólido, líquido ó gaseoso). No obstante, el proceso de combustión de partículas sólidas está limitado al contenido de cenizas de la materia prima (<5%).

El uso del gas producto procedente de la gasificación de la biomasa en turbinas de gas convencionales puede ocasionar algunos inconvenientes, [54], [137]:

- Los requerimientos de combustión directa del gas producto (alquitrán, partículas, sustancias corrosivas, etc.) son mucho menores cuando éstos circulan por un intercambiador de calor (HTHE) que a través de los álabes de una turbina. De esta forma, el sistema de limpieza requerido tras el gasificador en una EFGT es muy simple (en el modelado se limita al uso de un ciclón). Además, no es necesario enfriar el gas hasta la temperatura ambiente y por consiguiente la densidad energética del gas producto es mayor.
- Como vimos en la figura 4.6, es necesaria la compresión del gas producto hasta la presión de operación del sistema. Esto ocasiona un consumo eléctrico adicional en la planta, encareciéndose así el rendimiento.
- El flujo de combustible (kg/s) demandado por la microturbina se ve incrementado debido al bajo poder calorífico del gas producto (4-6MJ/kg). Esto obliga a modificar los inyectores de la cámara de combustión de la microturbina de gas convencional, diseñados para operar con gas natural o biogás.

La figura 4.10 describe el modelo de una microturbina de combustión externa (EFGT) que funciona con gas producto procedente de la gasificación. Aparentemente

este sistema contiene componentes similares al modelo *G-MT*, pero existe un elemento crucial en el funcionamiento de la planta: intercambiador de calor de alta temperatura (HTHE). El mantenimiento y buen funcionamiento de este elemento será vital en el rendimiento de la planta.

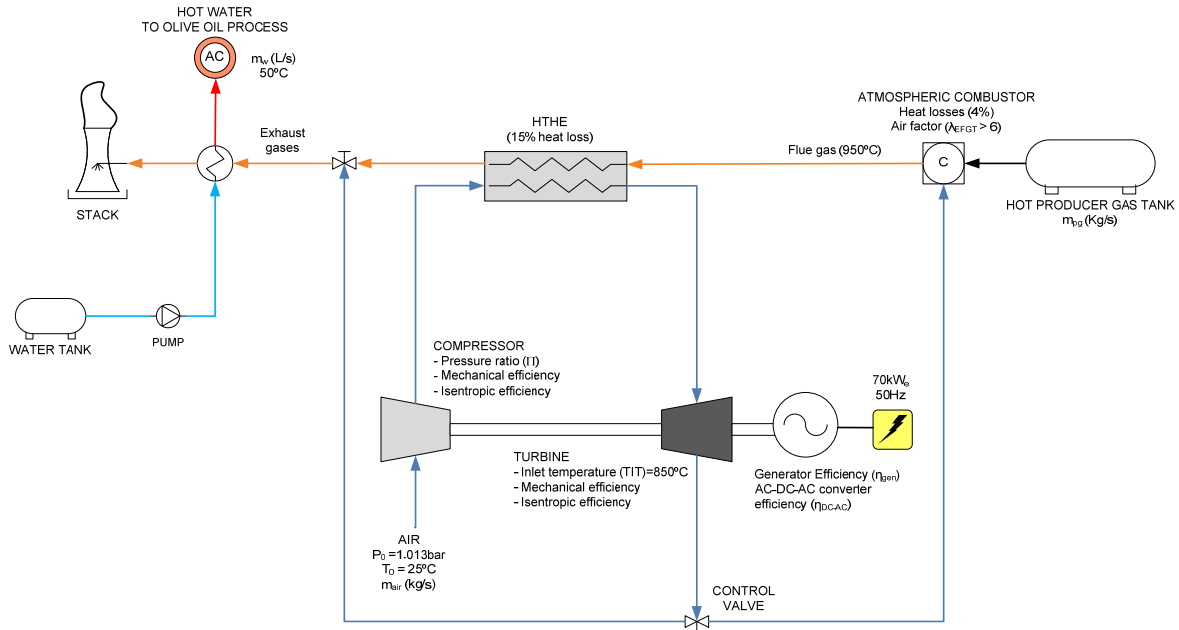


Figura 4.10. Esquema modelado EFGT alimentada con gas producto.

El gas producto a alta temperatura procedente del gasificador es quemado en una cámara de combustión externa a presión atmosférica. Los gases de combustión a alta temperatura circulan por un intercambiado de calor de alta eficiencia y temperatura (HTHE). En este elemento, la energía calorífica es transferida al fluido de trabajo (aire). En este sistema, gas producto de salida del gasificador no tiene que ser enfriado hasta temperatura ambiente y como consecuencia la temperatura alcanzada por la cámara de combustión es superior a la del sistema *G-MT*. Como consecuencia de esto, la temperatura de salida de los gases de escape se fija en 950°C. El aire caliente expandido en la turbina de gas se utiliza como oxidante de la cámara de combustión, aumentándose así el rendimiento de ésta y la temperatura de los gases de combustión.

El aire comprimido a razón de *II* pasa a través del HTHE y eleva su temperatura hasta los 850°C (TIT). Un parámetro de diseño muy importante en esta planta es la diferencia de temperatura en el lado caliente del intercambiador HTHE (ΔT_{hs} , *hot side temperatura difference*).

$$\Delta T_{hs} = (T^a \text{ salida gases de combustión}) - (TIT) \quad (4.39)$$

El tamaño de la planta es inversamente proporcional al valor de ΔT_{hs} , es decir, a medida que este valor aumenta, el tamaño del HTHE disminuye ya que la cantidad de energía transferida al fluido de trabajo es menor, [40]. Aumentar la temperatura del aire de entrada a la turbina (TIT) se traduce en una disminución de ΔT_{hs} , y por tanto la superficie de transferencia requerida por el intercambiador (tamaño de la planta) será mayor. De acuerdo con [40] y [54], el valor de ΔT_{hs} se ha fijado en 100°C. Los parámetros de funcionamiento utilizados en el modelado del sistema *G-EFGT* se muestran en la tabla 4.7, [40], [54], [137].

Tabla 4.7. Turbina de gas de combustión externa (EFGT): parámetros de funcionamiento.

Parámetros de funcionamiento	Valor
Potencia eléctrica neta (<i>kW</i>)	70
Rendimiento isentrópico turbina (%)	80
Rendimiento isentrópico compresor (%)	79
Rendimiento mecánico turbina de gas (%)	97
Rendimiento mecánico compresor (%)	97
Rendimiento isentrópico para otros compresores y bombas, (%)	76
Rendimiento mecánico para otros compresores y bombas, (%)	95
Temperatura de entrada a la turbina, <i>TIT</i> (°C)	850
Temperatura salida cámara de combustión, (°C)	950
Presión de operación cámara de combustión, (bar)	1,013
Rendimiento cámara de combustión, (%)	96
Rendimiento generador, η_{gen} (%)	94
Rendimiento conversor DC-AC, η_{DC-AC} (%)	97
Eficiencia HTHE, (%)	85
Pérdidas en otros intercambiadores de calor, (%)	10
Diferencia temperatura HTHE, ΔT_{hs} (°C)	100

El modelado y simulación de la planta G-EGFT ha sido desarrollado en su totalidad con el software Cycle-Tempo®. Al igual que en la MT, el flujo másico de aire (*kg/s*) debe ser suficiente para facilitar como mínimo un factor λ_{EFGT} mayor o igual a 6 [38]. Esto quiere decir que el ratio combustible-aire real debe de ser al menos seis veces superior al ratio combustible-aire estequiométrico. λ_{EFGT} es por tanto un parámetro adimensional que viene expresado como:

$$\lambda_{EFGT} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_{pg}} \right)_{real}}{\left(\frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_{pg}} \right)_{esteq}} \geq 6 \quad (4.40)$$

La cantidad de aire estequiométrica puede calcularse de acuerdo a las reacciones químicas que se producen en la cámara de combustión externa (gas producto-aire): ecuaciones 4.33, 4.34 y 4.35.

Las expresiones del rendimiento eléctrico (η_{el}) y del sistema de cogeneración (η_{CHP}) son similares a las del apartado 4.5.1, [39], [103], [123]. No obstante, el sistema *EFGT* nos ofrece una ventaja muy importante: el gas producto no tiene que ser comprimido a la presión de operación (II) y por tanto la eficiencia del sistema aumenta:

$$\eta_{el} = \frac{P_{el}}{\dot{m}_b PCI_b} \quad (4.41)$$

$$\eta_{CHP} = \frac{P_{CHP}}{\dot{m}_b PCI_b} \quad (4.42)$$

Las expresiones de cálculo para P_{el} y P_{CHP} (ambas expresadas en *kW*) se describen a continuación:

$$P_{el} = (P_{t_{MT}} - P_{C_{MT}}) \eta_{gen} \eta_{DC-AC} \quad (4.43)$$

$$P_{CHP} = (P_{t_{MT}} - P_{C_{MT}}) \eta_{gen} \eta_{DC-AC} + Q_t \quad (4.44)$$

$$Q_t = \dot{m}_w c_w \Delta T \quad (4.45)$$

La definición y unidades en las que se expresa cada parámetro vienen descritas en la tabla de nomenclatura. La potencia térmica generada (Q_t) se traduce en un flujo de agua caliente a 50°C destinada al proceso de fabricación de aceite de oliva. En el siguiente capítulo (resultados y discusiones) veremos la influencia TIT , II y ΔT_{hs} sobre el rendimiento global del sistema.

4.6. Conclusiones

En este capítulo se han establecido las consideraciones necesarias para el modelado de tres plantas de generación: *G-MT*, *G-MCI* y *G-EFGT*. Para este fin, se han utilizado dos software de modelado de sistemas termodinámico: Cycle-Tempo® [121] y Matlab®/Simulink® [129]. Mediante el modelado y simulación de la planta se obtendrán los parámetros de funcionamiento de las mismas (en estado estacionario) y se

determinará el estado óptimo de funcionamiento que maximice el rendimiento eléctrico del sistema.

La planta de generación estará localizada en la almazara y se alimentará con los residuos procedentes de la industria del aceite de oliva: hueso u orujillo, poda de olivar y pequeños tallos y hojas. Dependiendo de diversos factores descritos en el apartado 3.5.1, la potencia eléctrica de la planta puede variar entre 20kW_e y 1MW_e . Resultado derivado de esta tesis y del Proyecto Europeo RESOLIVE, [3] ha sido la instalación de una planta piloto de gasificación (*G-MCI*) en la ciudad de Úbeda (Jaén). Con el objetivo de comparar resultados experimentales y teóricos, la potencia eléctrica escogida para las simulaciones ha sido la misma que la del sistema real (70kW_e).

CHAPTER 5

Results and Discussion

5.1. Introducción

The optimum performance parameters for each generated system have been evaluated. Firstly, the downdraft gasification results for all raw materials will be studied: air-biomass ratio (x_{OF}), operating temperature (T_g), gasification efficiencies ($\eta_{g_{hot}}$, $\eta_{g_{cold}}$), effect of moisture content, biomass consumption (\dot{m}_b), air (\dot{m}_a), water (\dot{m}_w) and producer gas (\dot{m}_{gp}) flows, etc.

Subsequently, the downdraft gasifier coupled to the generation system will be studied. In order to ensure the most efficiency generation system to be installed in the mill, a comparison of the performance parameters reached has been presented.

5.2. Gasificador y sistema de limpieza y enfriado

The Cycle-Tempo® model of the downdraft gasifier and gas cooling and cleaning stage can be seen in figure 5.1. The simulation results for the olive pits gasification can be also observed in this figure. Cycle-Tempo® software provides a calculation tool where it can be possible to obtain any physics and thermodynamic properties of the different streams involved in the simulation: energy and exergy content, enthalpy, LHV, HHV, density, volume, mass and molar flows, molar composition, etc. In the Cycle-Tempo® simulation, it can be resumed the following considerations:

- The downdraft gasifier operates at atmospheric pressure. Then, pressure loss in the reactor can be neglected.
- The gasification temperature (in combustion-reduction zone) is fixed above 1,000°C. x_{OF} ratio (air supply) is modified to reach this temperature, [68].
- It is assumed a total heat loss inside the gasifier reactor of 7% of the energy input (based on biomass LHV). 2% corresponds to drying-pyrolysis stage (block 3, figure 5.1) and 5% to the combustion-reduction zone (block 6), [92].
- It is assumed that 5% of the biomass carbon content is not gasified (block 5). As a consequence, the carbon conversion efficiency would be fixed at 95%, [97]. Part of this non-converted carbon discharges through the ash pipe (pipe number 11). The non-converted carbon remained (1%) gets out together with producer gas.
- The tar yield has been modeled (C_6H_6) according to the equation 4.19 (block 12), [103].
- It is supposed that the gasifier outlet temperature is around 950-980°C. Practically the gasification temperature.
- The outlet temperature of the Venturi scrubber (block 11) is set to 75°C.
- The producer gas temperature after gas cleaning and cooling stage will be 30°C and final moisture content under 1% (mole fraction), [68].

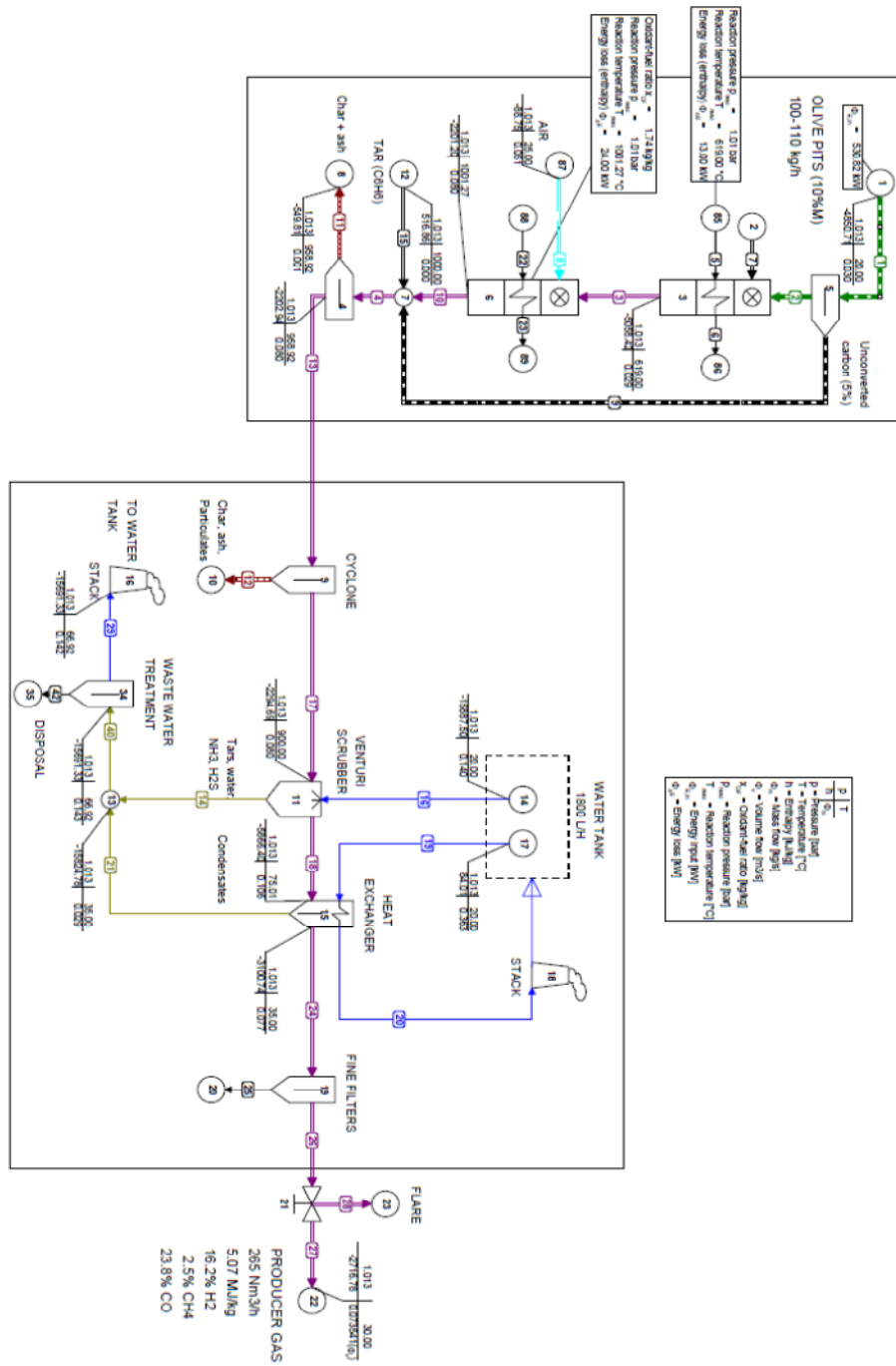


Figure 5.1. Simulation of downdraft gasifier and cooling-cleaning stage (Cycle-Tempo® scheme).

In the following sections, the effect of gasifier operating parameters: gasification temperature (T_g), biomass moisture content, type of biomass, ash content, etc. has been analyzed. The simulations have been carried out by Cycle-Tempo® software, [121].

5.2.1. Effect of biomass nature

Wastes from olive oil industry (crushed pits, exhausted pomace, prunings, leaves and branches) have been used in the downdraft gasifier. Table 5.1 presents the proximate and ultimate analysis of these residues. These values have been obtained in experimental tasks carried out during RESOLIVE European Project, [3].

Table 5.1. Proximate and ultimate analysis of the olive oil industry wastes.

Proximate analysis (%weight)	Olive Pits	Leaves and branches	Prunings	Exhausted pomace (orujillo)
Moisture (ar)	10.00	8.50	10.00	15.00
Ash (db)	1.33	8.72	3.50	4.41
Volatile matter (db)	76.36	71.41	78.18	77.38
Fixed carbon (db)	21.58	19.88	17.13	17.60
Ultimate analysis (% weight, db)				
C	50.08	45.08	47.10	51.31
H	5.90	5.89	6.18	6.40
N	0.64	0.52	0.55	2.00
S	0.02	0.09	0.10	0.26
O (by difference)	41.03	39.70	42.57	35.62
Heating values (ar)				
LHV (MJ/kg)	17.70	14.00	16.60	17.40
HHV (MJ/kg)	19.10	15.30	18.00	18.90

Due to the high calorific value and low ash content, olive tree prunings, olive pits and exhausted pomace are the most suitable residues for gasification process. Olive pits and virgin pomace need to be dried before heat applications, this is the main reason of its selling price (around 0.05€/kg). Orujillo or exhausted pomace is called the residue obtained after drying process of the virgin pomace (Figure 2.12). Size requirements (chipping) and transport costs (from olive grove to the mill) are the main barriers in the olive tree pruning. On the other hand, the small branches and leaves from cleaning activities of the olives are currently used as animal feed and compost. This waste may be also used in co-combustion applications; however, the high ash content (around 8-10%) could be very dangerous [44]. Also, according to [54], virgin pomace could be used in anaerobic digesters to generate biogas. More information about these wastes can

be found in chapter 2.

Figure 5.2 shows the product gas composition (mole fraction) attained by downdraft gasification process after cleaning and cooling stage (pipe 27 in figure 5.1). Results have been obtained for a biomass flow of 0.03kg/s (\dot{m}_b). For each simulation, the air-fuel ratio (x_{OF}) is regulated to fix a gasification temperature of 1,000°C. On the other hand, 7% of the biomass energy input (LHV_b) represents the overall gasification heat loss. 2% of these losses occur during drying-pyrolysis zone and 5% in combustion-reduction, [92]. The last column in figure 5.2 (others) corresponds to H₂O, Ar and impurities content of the product gas after cleaning stage.

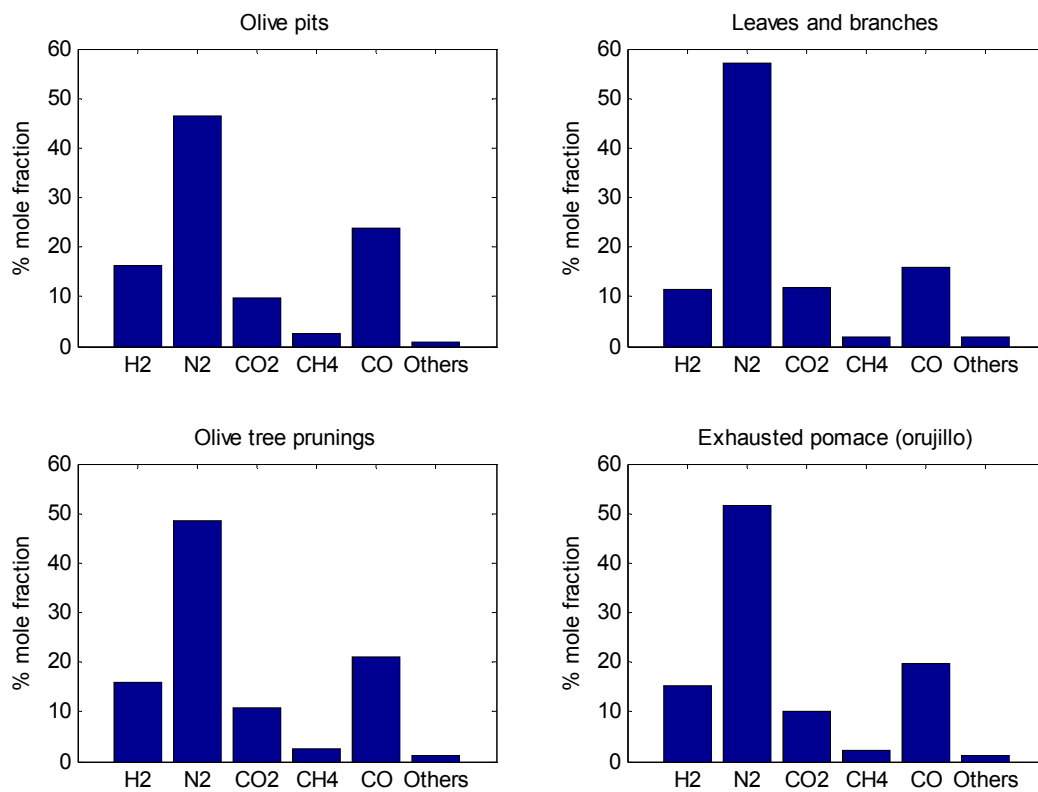


Figure 5.2. Product gas composition after gas cleaning and cooling stage (biomass input: 0.03 kg/s).

Table 5.2 summarizes all results obtained during the gasification of the olive oil residues. Hot and cold gasification efficiencies were calculated according to the expressions studied in the previous chapter.

Table 5.2. Gasification performance parameters of the olive oil industry wastes ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).

Parameter	Pits	Leaves	Prunings	Orujillo
LHV_b (MJ/kg)	17.70	14.00	16.60	17.40
Biomass moisture content (% wt, ar)	10.00	8.50	10.00	15.00
Biomass ash content (% wt, db)	1.33	8.72	3.50	4.41
x_{OF} (kg air/kg biomass)	1.74	2.59	1.75	2.1
Pyrolysis temperature (°C)	612	430	590	538
\dot{v}_{pg} (Nm ³ /h)	265	315	258	291
\dot{m}_{pg} (kg/h)	267	349	263	295
LHV_{pg} (MJ/kg)	5.07	3.26	4.77	4.40
$\eta_{g_{hot}}$	89.12	90.55	89.05	90.13
$\eta_{g_{cold}}$	72.08	73.15	70.00	69.84
Water necessity (l/h)	1818	2340	1850	2050
Char-ash yield (kg/h)	3.60	11.16	5.40	6.12
Product Gas composition (% mole fraction)				
H ₂	16.28	11.55	16.11	15.3
CH ₄	2.54	1.77	2.53	2.25
CO	23.84	15.81	21.60	19.7

It can be seen as the highest producer gas heating value (LHV_{pg}) is reached for olive pits gasification (5.07MJ/kg) followed by prunings (4.77 MJ/kg) and orujillo gasification (4.40 MJ/kg). In contrast, Leaves gasification provides the worst producer gas heating value (3.26MJ/kg). The very high ash content (8.71%) and low heating value of the leaves are the most important characteristics of this low product gas heating value. Thus, the high biomass calorific value (LHV_b) and low ash and moisture content are directly related with the producer gas quality (high CO and H₂ formation).

Regarding producer gas yield, leaves and orujillo gasification presents higher producer gas flow (315 and 290 Nm³/h) than tree prunings and pits gasification (262 and 265 Nm³/h). The increasing of x_{OF} (to reach a gasification temperature of 1000°C) gives an explanation of this high product gas yield reached during leaves and orujillo gasification. Basically, the gasification efficiencies ($\eta_{g_{hot}}$, $\eta_{g_{cold}}$) are the same for each

biomass source. The hot gas efficiency ($\eta_{g_{hot}}$) is measured in pipe 13 (figure 5.1), its value can oscillate around 90% (table 5.2). It means a good quality of the reactor during the gasification process. The energy losses considered in the gasification process are due to heat transfer with the environment (7% energy input). The cold gas efficiency ($\eta_{g_{cold}}$) represents the energy losses produced in gas cooling and cleaning stage. The amount of energy lost gives an explanation of the energy released when the producer gas temperature is brought to the ambient temperature (from 900°C in pipe 13 to 30°C in pipe 27). The gas cooling and cleaning stage is required while the producer gas is burning in gas engines or conventional microturbine (an ultra-clean producer gas is required). However, if the producer gas is directly burnt in boilers or external combustion chamber (EFGT or Stirling motors) gas cooling-cleaning stage can be neglected, [40], [54]. In conclusion, low heating values of the feedstock provide low quality producer gas and it is necessary to increase the air-fuel ratio (x_{OF}) to reach a gasification temperature of 1,000°C. Also, it means a high producer gas yield (Nm^3/h) increasing the N_2 content and decreasing the H_2 and CO formation (figure 5.2).

On the other hand, a biomass carbon fraction (5% of the mass input) can't be converted in producer gas and represents the char formation (the carbon conversion efficiency is 95%). Notice the char and ashes produced get out of the gasifier through the same pipe (pipe number 11 in figure 5.1). This pipe is commonly called “ash discharger”. Table 5.3 displays molar composition, mass and energy flow in ash discharge:

Table 5.3. Ash discharger composition (pipe 11, figure 5.1)

Olive waste	Ash (% mole)	Char (C) (% mole)	LHV (MJ/kg)	Mass flow (kg/h)
Pits	9.62	90.38	21.37	3.60
Leaves	45.99	54.01	6.23	11.16
Prunings	22.90	77.10	13.48	5.40
Orujillo	25.58	74.42	12.05	6.12

In table 5.1, it can be observed the ash content of leaves (8.71%) is considerably higher than pits, prunings and orujillo. According to [67], each 1% increase in ash content translates roughly into a decrease of 0.2 MJ/kg of the heating value. It must be noticed that a biomass source with high ash content (commonly above 5%) is not

desirable and can produce severe problems in the gasifier and furnace systems [80]: slagging and ash agglomeration due to fusion, corrosion and formation of clinkers. Because of that, the energy content in ash flow has not been reused.

In the following sections, the behavior of the downdraft gasifier will be studied under several changes in operational conditions:

- Biomass moisture content,
- air preheated (input temperature of gasification agent)
- and gasification temperature.

5.2.2. Effect of biomass moisture content

Figure 5.3 shows the effect of moisture content in the olive pits on the producer gas composition (in pipe 11) when the gasifier is working at 1000°C. It can be observed from the figure that the composition of inert nitrogen is almost constant with moisture content, as expected. The composition of methane produced is almost constant at a very low percentage (2.0-2.8%). The percentage of hydrogen in the producer gas increases continuously with the moisture content from around 16.3% to 17.2% for an increase in moisture content from 5% to 20%. A similar behavior is also observed for carbon dioxide; however, the increase is from around 8.5% to 11.8. It is interesting to note that the carbon monoxide formation decreases from 25.4% to 20.9% for the same variation of moisture content. This is also expected in view of increase in the percentage of carbon dioxide with moisture content.

Figure 5.4 displays the composition of CO and H₂ plotted against moisture content for olive industry wastes: pits, prunings, orujillo and leaves. It is surprising to find that the percentage of H₂ and CO in the producer gas increases almost linearly with biomass moisture content. At any given moisture content, the composition of hydrogen in the producer gas is the highest for olive pits and pruning and minimum for leaves with orujillo lying between these two compositions. Also, it is observed a reduction in the percentage of CO with moisture content for all raw materials. Pit gasification presents the highest CO formation while leaves the lowest yield. Also, it can be seen that H₂ formation for orujillo gasification increases more rapidly (from 12.9% to 15.8%) than rest of feedsotcks. In contrast, CO formation decreases more slowly (from 19.8% to 18.3%) with moisture content.

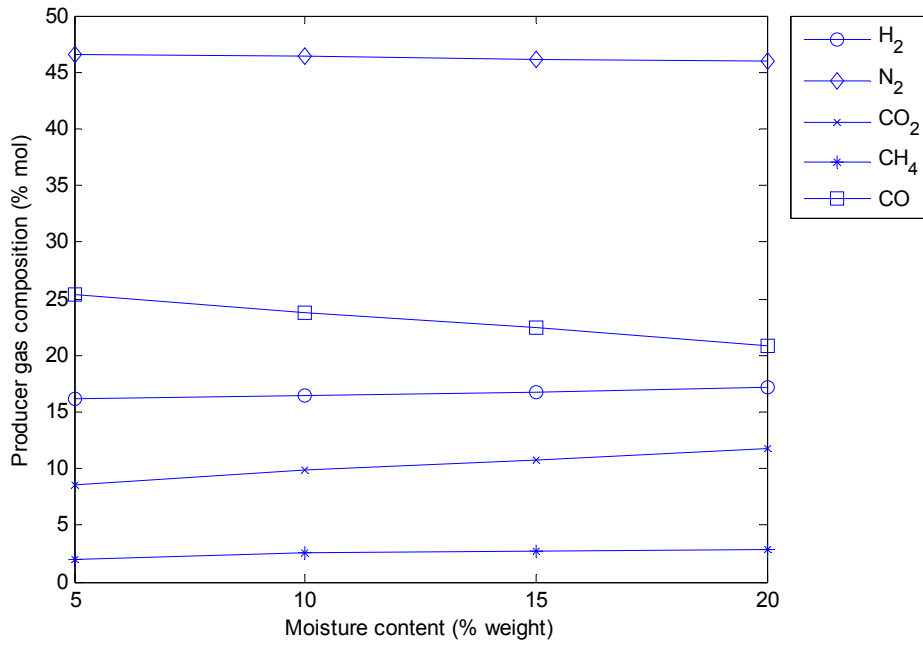


Figure 5.3. Effect of moisture content in olive pits gasification at 1000°C ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).

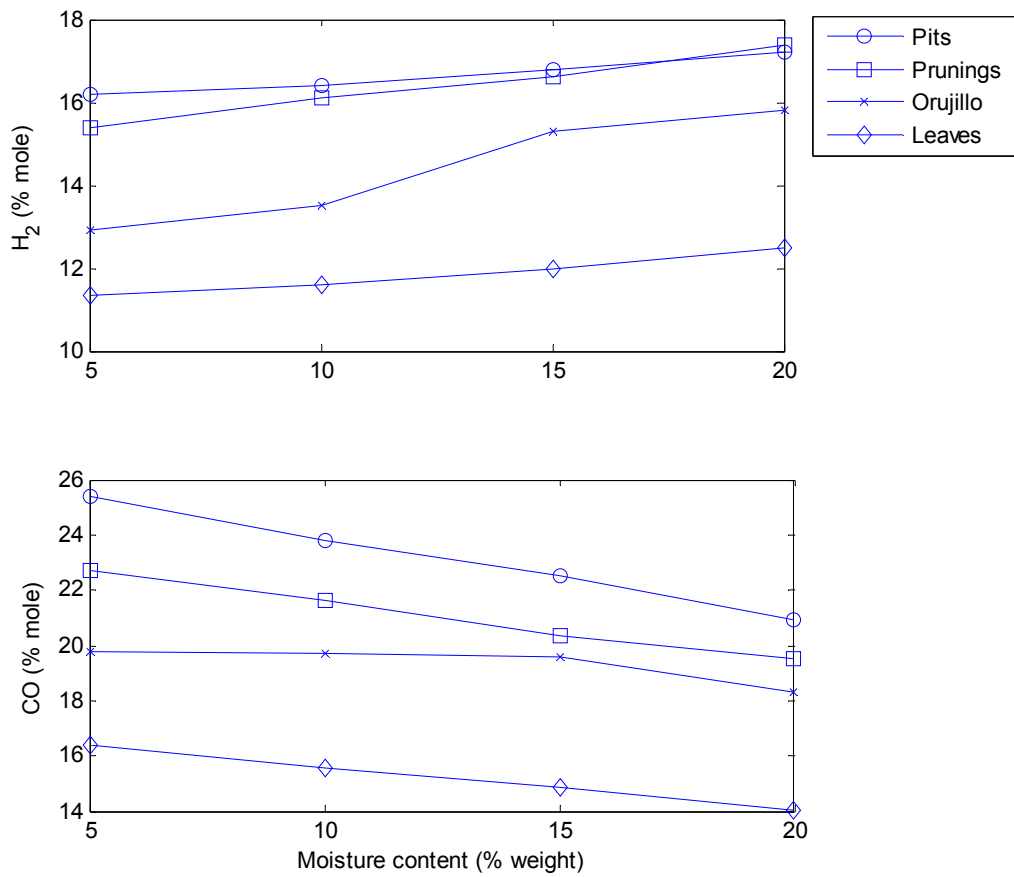


Figure 5.4. Effect of moisture content on H₂ and CO formation ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).

Figure 5.5 plots the effect of biomass moisture content on producer gas calorific value (LHV_{pg}), volume flow (\dot{v}_{pg}), air-biomass ratio (x_{OF}) and cold gas efficiency ($\eta_{g,cold}$) for all raw materials. It can be seen that the biomass moisture content is inversely proportional to producer gas yield. Above, it can be observed the moisture content increases the H_2 and CH_4 formation and decreases the CO yield (figures 5.4 and 5.5). This could mean the LHV_{pg} increasing; however, the simulation results show the producer gas calorific value practically decreases with moisture content. This is due to the biomass calorific value (LHV_b) also decreases with moisture content, [102]. Thus, the drop of the producer gas flow and calorific value decreases the cold gas efficiency. The reduction in x_{OF} (to set a gasification temperature of $1,000^\circ C$) explains the producer gas flow decreasing. Also notice that orujillo gasification is the only feedstock where the calorific value slightly increases.

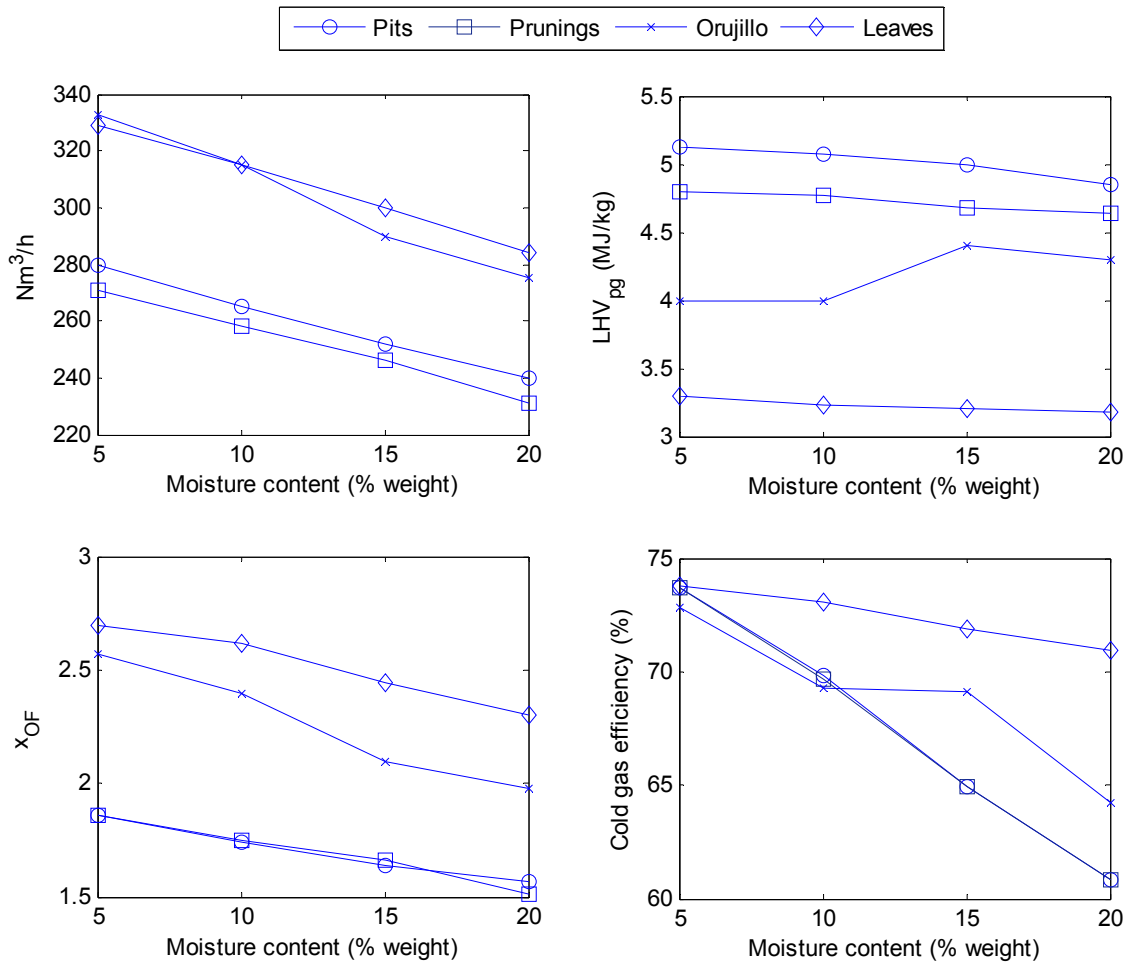


Figure 5.5. Effect of moisture content on producer gas flow, calorific value, x_{OF} and cold gas efficiency ($\dot{m}_b = 0.03kg/s$).

5.2.3. Effect of gasification temperature

In the simulation, x_{OF} is regulated to set a combustion-reduction temperature above 1,000°C (block 6, figure 5.1). Under these conditions, the tar cracking is reached and its yield is practically neglected. The tar production assumed in this work is according to relation proposed by Abuadala *et al.* [103] (equation 4.19). Tar causes severe problems to all mechanical parts of the equipment used after the gasifier and in specific the gas engine (corrosion), [68].

Figure 5.6 presents the producer gas composition (on dry basis) in function of gasification temperature after cleaning and cooling stage (pipe 27) for all raw materials. In equilibrium conditions, the CH₄ formation for all raw materials is practically constant (around 2-3%) and H₂ decreases with air-biomass ratio. The effect of the gasification temperature (increasing x_{OF}) on producer gas composition shows a reduction in the percentages of H₂ and CO. Moreover, an increase of x_{OF} (air amount supplied) brings a larger N₂ presence in the fuel gas composition. The H₂ reduction with the increase of x_{OF} is attributed to the higher H₂O formation in the producer gas composition [138]. Leaves and orujillo gasification presents the highest N₂ formation due to high x_{OF} value necessary to reach the necessary gasification temperature. In contrast, pits and prunings gasification provides the maximum H₂ and CO content. The CO₂ composition is practically constant with gasification temperature.

It can be observed that H₂ yield is higher when the gasifier is fed with pits or prunings than leaves or orujillo. E. g., olive pits or prunings gasification (at 800°C) provides a producer gas with 21.5% of hydrogen content roughly; while leaves, at the same gasification temperature, achieves 17% of hydrogen content. On the other hand, orujillo gasification presents around 20.4% of hydrogen content at 800°C.

Basically, the same behavior presents the CO formation during gasification temperature changes. Pits gasification provides the highest CO formation for all gasification temperatures (25.1, 23.8 and 21.6%) while leaves gasification presents the lowest CO formation (16.4, 15.8 and 13.8%). Prunings and orujillo gasification provides a CO content between previous values.

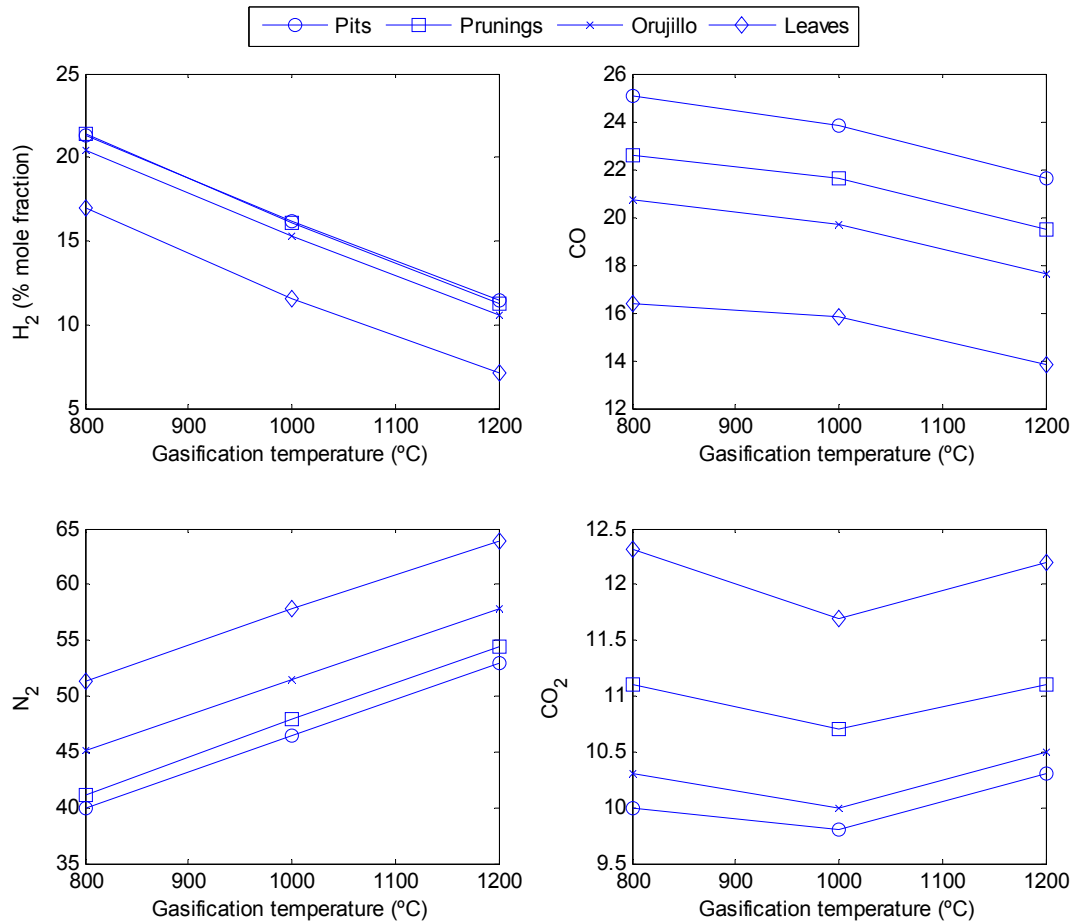


Figure 5.6. Effect of gasification temperature on the producer gas composition ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).

Figure 5.7 plots the producer gas flow, calorific value, air-biomass ratio and cold gas efficiency against gasification temperature for all raw materials. It can be seen that the highest calorific value is reached during pits and pruning gasification (6.1 and 5.7MJ/kg) following by orujillo (5.3 MJ/kg) at 800°C. Nevertheless, leaves provide a producer gas calorific value much lower (4 MJ/kg) at the same gasification temperature. Thus, the effect of gasification temperature decreases considerably the producer gas calorific value for all wastes. x_{OF} and producer gas volume flow (\dot{v}_{pg}) are closely related to gasification temperature variation. The gasifier behavior is practically the same for olive tree prunings and olive pits. It means that pits and prunings gasification presents similar volume flow of the producer gas and x_{OF} . E.g., a variation on gasification temperature from 800°C to 1200°C increases x_{OF} from 1.43 to 2.1 for pits and from 1.44 to 2.1 for prunings gasification. Besides, the volume flow of the producer gas increases from 252 to 280Nm³/h for pits and from 247 to 273 Nm³/h in the pruning

gasification. Higher values of x_{OF} and volume flow are reached in the orujillo and leaves gasification (figure 5.7). In consequence, the cold gas efficiency decreases drastically due to the gasification temperature raise for all raw materials. E.g. cold gas efficiency for leaves gasification decreases its value in 20% (from 82.3% to 62.3%).

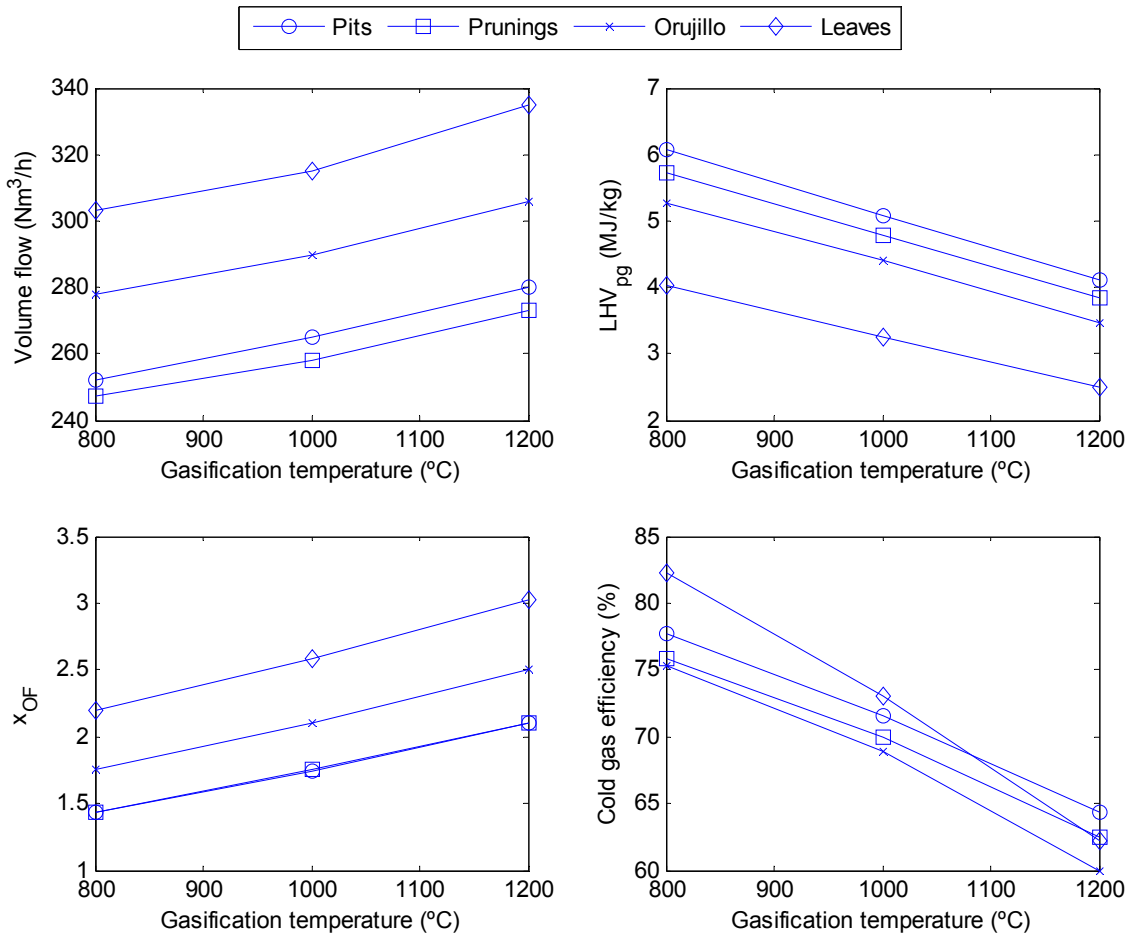


Figure 5.7. Effect of gasification temperature on producer gas flow, calorific value, x_{OF} and cold gas efficiency ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).

5.2.4. Effect of air preheated

The gasification agent used in the simulation consists of air at ambient temperature (25°C). In this section, it will be studied the effect of air on performance parameters and producer gas composition.

It should be noted that the preheating of gasifier inlet air up to 300°C (using waste heat of gas cooling subsystem) increases the H₂ and CO content and decreases N₂ for all raw materials (figure 5.8). This is due to the air necessity to achieve the gasification

reaction temperature (1,000°C) is lower when the inlet air is preheated. Also, the CO₂ yield slightly decreases; while CH₄ content is practically the constant with air preheating (2-3%) for all feedstock.

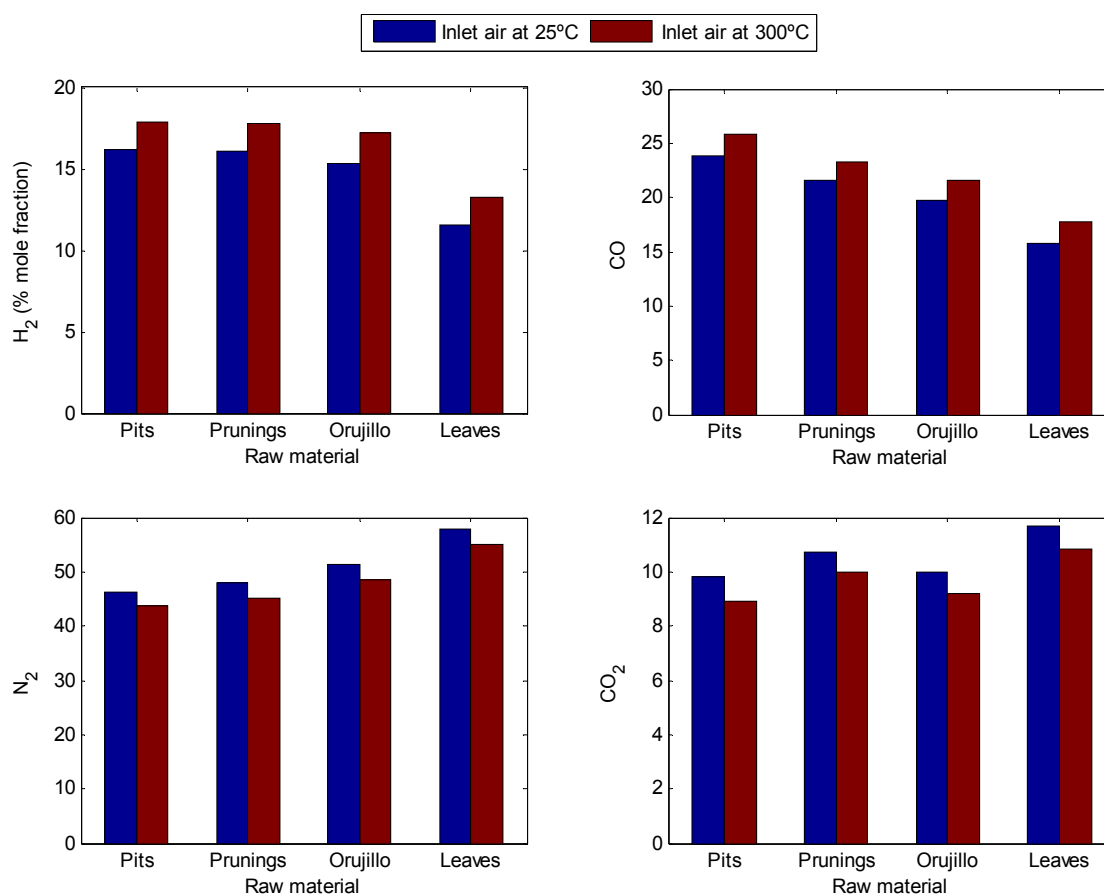


Figure 5.8. Effect of air preheated at 300°C on producer gas composition ($\dot{m}_b = 0.03\text{kg/s}$).

Figure 5.9 presents the effect of air preheated on volume flow, calorific value, air-biomass ratio and cold gas efficiency. The H₂ and CO increase (using air at 300°C) provides a producer gas with higher energy content. It means that the calorific value increases for all feedstock. E. g. pits and prunings gasification give out a producer gas calorific value around 5.6 and 5.3 MJ/kg, respectively preheating the inlet air at 300°C. The increase of product gas energy content decreases the air needed (x_{OF}) and product gas volume flow (Nm³/h). On the other hand, the cold gas efficiency increases around 3-4% for all feedstock, as it is shown in figure 5.9. It can be concluded that using air preheated will provided lower biomass consumptions and will decrease the water needed in gas cooling and cleaning stage. It means a reduction of maintenance, surface and equipment costs.

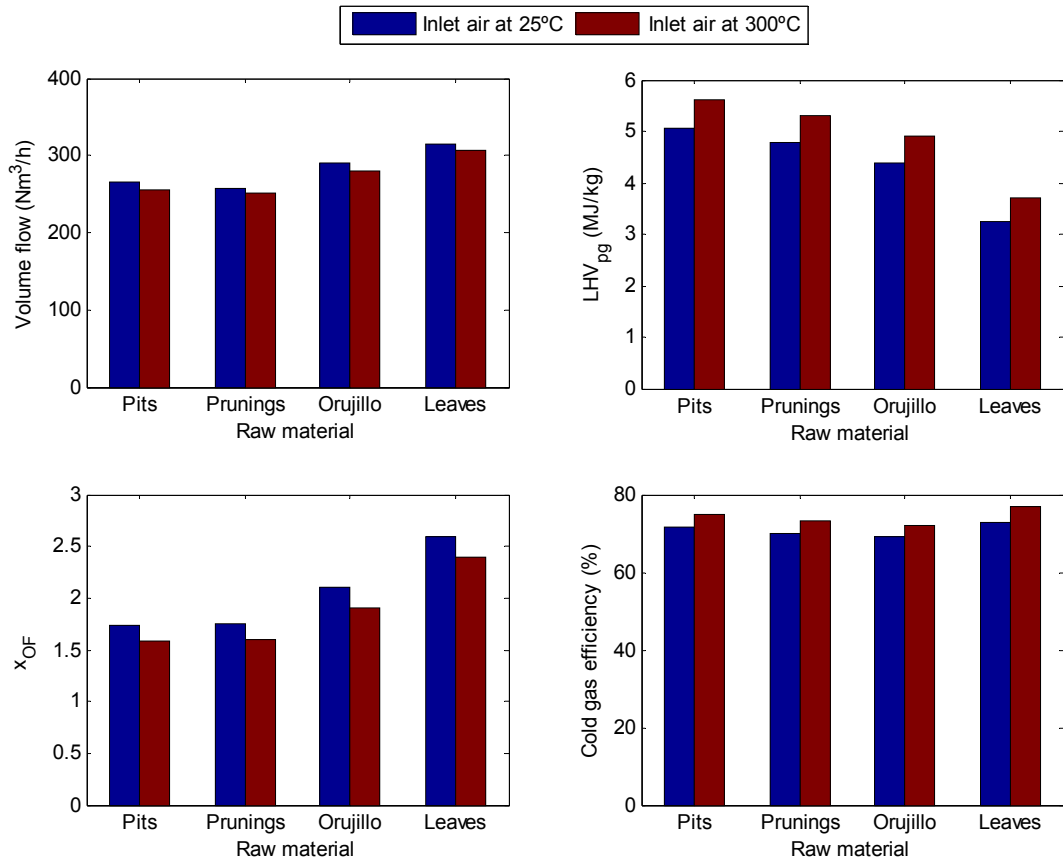


Figure 5.9. Effect of air preheated on producer gas flow, calorific value, x_{OF} and cold gas efficiency ($m_b=0.03\text{kg/s}$).

5.2.5. Validation of simulation results

Finally, the simulation results attained with Cycle-Tempo® for all raw materials have been compared with the experimental results provide by a commercial downdraft gasifier, [126]. This gasifier has been installed and commissioned during RESLOLIVE Project, [3]. A short review of economic analysis and experimental results will be studied in the following chapter.

The producer gas properties depend on the gasifier operating conditions and biomass nature: size, density, moisture content, proximate and ultimate analysis, [4]. Table 5.4 presents the producer gas composition obtained from Cycle-Tempo® in steady state conditions after gas cooling and cleaning stage (pipe 27 in Figure 5.1). These results have been compared with the experimental gas composition of a commercial gasifier [126]. In this table, it can be observed the producer gas composition, calorific value, x_{OF}

and gas flow rate obtained for 0.03 kg/h of biomass consumption. Pits and prunings gasification provides a producer gas with high energy density (5.1 and 4.8 MJ/kg, respectively) similar properties than wood gas. However, leaves gasification provides the lowest calorific value (3.3 MJ/kg) mainly due to its lower heating value (around 14.0MJ/kg) and high ash content (8.71%). Because of that, the x_{OF} (air supplied) is increased to reach a gasification temperature of 1,000°C. As consequence, the N₂ formation also increases and volume flow (315Nm³/h).

Ankur gasifiers (model WBG) have been designed to work with wood chips (at size requirements), an operating temperature above 1,000°C and atmospheric pressure [126]. In table 5.4, it can be seen that the performance parameters of pits and prunings gasification are practically between commercial specifications. Basically, orujillo provides a producer gas composition in accordance with the specifications of commercial gasifier. Only x_{OF} (2.10), volume flow (290Nm³/h) and hydrogen content (15.3%) are not agreement with gasifier specification. Also, it is shown the gasification results of other experiments presented by Olgun *et al.* [66], Zainal *et al.* [102] and Simone *et al.* [127].

Table 5.4. Producer gas properties after gas cooling and cleaning stage (comparison with commercial gasifier specifications).

Biomass	Producer gas composition (% molar fraction)						LHV_{pg} (MJ/kg)	x_{OF}	Gas flow (Nm ³ /h)
	H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	N ₂	H ₂ O			
Olive pits	16.2	23.8	2.5	9.8	46.4	0.6	5.1	1.74	265
Prunings	16.1	21.6	2.5	10.7	47.9	0.6	4.8	1.75	2.58
Orujillo	15.3	19.7	2.3	10.0	51.5	0.8	4.4	2.10	290
Leaves	11.6	15.8	1.8	11.7	57.9	0.6	3.3	2.72	315
Ankur commercial specifications (wood biomass)	18±2	19±3	1-3	9±3	45-50	<1	4.5-5.5	1.6-1.8	250-260
Hazelnuts shell (Olgun <i>et al.</i> [66])	14.9	21.5	3.1	10.1	48.4	-	5.0	1.8-2.0	-
Wood chips (Zainal <i>et al.</i> [102])	15.2	23.0	1.6	16.4	42.3	1	4.5	-	-
Pellets (Simone <i>et al.</i> [127])	16.3	21.3	2.5	12.8	45.9	-	5.7	1.67	-

5.3. Gasifier, gas cooling-cleaning stage and microturbine (G-MT)

Microturbine cycle has been also modeled with the aid of Cycle-Tempo® software. The basic structure of a real microturbine consists of an air compressor, recuperator, combustion chamber, and expansion turbine (in Figure 5.10, blocks no. 26, 27, 24, and 25, respectively). A fuel booster compressor (block 22 in Figure 5.10) brings the clean product gas to the combustor operating pressure.

An ambient air stream is used for combusting the clean producer gas from gasification process. In the first step, it is compressed to an optimum pressure of 4.25bar. The high pressure air proceeds into the combustion chamber, where the fuel is combusted at constant pressure. Then, the resulting high-temperature gases enter to the turbine at 850°C (TIT), where are expanded to the atmospheric pressure producing mechanical power. An electric generator is connected to the expansion turbine in the same shaft in order to produce electric power (70kW_e). Values for important parameters used in the system calculations are given in table 4.5. In this work, turbine exhaust gases have been reused to obtain a hot water flow at 50°C (used in the olive oil process). Net electric power (P_{el}), thermal power (Q_t) and the overall generated power of the gasifier-microturbine system (P_{CHP}) have been calculated according to the equations 4.29, 4.30 y 4.31.

The optimum performance parameters of the G-MT system for all raw materials are listed in table 5.5. All data recollected has been obtained from Cycle-tempo® simulation (figure 5.10) and in accordance with the table 4.5 parameters.

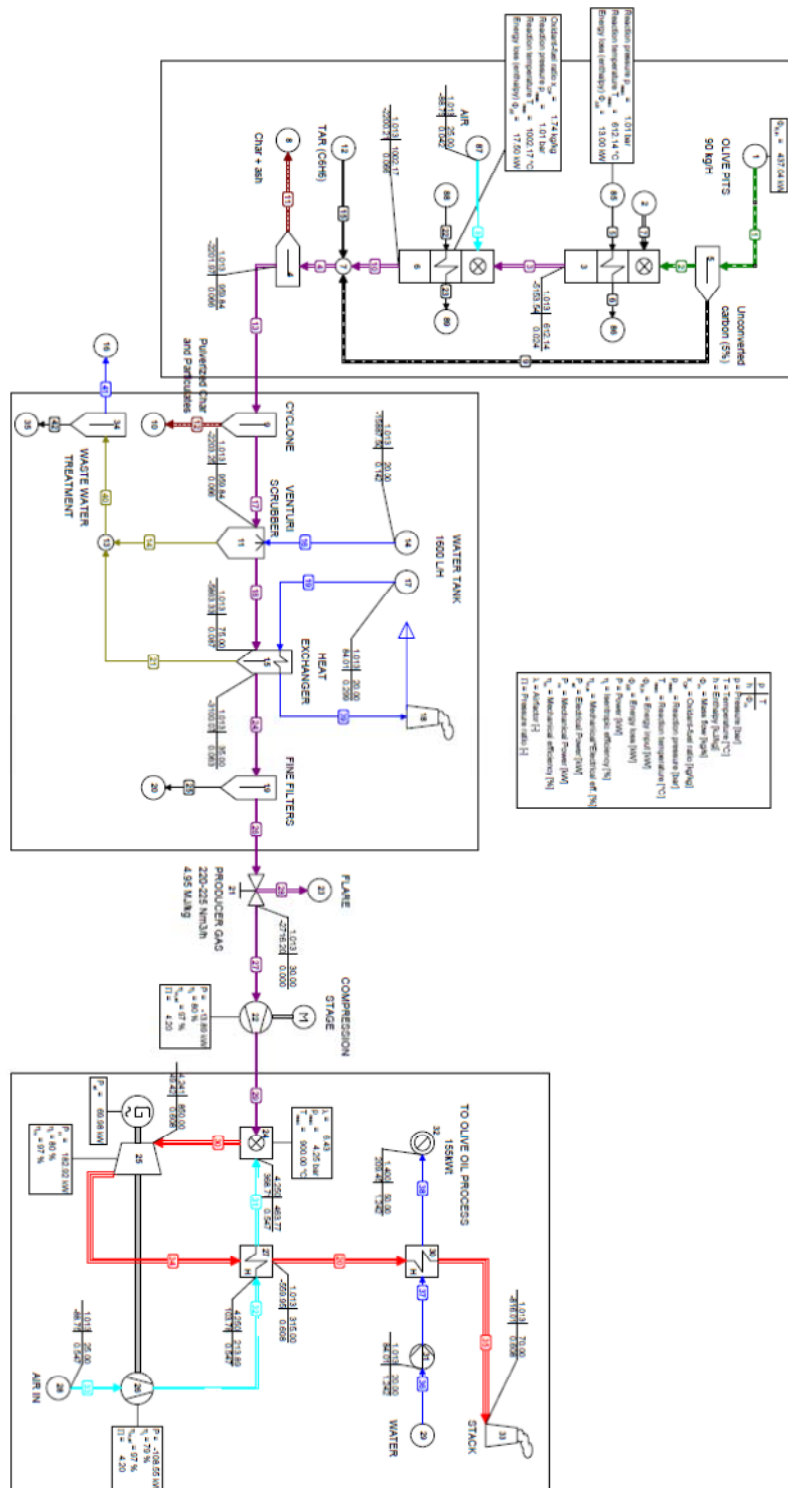


Figure 5.10. Cycle-Tempo® layout for G-MT system (biomass input: olive pits).

An ambient air stream is used for combusting the clean producer gas from gasification process. In the first step, it is compressed to an optimum pressure of 4.25bar. The high pressure air proceeds into the combustion chamber, where the fuel is combusted at constant pressure. Then, the resulting high-temperature gases enter to the turbine at 850°C (TIT), where are expanded to the atmospheric pressure producing mechanical power. An electric generator is connected to the expansion turbine in the same shaft in order to produce electric power (70kW_e). Values for important parameters used in the system calculations are given in table 4.5. In this work, turbine exhaust gases have been reused to obtain a hot water flow at 50°C (used in the olive oil process). Net electric power (P_{el}), thermal power (Q_t) and the overall generated power of the gasifier-microturbine system (P_{CHP}) have been calculated according to the equations 4.29, 4.30 y 4.31.

The optimum performance parameters of the G-MT system for all raw materials are listed in table 5.5. All data recollected has been obtained from Cycle-tempo® simulation (figure 5.10) and in accordance with the table 4.5 parameters.

Table 5.5. Optimum performance parameters for *G-MT* system.

Performance parameters	Pits	Prunings	Orujillo	Leaves
Biomass consumption, \dot{m}_b (kg/h)	89	95	91	116
Producer gas consumption, \dot{m}_{pg} (Nm ³ /h)	218	228	244	341
Air-biomass ratio, x_{OF}	1.74	1.75	2.10	2.68
Electric power, P_{el} (kW)	70	70	70	70
Compressor consumption, $P_{C_{pg}}$ (kW)	13.9	14.5	15.5	21.7
Thermal power, Q_t (kW)	156	155	152	137
MT air ratio, λ_{MT}	6.43	6.34	6.29	6.11
Optimum pressure ratio, Π	4.2	4.2	4.2	4.2
Turbine inlet temperature, TIT (°C)	850	850	850	850
Electric efficiency, η_{el} (%)	12.8	12.6	12.4	10.7
CHP efficiency, η_{CHP} (%)	48.5	47.8	46.8	41.0
Water needed, (l/h)	1588	1717	1832	2732

It can be observed that the minimum biomass consumption (89 kg/h) and maximum electric (12.8%) and CHP efficiency (48.5%) are reached in pits gasification. Pits provides minimum volume flow of the producer gas generated (218Nm³/h) and as

consequence the minimum compressor consumption ($\Pi = 4.2$). Orujillo and prunings gasification presents similar performance parameters. In contrast, leaves gasification used in the microturbine provides the worst behavior of all raw materials. The producer gas flow required to generate 70kW_e is very high ($341\text{ Nm}^3/\text{h}$). Thus, the compressor consumption increases up to (21.7kW) and the electric efficiency decreases its value up to 10.67% . Leaves also present the lowest CHP efficiency (41.0%) and the maximum biomass consumption (116 kg/h) compared with rest of feedstock. As a result, the producer gas compression stage has a very important impact on electric and overall efficiency of the G-MT plant. E.g., the gas compressor electric consumption for leaves gasification decreases the η_{el} from 15.5% to 10.7 and η_{CHP} from 46% to 41% .

Table 5.5 displays the optimum performance parameters for the G-MT system at 850°C of turbine inlet temperature (TIT). The optimum pressure ratio (Π) achieved with all raw materials was 4.2 . Practically, the optimum pressure ratio depends on turbine inlet temperature (TIT). Figure 5.11 represents the variation of plant electric efficiency (η_{el}) against pressure ratio (Π) for different TITs (800°C , 850°C and 900°C) and for two raw materials: pits and leaves.

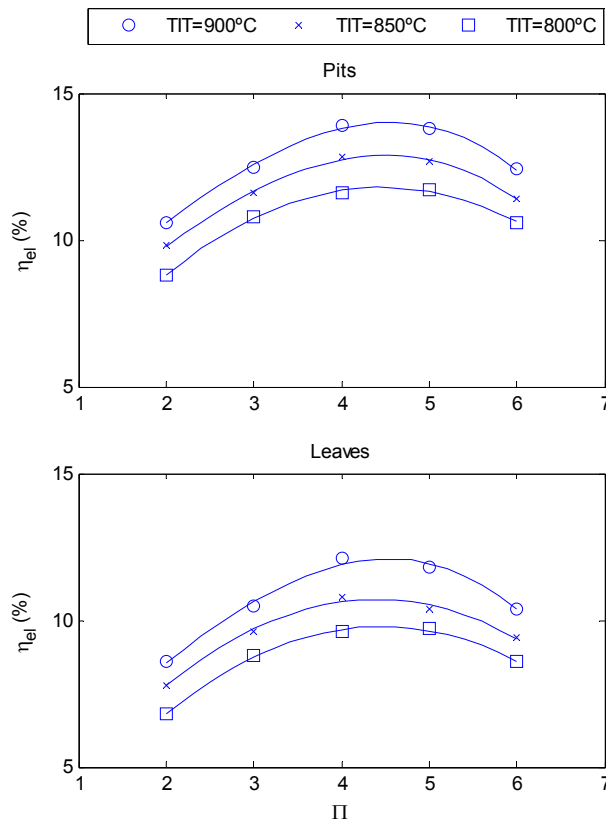


Figure 5.11. Effect of TIT and pressure ratio (Π) on electric efficiency (G-MT).

Firstly, it can be observed that the electric efficiency (in both cases) improves with pressure ratio (Π) to achieve a maximum value and then decreases with further increases in the pressure ratio. Higher TIT ensures higher electric efficiency at all pressure ratios. As a result, the efficiency peaks of 11.7%, 12.8% and almost 14.0% are reached for TITs of 800°C, 850°C and 900°C, respectively, when *G-MT* system is fed with pits. The optimum pressure ratio (Π) in each case is: 4.0-4.2 for TIT = 800°C, 4.2-4.4 for TIT = 850°C and 4.3-4.6 for TIT = 900°C. On the other hand, leaves gasification presents efficiency peaks of 9.5%, 10.7% and 12.2% for all TITs and the same pressure ratio ranges. Orujillo and pruning gasification presents the similar behavior.

In consequence, it can be established that higher TITs ensures higher efficiencies at all pressure ratios for all wastes. Thus, η_{el} increases around 3-4% when TIT rises from 800°C to 900°C. However, TIT above 900°C requires expensive combustion chamber materials and complex cooling systems for the turbine blades. This increases the plant's capital cost as well as the maintenance complexity, [54], [137].

Finally, figure 5.12 depicts the energy losses distribution for main components of the *G-MT* system for olive pits. The total energy input to the *G-MT* system corresponds to 472kW (based on *HHV* of fuel). This value is the chemical energy contained in the fuel. In optimum conditions, the CHP efficiency (η_{CHP}) reaches roughly 48.5%: 155 kW of thermal power and 70 kW of electric power (with an autonomy consumption of 13.9kW). 51.5% remaining correspond to power losses in the system (heat and electric losses). As can be seen, the gas cooling and cleaning stage and MT represent the major losses (34.5% and 25.6% respectively). It can be seen that part of energy contained in feedstock is released to the ambient through stack (block 33), it also represents a energy heat loss of around (20.8%). The energy content of the producer gas at gasifier outlet (pipe 13) is composed of chemical energy (LHV) and termo-mechanical energy (due to the producer gas temperature). Practically, the termo-mechanical energy is lost during gas cooling and cleaning stage. This is due to bring the producer gas from gasifier exit temperature (around 950°C) to the atmospheric temperature (around 30°C). Inside the MT, the major energy loss occurs in the regenerator (51%) followed by the combustion chamber (26.2%). Other losses are due to the turbine, compressor and electric generator, representing roughly 22% of total energy losses in MT. The regenerator and combustion chamber efficiencies are fixed according to the values presented in table 4.5. Basically, the energy loss distribution for prunings, orujillo and leaves has the same behavior.

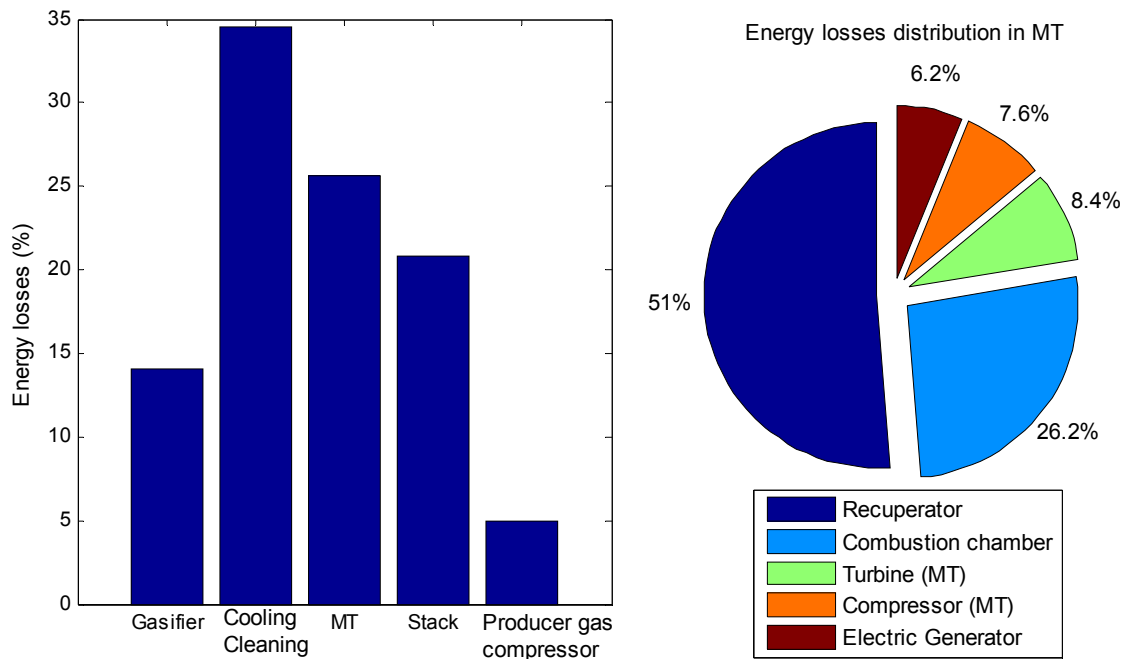


Figure 5.12. Energy losses distribution in *G-MT* plant (olive pits).

The power losses during the gas compression (block 22) and gas cooling and cleaning step can be avoided using an externally fired gas turbine system (EFGT). This plant is studied in the following section.

5.4. Gasifier and Externally Fired Gas Turbine (*G-EFGT*)

The EFGT system is different from the directly fired gas turbine because the combustion process takes place outside the working fluid circuit. This has the implications described in section 4.5.3. However, the producer gas used in conventional gas turbines can generate several problems [137]:

- The demands on the quality of the combustion products (contents of solids, tars, corrosive components, etc.), are decreased because the heat exchanger is less sensitive than the turbine. Then, low quality gaseous and solid fuels can be used without requiring extremely clean gas to avoid damage to the turbine blades (such as erosion, incrustation and corrosion) and blockage of filters and fuel injectors.

- In the conventional gasification and internally fired gas turbines described in above the producer gas must be compressed to operational conditions (internal combustion chamber). Thus, the system requires installation of a gas compressor and an additional electric consumption. This decreases the electric and overall efficiency.
- The low calorific value of producer gas necessitates a high fuel flow. This calls for a design modification in the combustor and the turbine inlet guide vanes.

Most of the components of the EFGT contain standard parts. The only new items are the HTHE and external combustor chamber for alternative fuels. The proposed CHP system can be observed in the Cycle-Tempo® layout of figure 5.13 (feeding with olive pits). *G-EFGT* plant consists of a downdraft gasifier, char, ash and particulates removal system and an externally fired gas turbine (EFGT) as a power generation unit (70kW_e). Olive wastes feed the fixed bed reactor to produce the producer gas (CO, H₂, CH₄) at 1,000°C. The gasifier has an automatic system to remove ash and char generated during the gasification process (block 4). Subsequently, a cyclone (block 9) disposes of the dust and particulates contained in the product gas. The product gas at 900-950 °C (pipe 14) feeds the external furnace (block 24) together with hot air from the turbine exhaust (pipe 18). The combustion process is carried out at atmospheric pressure and 950°C. The air amount must be sufficient to complete the combustion process of producer gas (equation 4.40), which is controlled by air ratio (λ_{EFGT}) through a by-pass valve (block 13). The combustion gases produced by the combustor are cooled in the high temperature heat exchanger (HTHE, blocks 11 and 27) by heating the compressed air to the required TIT (850 °C). The exhaust waste heat is recovered in a low temperature heat exchanger (block 30) in order to produce hot water production for olive oil extraction process (block 32). In the EFGT system, the producer gas does not compress at microturbine operation pressure (about 4.25bar) as the internally fired gas turbines (*G-MT*). Using this innovative system, the electric (η_{el}) and overall efficiencies (η_{CHP}) are improved.

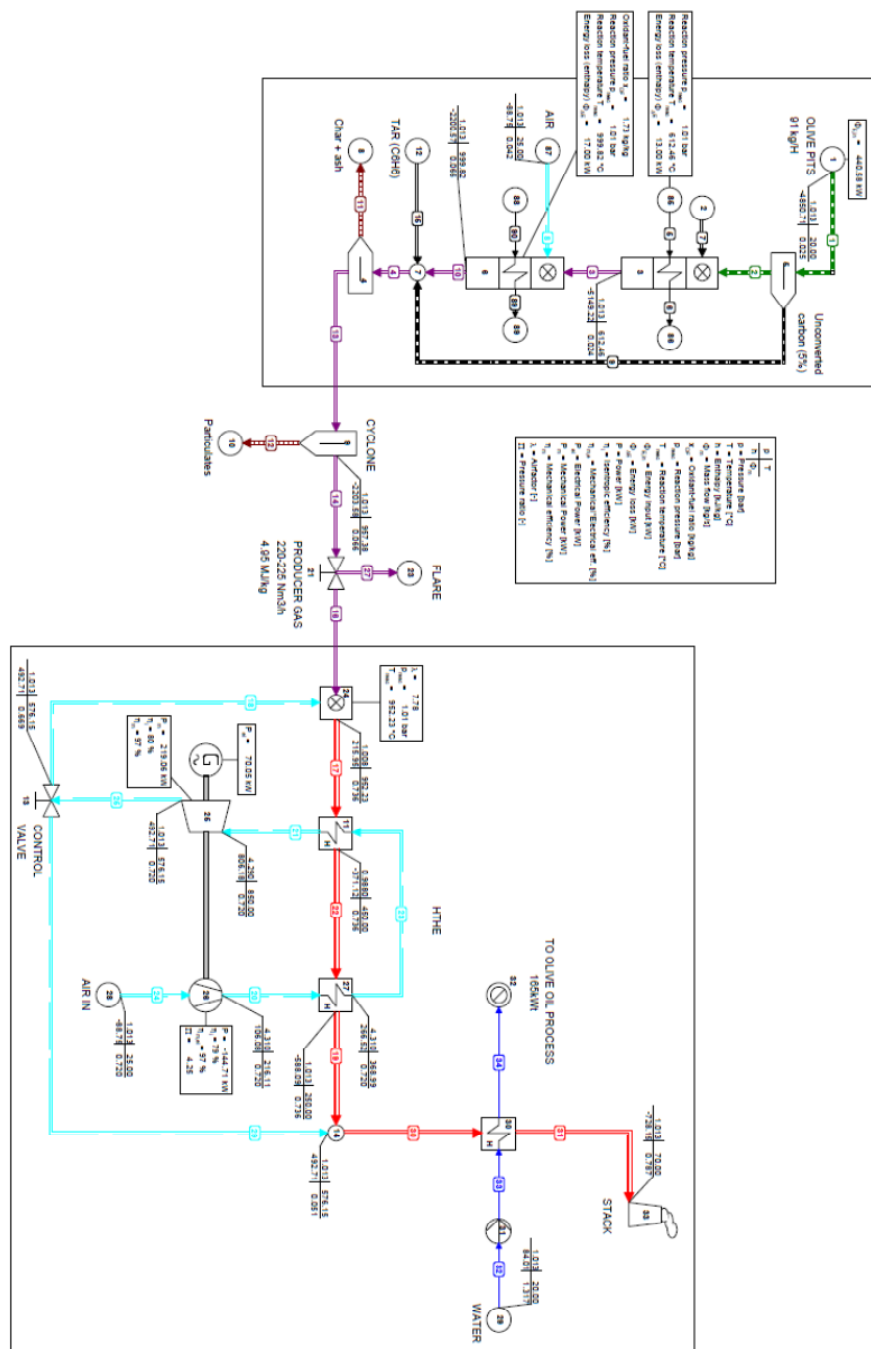


Figure 5.13. Cycle-Tempo® layout for G-MT system (biomass input: olive pits).

The optimum performance parameters of G-EFGT system for all raw materials are listed in table 5.6. The simulation data has been carried out using the parameters listed in table 4.7.

Table 5.6. Optimum performance parameters for *G-EFGT* system.

Performance parameters	Pits	Prunings	Orujillo	Leaves
Biomass consumption, \dot{m}_b (kg/h)	89.5	96	93	125
Producer gas consumption, \dot{m}_{pg} (kg/h)	238	255	244	446
Air-biomass ratio, x_{OF}	1.73	1.75	2.11	2.75
Electric power, P_{el} (kW)	70	70	70	70
Thermal power, Q_t (kW)	165	168	172	197
EFGT air ratio, λ_{EFGT}	7.78	7.81	7.73	8.28
Optimum pressure ratio, Π	4.25	4.25	4.25	4.25
Turbine inlet temperature, TIT (°C)	850	850	850	850
Hot side temperature difference, ΔT_{hs} (°C)	100	100	100	100
Electric efficiency, η_{el} (%)	15.9	15.8	15.5	14.3
CHP efficiency, η_{CHP} (%)	53.3	53.7	53.6	55.0
Water needed, (l/h)	none	none	none	none

It can be observed that the minimum biomass consumption (89.5 kg/h) and maximum electric efficiency (15.9%) are reached in the pits gasification. Pits provide a very low mass flow of the producer gas (238kg/h) respect to prunings, orujillo and leaves gasification. It can be seen that orujillo and prunings presents similar performance parameters. Leaves gasification presents the worst electric efficiency (14.3%) and the maximum biomass consumption (125kg/h). However, this feedstock achieves the best η_{CHP} . The high producer gas flow (446kg/h) increases λ_{EFGT} and as a consequence the combustion gases flow, thus, thermal power increases considerably ($Q_t = 197$ kW). Also, it can be seen that the optimum operating parameters attained in the *G-MT* plant (table 5.5) have been improved in the *G-EFGT* system. E. g. for pits gasification, the η_{el} and η_{CHP} is higher in *G-EFGT* (15.9% and 53.3% respectively) than *G-MT* plant (12.8% and 48.5%). The reason of this efficiency improving is due to the following considerations:

1. The producer gas compression stage is avoided: the gas compressor (block 22 in figure 5.10) reduces the electric efficiency in 3-3.5% for all raw materials. The

clean producer gas must be compressed at microturbine operation pressure (4.2bar) and producing an electric power consumption of 13.9kW (for pits). Depending of the feedstock, electric consumptions above 20kW can be reached in this stage (e.g. 21.7kW for leaves gasification).

2. *G-EFGT* system takes into account the termo-mechanical energy contained in producer gas at gasifier outlet temperature. This energy stream is lost in *G-MT* during the gas cooling and cleaning stage. It can be seen in figure 5.12 that the energy loss in this step represents around 34-35% of total.

Moreover, the *G-EFGT* plant does not need complex cleaning apparatuses, only a cyclone (at gasifier outlet, block 9) where major dust and particulates are removed. Due to the cooling and cleaning step is avoided, it does not need water, [54].

On the other hand, the optimum pressure ratio (Π) achieved with all raw materials was 4.25. Practically, the optimum pressure ratio depends on turbine inlet temperature (TIT). Figure 5.14 plots the variation of plant electric efficiency (η_{el}) against pressure ratio (Π) for different TITs (800°C, 850°C and 900°C), for pits and leaves.

Firstly, it can be observed that the electric efficiency (in both cases) improves with pressure ratio (Π) to achieve a maximum value and then decreases with further increases in the pressure ratio. Higher TITs ensure higher electric efficiency at all pressure ratios. As a result, the efficiency peaks of 14.8%, 15.9% and 18.0% are reached for TITs of 800°C, 850°C and 900°C, respectively, when *G-MT* system is fed with pits. The optimum pressure ratio (Π) in each case is: 4.0-4.2 for TIT = 800°C, 4.2-4.5 for TIT = 850°C and 4.5-4.7 for TIT = 900°C. On the other hand, leaves gasification presents efficiency peaks of 12.1%, 14.3% and 16.1% for all TITs and practically the same pressure ratio ranges. Orujillo and pruning presents similar electric efficiencies than pits gasification.

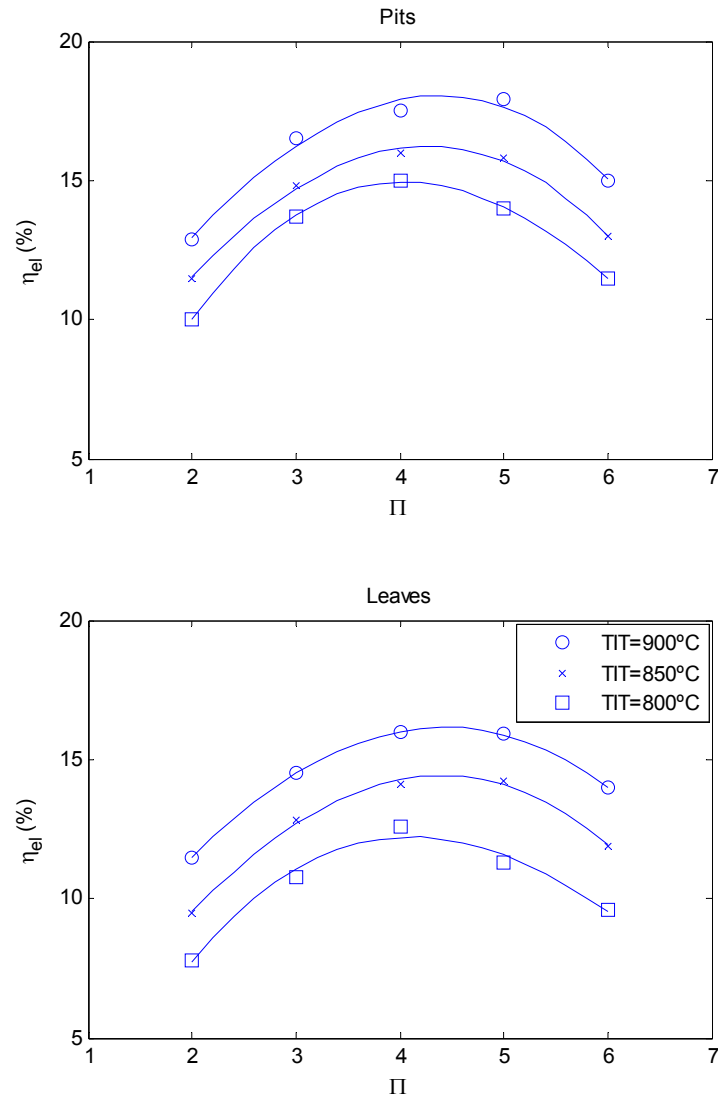


Figure 5.14. Effect of TIT and pressure ratio (Π) on electric efficiency (G-EFGT).

In consequence, it can be established that higher TITs ensures higher efficiencies at all pressure ratios for all wastes. Thus, η_{el} increases around 3-4% when TIT rises from 800°C to 900°C. However, as noted previously, TIT above 900°C requires expensive combustion chamber materials and complex cooling systems for the turbine blades. This increases the plant's capital cost as well as the maintenance complexity, [54], [137].

The HTHE is one of the most critical components in the EFGT system. The material cost and the plant size must be evaluated and optimized. Notice that these components can be found as commercial equipments, this innovative generation plant could be taken into account as an alternative to G-MT plants.

The performance parameters to set the HTHE efficiency are: hot side temperature difference (ΔT_{hs}) and the exchanger heat losses. Figure 5.15 shows the performance

influence of this key equipment. The parameter analyzed is the ΔT_{hs} , which is the subtraction between combustion gases temperature (pipe 17, in figure 5.13) and TIT (pipe 21) accordingly with equation 4.39. It is found that η_{el} decreases when ΔT_{hs} rises from 50 °C to 200 °C: e.g. from 17.5% to 14.8% for olive pits and 15.4% to 12.9% for leaves gasification. It means a reduction in the total heat transmitted between both fluids in the HTHE. The energy efficiency of the HTHE has been fixed at 85% (table 4.7).

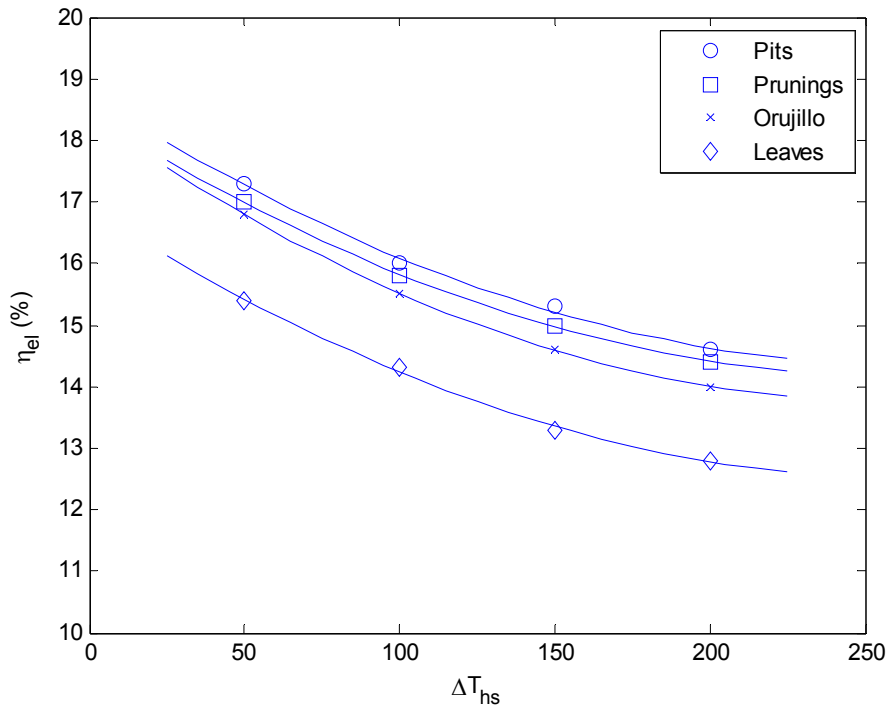


Figure 5.15. Electric efficiency at different (ΔT_{hs}) for all raw materials.

It must be noticed that, for a given TIT, the increase of ΔT_{hs} also requires higher temperatures at the combustion chamber outlet (the furnace temperature is fixed by a control valve, block 13). When ΔT_{hs} is 200 °C and TIT is fixed at 850 °C the external furnace will require a reaction temperature of 1250 °C. Therefore, it is necessary to work with a material suitable at this temperature, so it would be very critical to plant cost, performance and maintenance.

Finally, at TIT of 850 °C and a ΔT_{hs} of 100 °C result in a heat exchanger surface of 150 m² with a tube length of 8 m roughly. Whereas, the corresponding values for ΔT_{hs} of 200 °C are about 80 m² and 4.5 m, respectively [40].

In figure 5.16, energy losses distribution for main components of the plant can be studied. In optimal conditions, the overall efficiency (η_{CHP}) for pits gasification was 53.3% (165kW of thermal power and 70kW_e), 36% remaining correspond to energy losses in the system, overall heat losses. As can be seen, the major energy loss occurs in EFGT (53.4%), followed by stack (around 30%) and downdraft gasifier (16.6%). The energy losses distribution in EFGT is also depicted in figure 5.16. It is observed that the HTHE is the component with major energy losses (67.6%), followed by the external furnace (20.2%) and other minor components (turbine, compressor and electric generator). Losses in heat exchanger are mainly attributed to the large exchanged surface (150 m²). In steady state conditions, the HTHE is able to exchange around 500 kW, and produces around 90 kW of heat losses. The energy efficiency of HTHE is fixed at 85%. There are some ways to decrease the heat losses in HTHE, (e.g. increasing ΔT_{hs} , or decreasing TIT), but this involves a reduction in electric efficiency (see figures 5.14 and 5.15). Another option might be to improve the energy quality of HTHE material (using ceramic heat exchanger). However, this is not profitable from a technological or economic viewpoint yet. In this paper, HTHE is composed of nickel based super alloys permitting the turbine inlet temperature to reach 850 °C.

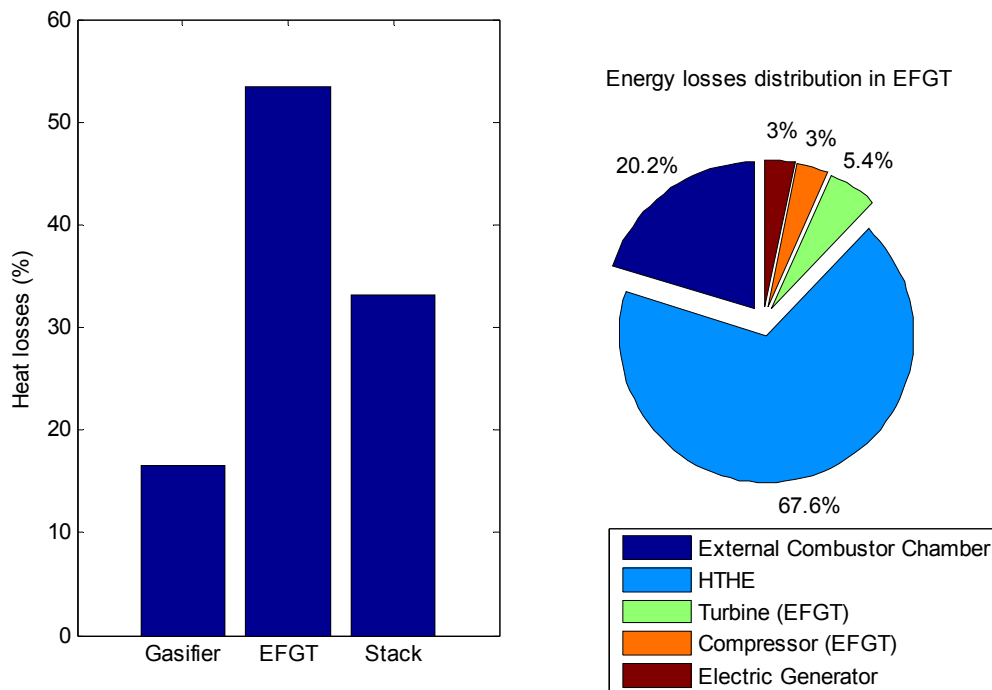


Figure 5.16. Energy losses distribution in *G-EFGT* plant (olive pits).

5.5. Gasifier, gas cooling-cleaning stage and internal combustion engine (G-MCI)

In this section a gas engine fuelled by producer gas from olive wastes has been modeled. According to the figure 4.7, the producer gas from downdraft gasification enters in a modified carburetor and the mixture is used to run a gas engine connected to an electric generator. This system can produce 70kW_e and thermal power (exhaust gases). Thermodynamic and mechanical models of the gas engine have been carried out using three Matlab®/Simulink® toolboxes [129]:

1. The thermodynamic model has been carried out with Thermolib® [130]. The toolbox provides a Simulink® blockset for system simulations and a set of Matlab® command line functions for thermodynamics calculations and balancing of the simulated models. The blockset includes Simulink® blocks for components such as heat exchangers, compressors, thermodynamic state changes, valves, chemical reactors, burners, etc. Thermolib also provides an extendable thermo-physical properties database.
2. The mechanical model of the gas engine has been developed with SimDriveline® toolbox, [131]. It is assumed a spark ignition (SI) gas engine.
3. The connection to the grid (electric generator, transformer and transmission line) has been carried out using SimPowerSystem® toolbox [132].

Figure 5.17 shows the Simulink® layout of the gas engine connected to the grid. The producer gas properties (molar composition, pressure, temperature and volumetric flow) obtained with Cycle-Tempo® software have been introduced in the Simulink® model through thermolib “mixture source” block (figure 5.18). In a real case, the simulation starts when the gasifier reaches steady state conditions (around 15-20 min, [4]).

The gas mixture (producer gas and air) enter in the gas engine carburetor setting the air-fuel ratio at 1.4. According to the operation manual enters 250m³/h of producer gas and 350m³/h of air. In this paper, a commercial natural gas engine (spark ignition) model Cummins G855G has been chosen [133]. The technical parameters of the gas engine are depicted in table 4.6.

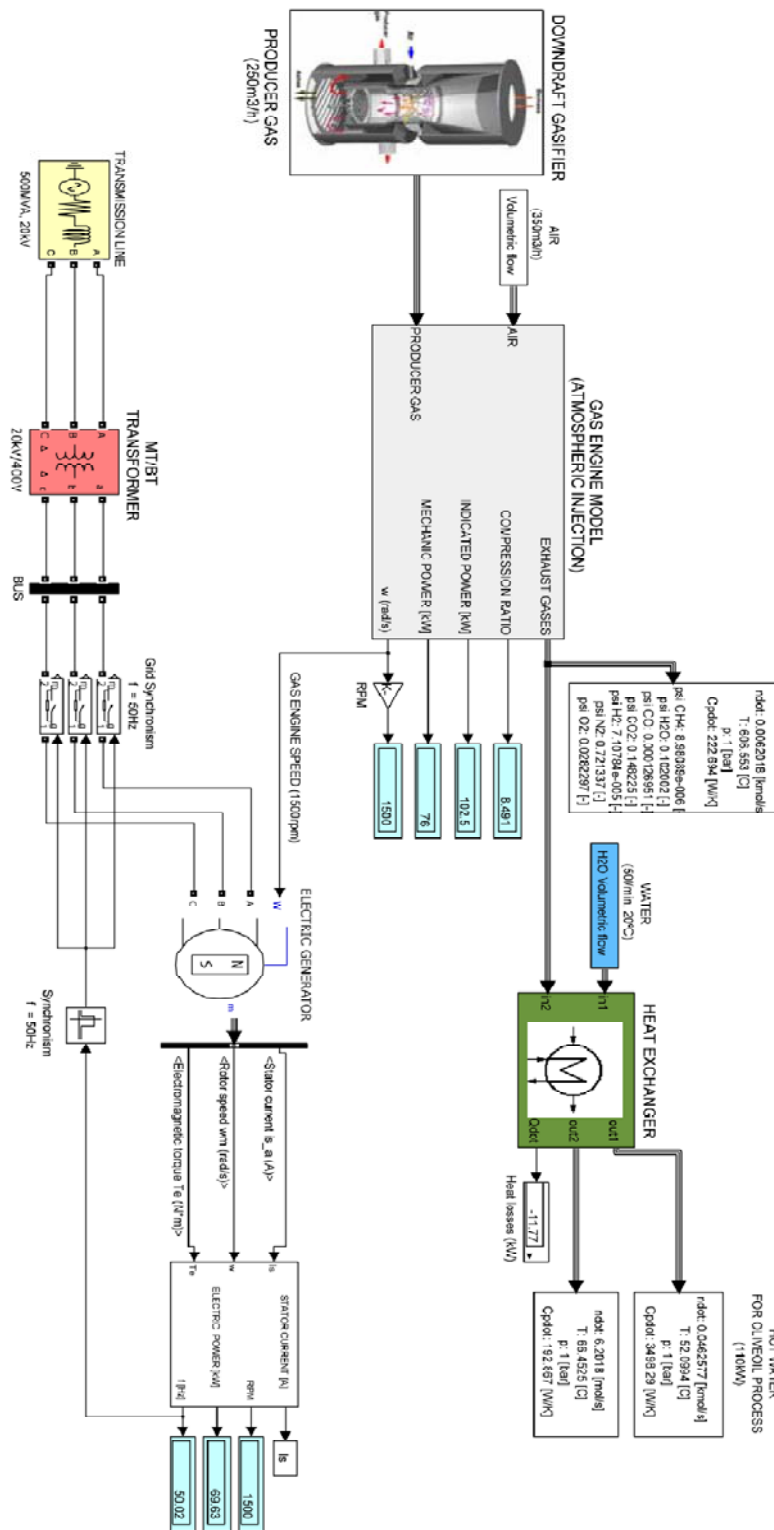


Figure 5.17. Matlab®/Simulink® layout for G-MCI system (olive pits).

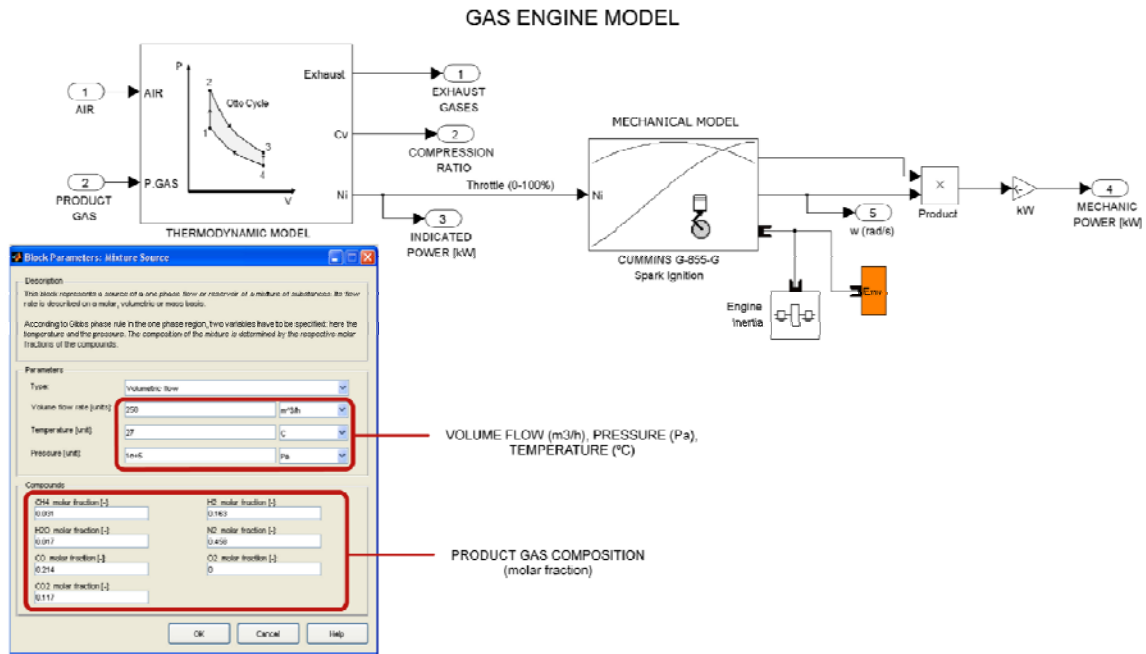


Figure 5.18. Gas engine sub-system and Thermolib® mixture source block (olive pits).

The gas engine is started when the gasifier operates in steady state conditions. Due to the higher calorific value of the producer gas and low ash content, olive pits as a feedstock for gasification has been chosen to run the gas engine. According to the gas engine specification (table 4.6), the producer gas from leaves gasification can't be used in this system due to the producer gas must have a calorific value above 4 MJ/kg. It can be also possible to use producer gas from prunings or orujillo.

The optimum performance parameters reached in *G-MCI* system for pits, prunings and orujillo can be observed in table 5.7. It can be observed that the minimum biomass consumption (102 kg/h) and maximum electric efficiency (14%) are reached in pits gasification. Producer gas from pits provides the lowest volume flow (245Nm³/h) followed by prunings (260Nm³/h) and orujillo (285Nm³/h). In contrast, orujillo presents the maximum thermal power generated due to the volume flow increase. It means the higher CHP efficiency (η_{CHP}) with respect to pits.

According to the gas engine specifications [133], the air-fuel ratio (λ_{MCI}) and compression volume ratio (C_v) have been fixed at 1.4 and 8.5, respectively. Notice that the gas engine model consists of a natural gas motor (spark plug) with a modified carburetor to operate with clean producer gas, [68].

Table 5.7. Optimum performance parameters for *G-MCI* system.

Performance parameters	Pits	Prunings	Orujillo
Biomass consumption, \dot{m}_b (kg/h)	102	110	107
Producer gas consumption, \dot{m}_{pg} (Nm ³ /h)	249	260	285
Air-biomass ratio, x_{OF}	1.74	1.75	2.11
Electric power, P_{el} (kW)	70	70	70
Compressor consumption, $P_{C_{pg}}$ (kW)	-	-	-
Thermal power, Q_t (kW)	110	113	118
Air-fuel ratio, λ_{MCI}	1.4	1.4	1.2
Compression ratio, C_v	8.5	8.5	8.5
Electric efficiency, η_{el} (%)	14.0	13.8	13.6
CHP efficiency, η_{CHP} (%)	36.1	36.4	36.4
Water needed, (l/h)	1700	1876	2015

Also, it can be seen that η_{el} reached in the *G-MCI* (table 5.7) have been improved with respect to *G-MT* system (table 5.5). In contrast, the *G-MT* system presents lower biomass and water consumption (89kg/h and 1588l/h, respectively) and higher η_{CHP} (48.5%). This is due to the following reasons:

1. As in the previous case (*G-EFGT*), the producer gas compression stage is also avoided in *G-MCI* system: the gas compressor (block 22 in figure 5.10) reduces the electric efficiency for all raw materials. The clean producer gas must be compressed at microturbine operation pressure (4.2bar) and producing an electric power consumption.
2. *G-MT* and *G-EFGT* present more efficiency thermodynamic cycle (Bryton) than the Otto cycle developed in *G-MCI* system. It means that the biomass consumption increase (from 89 to 102kg/h). Moreover, the exhausted gases flow in gas turbine systems is higher than gas engines (Otto or Diesel), as a consequence, the thermal power generated is increased.

On the other hand, the *G-EFGT* provides the best optimum performance parameters in all systems proposed (see table 5.6). However, EFGT systems present the highest investment cost compared with *MCI* or *MT* systems (table 2.4).

The *G-MCI* system has been installed and commissioned in an olive mill located in Úbeda (Spain). The experimental results, economic assessment and project impact have been evaluated in chapter 7. In order to predict the behavior of the gas engine connected to the grid, figure 5.19 shows the frequency, mechanical and electrical power (P_m and P_{el}) developed for the gas engine shaft at full load. In steady state conditions (after 4s), the angular velocity reaches 1,500rpm and the mechanical torque 484Nm (the electric generator rotates at the same speed that the gas engine). To avoid high harmonic injection inside the grid, the electric generator is connected to an infinite transmission line when the frequency reaches around 50Hz (it is produced around 3s.), [68]. In this way, the electric generator is connected to the grid producing 70kW of electric power. On the other hand, the gas engine also produces exhaust gases at 600°C roughly (see figure 5.17). This waste energy is reused in a heat exchanger in order to generate a water flow of 50L/min at 52°C (110kW_t). Finally, the hot water obtained will be used in the olive oil extraction process.

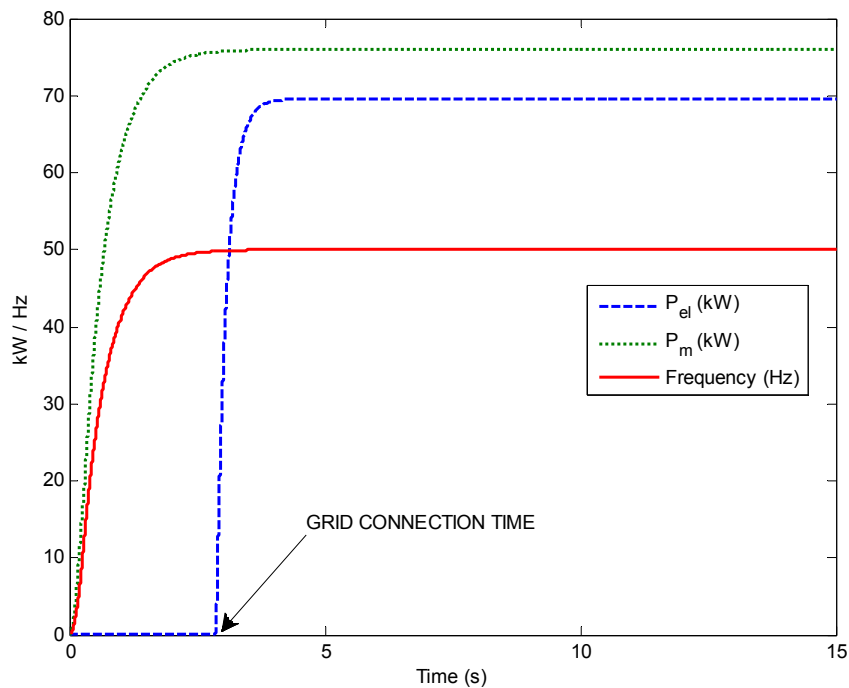


Figure 5.19. Current generated, voltage output and total harmonic distortion injected to the grid (olive pits).

On the other hand, figure 5.20 shows the three-phase electric current produced by the generator feeding the gas engine with producer gas. The generator output voltage (V)

and the total harmonic distortion (%) of the current signal injected to the grid can be seen in the rest of figures. It is observed that there is a very high harmonic distortion before the connection of the gas engine to the grid (from 0s to 3s). In steady state conditions (after 4s) this value decreases up to 0.6%.

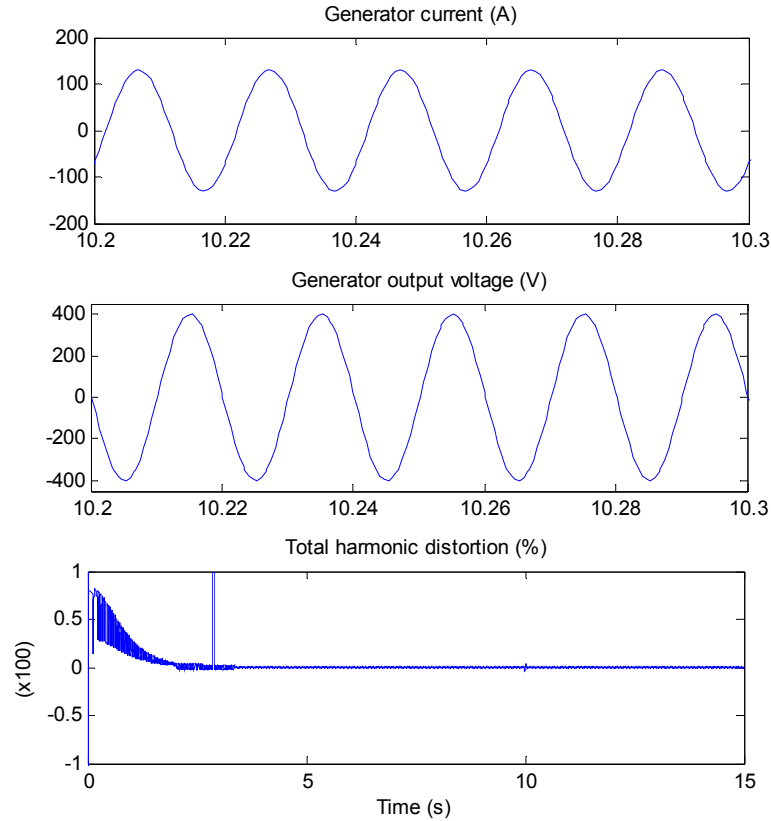


Figure 5.20. Current generated, voltage output and total harmonic distortion injected to the grid (olive pits).

To conclude the *G-MCI* analysis, figure 5.21 presents the energy losses distribution for main components of the plant. In optimal conditions, the overall efficiency (η_{CHP}) for pits gasification was 36.1% (110kW of thermal power and 70kW_e), 63.9% remaining correspond to energy losses in the system, overall heat losses. As can be seen, the major percentage of energy loss (53.4%) occurs in the internal combustion engine (MCI) followed by the cooling and cleaning step (around 31%), downdraft gasifier (13%) and 5% of energy lost in the stack. The energy losses distribution in the gas engine is also depicted in figure 5.16. It is observed that the heat loss through refrigeration cooling water presents the major energy losses (67.6%) followed by the mechanical and radiation losses. The energy lost in the electric generator was 7kW,

around 4% of the total gas engine energy loss. Notice that energy content in the cooling water (from gas engine refrigeration) can be also used as thermal energy. This energy represents around 115-120kW for olive pits.

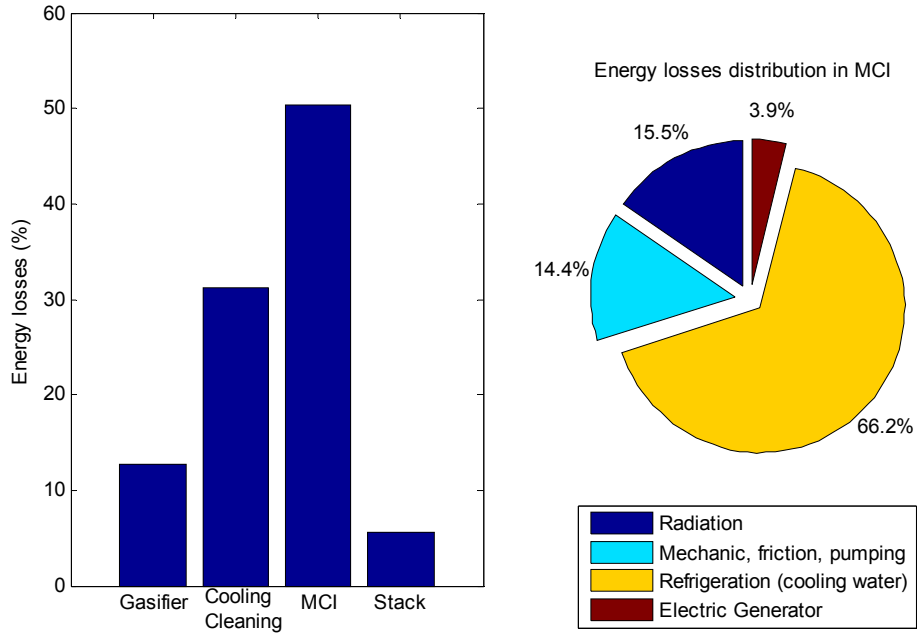


Figure 5.21. Energy losses distribution in *G-MCI* plant (olive pits).

CHAPTER 6

Prototype Building and Economic Impact

6.1. Introduction

In this section it will analyze the costs and benefits of a gasification plant installed in a Spanish, Italian, Portuguese or Greek mill. The main characteristic of the gasifier, its power range (GAS 30, 70, 120) will depend on the quantity of wastes produced by the mill (tons of olive pits per year, leaves and branches, tree prunings, etc.). Other costs will be taken into consideration such as: maintenance and operation costs, personal costs, civil works, electric connections costs, need surface, etc. These, together with benefits achieved through the green energy sold (this amount depends on the subsidies in force on each country) will set the amortization period, payback and the system profitability.

6.2. Prototype design

The gasifier has been installed and commissioned in an olive mill located in Úbeda, a city located in region of Andalusia. The downdraft gasifier was developed by Ankur Scientific Energy Technologies [126], a company established in 1986 and being in the forefront of research and developmental activities in the area of non-conventional energy sources. The company now has installations in Sri Lanka, Uganda, Cambodia, Italy, U.S.A, Colombia, Australia and Germany. The company has successfully developed and commercialized a very wide range of biomass gasifiers ranging in size from as small as 5 kW_e output to 2200 kW_e output. A number of field installations both in industrial applications and in applications like rural electrification are a testimony not only to the long-term reliability of the gasifiers, but also of the growing acceptance of the technology developed by the company. These field installations have proved their worth in saving large sums of money for the owners by replacing expensive conventional liquid fuels with cheap, locally available biomass.

Ankur probably has the highest number of regularly operating gasifier installations in the world. There are a number of reasons for this leadership:

- They are one of the few companies with an in-house R&D. This allows us to handle the field complaints better. At the same time, they improve the performance of your systems all the time based on the feedback from the installed systems.
- Very wide range of gasifier systems in terms of feedstocks that can be used.
- They offer gasifiers that can work on multiple feedstocks also. This takes care of availability issues of biomass.
- The gas from Ankur gasifiers is extremely clean. This is partly because of your gasifier design and also because of your patented cooling and cleaning system.
- The gasifiers have a wide turn down ratio. They can easily run on 50% of rated output. The biomass consumption also proportionately goes down.

Ankur gasifier (model WBG “Wood Biomass Gasifiers”) is designed to operate with wood chips. The operating parameters are reported in table 6.1. Basically, the producer gas composition depends on actual fuel specifications and moisture content. When the WBG gasifier is connected to a gas engine in order to produce electricity, the system is called e.g. GAS 70 (it is able to produce 70kW_e).

Table 6.1. Ankur gasifier parameters (model WBG-120).

Gasifier Type	Fixed Bed
Gasifier model	Ankur WBG 120
Gasifier Parameters	
Type	Downdraft
Gasification agent	Air
Operating pressure	Atmospheric
Operating temperature	1000-1100 °C
Air-biomass ratio (x_{OF})	1.7
Fuel Specifications	
Biomass	Wood chips
Size requirements	Diameter: 25-50mm (maximum) Length: 75-100 mm (maximum)
Maximum moisture content	20%
Maximum ash content	5-6%
Gasifier Output	
Rated gas flow	250-300 Nm ³ /h
Average gas calorific value	4.6 MJ/Nm ³
Maximum biomass consumption	96-120 kg/h
Average cold gas efficiency	75 %
Ash discharge	6-8%
Outlet temperature	600°C
Water pond capacity	2500l
Product Gas Composition (<i>wood biomass</i>)	
CO	19 ± 3%
H ₂	18 ± 3%
CO ₂	10 ± 3%
N ₂	45-50%
CH ₄	Up to 3%

A schematic of the Ankur gasifier system WBG is given in figure 6.1 where the critical components have been depicted. Biomass is fed through the skip charger (block 23 in figure 6.1) into the feed shell and is stored in the hopper (block 2). Limited and controlled amount of air for partial combustion enters through the air nozzles. A pressure point is provided for reading of pressure drop across nozzles determining the air flow. In WBG gasifiers, the air-biomass ratio is fixed in 1.4m³/kg ($x_{OF} = 1.7$ kg air/kg biomass).

The reactor upper zone (block 1, up) performs three functions of gasification system: drying, pyrolysis and combustion [139]. On the other hand, the bottom part of the reactor (block 1, down) performs the reduction stage and yields the producer gas (in purple color). In order to provide an initial char bed, the reactor is filled with recommended size charcoal. The ash removal system from the reactor consists of dry discharge (blocks 3 and 3A). There is a screw conveyor connected at the bottom of the

reactor where fresh water is circulated in the jacket (this brings down the temperature of ash to almost ambient temperature). Moreover, a pressure point is provided on the reactor for reading the pressure drop up to the exit of the charcoal bed. Thus, the charcoal bed condition is determined. Finally, the gas outlet tube is connected with the reactor outlet (block 4, 5 and 6), and then after gas cooling and cleaning subsystem.

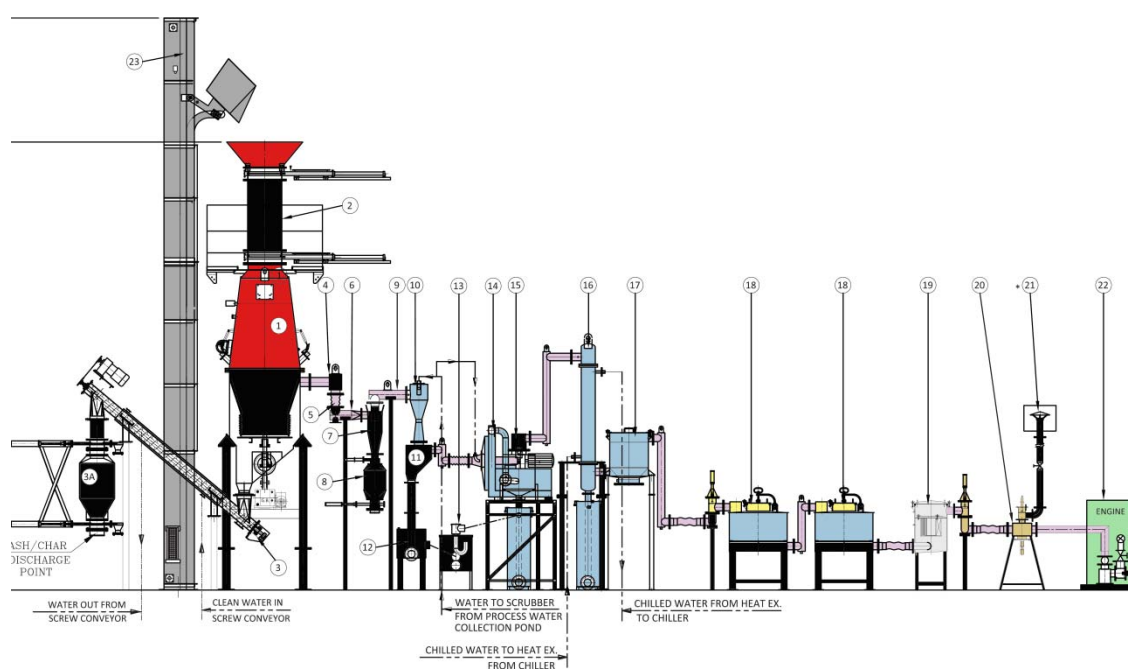


Figura 6.1. Gasification plant layout (Ankur WBG 120 gasifier).

The hot gas cleaning and cooling system consists of cyclone (block 7), Venturi scrubber (10), wet blower (13), heat exchanger with chiller (16), mist eliminator (17), fine filters (18) and pleated cartridge filter (19). A Main flare is used at the start-up of the gasifier. When the producer gas has a good quality, the system starts, the main flare is by-passed and the gas goes to the engine (22). The test flare (21) is provided to check whether the producer gas gets ignited or not.

Gasifier will be coupled to a Cummins G-855-G engine which will be modified to work on producer gas. At full load, this system produces 70kW of electric power and 160kW of thermal power (85kW in cooling water and 75kW in exhaust gases). The technical parameters of the gas engine-generator are depicted in table 6.2.

Table 6.2. Gas engine and generator parameters (GAS 70).

Parameter	Unit	Value
Engine make and model	-	Cummins G-855-G
Aspiration	-	Atmospheric
Generator make and model	-	Stamford UC 27E (125kVA)
Number of cylinders	-	6
Bore x Stroke	Mm	140 x 152
Cylinder displacement volume	L	2.33
Engine output prime (operating with producer gas)	kW	70
Engine speed	rpm	1500
Voltage/frequency	V/Hz	400/50
Producer gas calorific value	MJ/kg	>4.0

A picture of the real Ankur Biomass Gasifier System coupled to the gas engine (GAS-70 plant) is shown in figure 6.2. Also, a picture of gas engine can be observed in figure 6.3. The GAS 70 plant has been delivered and commissioned in Úbeda (Spain) as a result of RESOLVE Project, [3].



Figura 6.2. Picture of GAS 70 plant developed in UNIOLIVA (Úbeda).



Figura 6.3. Picture of the engine model Cummins G-855-G (Úbeda).

6.3. Legislation

In this section the legislation of the electricity sector in Greece, Spain, Italy and Portugal will be depicted. This is important issue in order to calculate the profitability of the power plant. The electric energy generated can be sold at different prices depending on the country.

6.3.1. Greece

The aim of the Greek Law N.3851/10 is to accord the Greek legislation with the Directive of the European Community 2001/77/EC, [140]. This law, having as its main aim the financial investments, succeeds the enactment of serious motives for the exploitation of the renewable energy sources from individuals.

Its main points constitute:

- Determination of the price of energy produced by RES

- Issuance of production, installation, operation licenses and preconditions of excepting from the license

According to the Greek law cited above, the selling price of the electric energy produced for a biomass power plant is fixed as follows:

Table 6.3. Selling price of the RES electric energy in Greece.

Country	Sell price (€/kWh)	Power Range	Law
Greece	0.2	< 1 MW	Res N. 3851/2010
	0.175	1-5 MW	
	0.15	>5 MW	

6.3.2. Spain

Operation in the Spanish electricity sector requires registration with the general directorate for energy and mining policy (DGPEM, Direccion General de Política Energetica y Minas). The responsible for the regulation and supervision of the energy sector is The National Energy Commission (CNE, Comisión nacional de energía). The legislative power to regulate the energy sector is held by the Spanish government, while CNE has a consultative role. CNE also has executive duties concerning the continued smooth operation of the energy markets.

Playing an executive role CNE carries out the settlement of electric power transmission and distribution costs, as well as determines the agents that may be responsible through their actions for deficiencies in supply to users. Disputes concerning contracts for third party access to transmission/distribution networks can be submitted to CNE.

The regulation for DG and RES is the Royal Decree 661/2007, which establishes the administrative procedures and the economic framework for the so-called “Special Regime”. The Special Regime was defined before the Electricity Act, although this act modified its definition. At the moment, special regime includes power plants which use CHP, RES or waste, and whose installed capacity is not greater than 50 MW. Royal decrees are available in Spanish at www.omel.com (normative). A list of new electricity regulations can be found at www.aven.es (legislation).

According to the Spanish law the selling price of the electric energy produced for a biomass power plant is fixed by the Government as follows, [140]:

Table 6.4. Selling price of the RES electric energy in Spain.

Country	Sell price (€/kWh)	Power Range	Law
Spain (2012)	0.126	< 2 MW	BOE: RD 661/2007
	0.108	> 2 MW	
Spain (2013)	Temporarily Suspended	-	BOE: RD 661/2012

Nowadays, the economic incentives for renewable energy sources (RES) have been temporarily suspended by the Government according to the BOE: RD 661/2012. In this work, it has been assumed the incentives

6.3.3. Italy

Italy faces huge challenges to cope with the global climate change issue, security of supply and local environmental issues relief in a consistent way with the European Union policy. The targets in place (Directive 2001/77/CE) for 2010 and the proposed ones for 2020 are by far beyond the Country renewable source potential, [140].

A massive program of incentives, both monetary and regulatory, is in place from the nineties following the regulatory and institutional changes. GSE, a public joint stock company and supervised by the Ministry of Economic Development and the Regulator, runs the supporting schemes and provides both the producers and the power system with services. The “Gestore del Mercato Elettrico” (GME), a GSE subsidiary in charge of operating the domestic power exchange, complements the program providing electronic exchanges and related services for green certificates, white certificates and Emission Allowances Units (EAU) in the European emission-trading scheme.

Determination of the price of Energy produced by RES:

With regards to plants being operative since January 1st, 2008, producers may apply for incentives using the Green Certificate System. With reference to plants whose yearly average nominal power does not exceed 1 MW (200 kW in case of wind plants), the producer can directly request incentives and has to pay an “all-inclusive” fare for 15

years. Incentives are available exclusively for plants connected to the power grid whose yearly average nominal power is not lower than 1 kW.

Green Certificate System

Green Certificates are worth 1 MWh each and are issued by the GSE according to the figure resulting from the product of the net incentivisable energy production by the coefficients shown in table 10, varying depending on the source (2008 financial act). The price of certificates is fixed depending on demand/offer on the market. Green certificate compromises may be reached through bilateral or multilateral contracts or via a negotiation platform within the “Gestore del Mercato Elettrico” (GSE).

Following the Producer’s request, incentives can be granted by the GSE by paying an “all- inclusive” fare in the case of plants whose yearly average nominal power does not exceed 0.2 MW (wind plants) or 1 MW (all other plants). The fare includes both the incentive value and the revenue from sales of the produced energy. Because of this, the selling prices of the electric energy produced for a biomass power plant are the following, [140]:

Tabla 6.5. Selling price of the RES electric energy in Italy.

Country	Sell price (€/kWh)	Power Range	Law
Italy	0.28	< 1 MW	RES. 23 July 2009 n.99
	0.18	> 1 MW	

6.3.4. Portugal

Since 1995 Portugal’s electricity system is divided in two: the public service electricity system (PES), and the independent electricity system (IES). Renewable energy sources (RES) and combined heat and power (CHP) are included in the IES.

The supply of electricity in Portugal is ensured by PES. IES sector delivers electricity to PES networks according to specific legislation. IES consist of Non-Binding Electricity system (NBES) and producers under special regime. Special regime generation comprises wind farms, small hydroelectric plants (up to 10 MW), auto-producers, co-generators and other generators using renewable energy sources. REN is required by law (DL 312/2001) to acquire electricity from special regime at a regulated

price.

There is a specific formula to determine the feed-in tariff to be paid for electricity generated by power plants using RES. It was set forth by DL 189/88 and adapted by DL 33-A/2005. DL 225/2007 further amends DL 33-A/2005. It clarifies environmental impact assessment and licensing procedure, as well as revises the criteria for paying for energy produced from RES.

According to the Portuguese law the selling price of the electric energy produced for a biomass power plant is fixed by the Government as follows, [140]:

Tabla 6.6. Selling price of the RES electric energy in Portugal.

Country	Sell price (€/kWh)	Power Range	Law
Portugal	0.17	< 1MW	DL 225/2007
	0.12	>1MW	

6.4. Economic analysis of GAS 70 plant

In this section it will be analyzed costs and benefits of a gasification plant installed in a Spanish, Italian, Portuguese or Greek Mill. Depending on the quantity of wastes produced by the mill (tons of olive pits per year, leaves and branches, tree prunings, etc.) it will choose the power range of the gasification system (GAS 30, 70, 120). Other costs will also analyze such as: maintenance and operation costs, personal costs, civil works, electric connections costs, need surface, etc. These together with benefits achieved through the green energy sold (this amount depends on the government) will set the amortization period, payback and the system profitability

6.4.1. Prototype costs

The prototype cost depends on the power range chosen. This power range also depends on the available biomass per year in the mills (olive pits, olive tree prunings, etc.). The performance characteristics of the gasification plant (fuel consumption, air and water needed, efficiency, dimensions, etc.) are depicted in tables 6.1 and 6.2. The following table shows the biomass needed per year (Tons/year) for the mill to feed the gasification plant. The plant operating time is estimated in 7500h/year according to

[141]. The prototype costs are also shown according to the Ankur Company selling prices, [126].

Table 6.7. Prototype cost and biomass consumption.

Prototype	Biomass consumption (kg/h)	Power range (kW)	Annual available biomass (T/year)	Prototype cost (€)
GAS 20	30-36	20	225-270	30400
GAS 30	49-53	30	370-400	40300
GAS 40	67-72	40	500-540	55000
GAS 70	98-120	70	735-900	119000
GAS 120	167-180	120	1250-1350	158500

This budget includes the gasifier cost, gas cooling and cleaning system, waste water treatment and gas engine prepared to operate with ultra clean producer gas. The biomass consumption depends on the lower calorific value of the biomass used in the gasifier (LHV_b). For example, in the prototype installed in Úbeda (GAS 70), the biomass consumption when the gasifier is fed with olive pits was around 95kg/h (710T/year); while, it was fed with olive tree prunings the biomass consumption increases up to 105kg/h (785T/year).

The prototype costs depend on the relation between Indian Rupee (INR) and Euro (€). Nowadays, this relation is: 1€ = 65.2027 INR, [142].

6.4.2. Other costs

The budget shown in table 6.7 includes the gasifier cost, gas cooling and cleaning system, waste water treatment and gas engine prepared to operate with ultra clean producer gas. But, the prototype commissioning requires the installation of other needs in the customer's scope. These costs are the following:

- Civil works: electric, mechanic, plumber costs, surface cost, pond, etc.
- Air compressor
- Cutter: to prepare de biomass used in the gasifier
- Transport and engineering cost.
- Variable costs: personnel costs, maintenance and operation cost and autonomy consumption of the prototype (compressor, pumps, motors, etc.)

CIVIL WORKS

To commission the gasifier prototype the mill has to develop the following civil works.

- **Electric works:** Consist of all the electric materials required and connections between the control panel and the different elements of the prototype (pumps, motors, hopper, feed system, chiller, etc.). In these costs are also included the cost of the electric line between the gas engine load panel and the electric transformer. Fig. 12 shows the prototype control panel and a specific connection.



Figure 6.4. Picture of the control panel and specific electric connection.

- **Surface and cover:** the installation of the prototype requires a specific surface (depends on the prototype range) and a specific cover to protect the gasifier, gas engine and cooling and cleaning system of the water from raining, wind, external particulates and dust, etc. The following table depicts the dimension required for different prototypes (table 6.8). The picture of the surface required for the GAS 70 prototype is illustrated in figure 659. The total surface is around 160m².

Table 6.8. Surface needed for different power ranges.

Prototype	AVAILABLE INSTALLATION AREA				Total surface (approximately) (m ²)
	Gasifier-gas cleaning shed		Engine shed		
	L (m)	W (m)	L (m)	W (m)	
GAS 20	8	8.5	4	3	80
GAS 30	9	10.5	4	3	106.5
GAS 40	9	12	4	3	120
GAS 70	10	13.7	5	4	157
GAS 20	10	16.7	5	4	187



Figure 6.5. Shed required for GAS 70 Plant (Úbeda).

- **Pond:** the gasification process needs a certain quantity of water to clean and cool the producer gas generated into de gasifier. This waste water has to be processed and stored in a pond. According to the GAS 70 operation manual the water volume is around 2000-2500 l.
- **Crane, plumbing and mechanical works:** the prototype installation requires a crane and workers (plumbers and mechanics) to assemble all parts of the system such us: gas piping from the gasifier to the engine, connections of all pneumatic parts (screw conveyor doors, cyclone, fine filters, etc.), all the foundations (gasifier, feed shell, gas engine, etc.) and water pipes to clean and cool the

product gas. Figure 6.10 displays a picture during the building of the prototype (GAS 70).

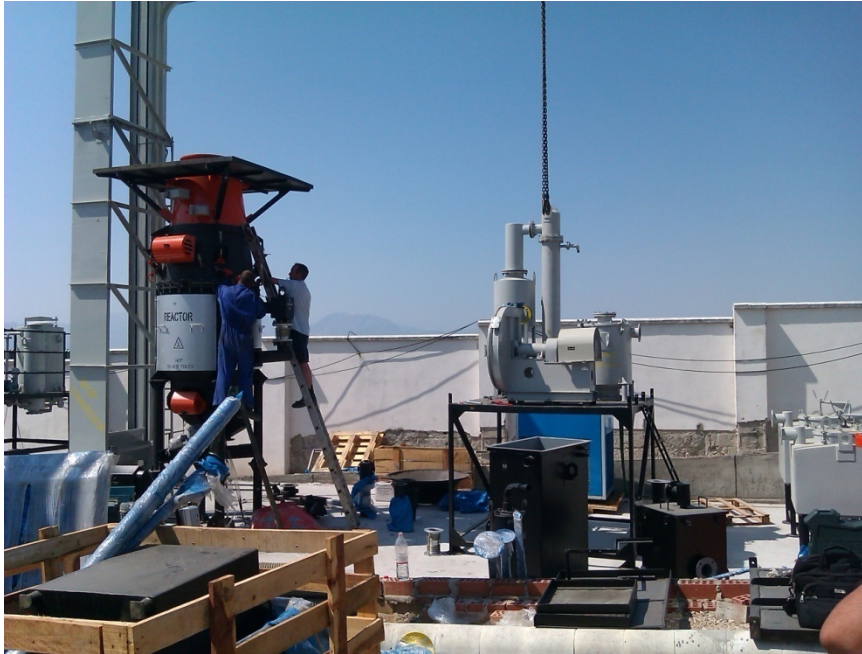


Figure 6.6. Picture of the gasification plant commissioning.

AIR COMPRESSOR

The plant requires an air compressor which should be purchase by the client to supply the pressure needed by all pneumatic parts. The performance parameters of the compressor used in gasification plant developed in Unioliva mill are listed as follows:

Table 6.9. Air compressor parameters needed in GAS 70.

Model	Flow rate	Working pressure	Cost	Power consumption
k-1001	6.85 SCFM	10.5 kg/cm ²	1.500 €	1.5 kW

ENGINEERING AND TRANSPORT COST

The prototype has to be transported from India (Ankur Company) to Úbeda (Spain).

Also, an Engineer from Ankur developed the assembling, start-up testing and training of the prototype. These costs are also included in the customer budget. The time estimated in the commissioning for GAS 70 plant is around 3 weeks. The following table displays the engineering and transport cost.

Table 6.10. Engineering and transport cost.

Transport Costs (€)			Engineering cost (€)
India-Málaga	Málaga-Úbeda	Customs duty	8000
7655	2054	1318	

VARIABLE COSTS

The manpower requirements, repairs and maintenance, autonomy electric consumption of the prototype and waste disposal are included in the variable costs. The prototype needs a worker during 4h per day (estimated) to check the manometers, temperature of the product gas, pumps, gas engine lubricant and oil, feeding system and the control panel issues. The following table (table 6.11) displays the variable costs depending on the prototype range, [34].

Table 6.11. Variable costs in the gasification plant.

Prototype	Autonomy consumption (kW)	Personnel costs (€/y)	Repairs and Maintenance (€/kWh)	Waste disposal (€/kWh)
GAS 20	2	8000-9000	0.005	0.001
GAS 30	3	8000-9000	0.005	0.001
GAS 40	5	8000-9000	0.005	0.001
GAS 70	8	8000-9000	0.08	0.001
GAS 120	14	8000-9000	0.01	0.001

6.4.3. Biomass cost

In this section, the costs of the different biomass sources obtained during the olive oil production are assessed: olive pits/stones, olive tree prunings (wood), leaves and virgin pomace (orujillo). The chemical, physic and energy parameters of the biomass are studied in chapter 2.

OLIVE PITS/KERNEL/STONES

This waste comes from olive oil extraction process (figure 2.12). In the European countries, olive pits are used mainly in combustion chambers and boilers only for heating applications. Its selling price (€/kg) will depend on the country and is fixed by the mill’s owners according to the harvest (table 6.12).

Table 6.12. Sell price of the olive pits in different countries.

Country	Selling price (€/kg)
Spain	0.05
Greece	0.06
Italy	0.08
Portugal	0.07

Depending on the prototype installed and the situation of the Mill, the annual cost to feed the gasifier only with olive pits is presented in table 6.13. The annual olive pits consumption is calculated according to the table 6.7 and the annual run time of the plant (7500 h/y).

Table 6.13. Olive pits cost per year (€/y).

Prototype	Olive pits consumption (t/y)	Biomass Cost In SPAIN (€/y)	Biomass Cost in GREECE (€/y)	Biomass Cost in ITALY (€/y)	Biomass Cost in PORTUGAL (€/y)
GAS 20	225	11250	13500	18000	15750
GAS 30	370	18500	22200	29600	25900
GAS 40	500	25000	30000	40000	35000
GAS 70	750	37500	45000	60000	52500
GAS 120	1250	62500	75000	100000	87500

Notice that, according to the expert knowledge and experimental results obtained by Ankur Company, the olive pits should have an average diameter above 2mm. In front of this, the gasification process will not be steady and there would be a lot of pressure lost inside the reactor. According to these tests the 90% of the olive pits tested have a diameter above 2mm (around 3-5mm). It can be seen in the following figure (figure 15)

we have used a 2mm sieve of the diameter to corroborate this.



Figure 6.7. 2mm sieve for olive pits.

OLIVE TREE PRUNINGS

These wastes are produced during the harvesting of the olive trees (once a year or once each two years, depends on the olive tree nature). This is practically wood biomass (60-70%) with a lower quantity of leaves and small prunings (figure 2.17).

Olive prunings have to be cut at the dimensions required by the gasifier. The following table illustrates the fuel specifications by the gasifier.

Table 6.14. Prunings size requirements.

Prototype	Maximum size		Minimum Size	
	Thickness (mm)	length (mm)	Thickness (mm)	length (mm)
GAS 20	50	50	10	10
GAS 30	50	50	10	10
GAS 40	50	50	10	10
GAS 70	60	75	10	10
GAS 120	60	75	10	10

The biomass transport cost depends on the following aspects:

- Transport costs from the countryside to the Mill (charger and fuel costs).
- Cost of biomass cutting at the dimensions required by the gasifier.

Another possibility could be that mills owners pay a special tax to the farmers (olive

trees owners) to bring the biomass cut at the mills place. Nowadays, farmers don't use this kind of biomass and this uses to burn out or cut it and to put in the fields. According to Esteban and Carrasco [78], the cost to bring a ton of biomass from field to the mill is around 15-20€/t. This price will depend of the country.

LEAVES

This kind of biomass does not represent any cost to the mills due to the fact that it comes from the olive cleaning and washing. The leaf sample contains some of the twigs, the material is suitable for the gasification, before use in gasifier it should be properly sized (25 mm long) as shown in the below image.



Figure 6.8. Leaves and small prunings (after sizing).

Nevertheless, this biomass cannot be directly introduced in the reactor as feedstock. According to the Ankur knowledge and its experimental results, this kind of biomass may be mixed with wood pieces or chips in a proportion below 50% of leaves. Based on the ash content in the feed biomass the discharge ash could be balance, if the ash content is <1% than the ideal discharge should be 5%. But if the ash content is 8-9%, the discharge taken from the gasifier is around 15%. According to the proximate and ultimate analysis (table 5.1), leaves presents 8.71% of ash content. This can entire accumulation of ash in the reduction bed, and over a period of time it will kill the gasification process, means formation of clinker and a producer gas with very low calorific value (don't suitable for energy conversion systems).

VIRGIN POMACE (ORUJILLO)

This waste is characterized by the high moisture content: about 50% for wastes come

from 3 phase processes (commonly used in Italy and Greece) and a 70% of moisture content for wastes come from 2 phase processes (more common in Spain and Portugal), [2]. According to the gasifier operating parameters (table 6.1), the maximum moisture content of the feedstock is 20%. Consequently, these wastes have to be treated according to the following points:

- First of all, the virgin pomace is chemically treated to remove the waste oil (around 6-7%). This oil is commonly called “virgin oil pomace” and is used in eating habits (low quality).
- Secondly, the remained olive paste (pomace, pits, leaves, small prunings and water) is put in storage and evaporation areas to decrease the humidity. Later, this paste is dried up to 15% (or lower) of moisture content. It could be possible e.g. using the waste heat from different processes. Finally, orujillo could be used in gasification process.

6.4.4. Detail cost of the prototype GAS 70 developed in Úbeda (UNIOLIVA).

Table 6.15 shows the investment and variable detail costs of the prototype developed in the Unioliva mill, [71]. It is important to consider the following issues:

- The run time of the gasification plant per year will be 7500h/y.
- The GAS 70 plant can be fed with olive pits or olive tree prunings. To change the gasifier feedstock it is necessary to stop the plant and to exhaust the wastes inside the reactor.
- Transport costs of equipments and materials include: transport from India to Malaga, transport from Malaga to Úbeda and customs duty.
- The total energy production (electricity and thermal) per year is:

$$\text{Electricity production (kWh/y): } 70kW \cdot 7500h / y = 525000 \quad (6.1)$$

$$\text{Thermal energy production (kWh/y): } 150kW \cdot 7500h / y = 1125000 \quad (6.2)$$

- The selling price of a ton of olive tree pruning is fixed in 15 €/t in Spain. This biomass is transported by the farmers to the mill. This kind of biomass is also cut on the dimensions required by the gasifier. Nowadays, farmers cut this biomass and burn it out in uncontrolled manner. Therefore, we assume that it

represents a good business opportunity for farmers as well as the gasification plant owners.

- The mill produces enough quantity of olive pits to feed the gasifier. Its selling price is around 0.05€/kg in Spain. The cost to extract a kilogram of olive pits (olive oil process) is estimated in 0.02€/kg.

Table 6.15. Detail cost of the GAS 70 plant In Spain (January 2012).

A) Investment Cost			
Equipments and materials:	Quantity	Unit value	Total value (€)
Ankur biomass Gasifier Model WBG-120 in ultra clean gas mode along with necessary accessories and auxiliaries	1		
Gasifier will be coupled to 1 Cummins G-855-G engine which will be modified to work on producer gas. The engine can give a Gross output of 120kWe in grid connect mode	1		
Gas cooling and cleaning system (scrubber, dry ash collection box, cyclone, chiller, heat exchanger, wet blower, fine filters, etc.)	1		
Water treatment plant (cooling tower, sand and charcoal filtes, etc.)	1		
Air compressor	1	1518	1518
Total gas 70 plant cost (€)			119000
Taxes (In customer´s scope, Spain = 18%)			21693
TOTAL COST OF GAS 70 PLANT (TAXES INCLUDED)			142211
TRANSPORT COST OF EQUIPMENT AND MATERIALS AND ENGINEERING COST			19027
Civil works:			
Electric works and materials			12024
Plumbing works and materials (gas, air and water piping)			3945
Crane works			3050
Mechanical works and materials			12420
GAS 70 surface and cover (170m ²) and biomass storage area (100m ²)			8500
TOTAL CIVIL WORKS			34939
Total Investments/Fixed Costs (€)			201177
B) Variable Costs (€)			
BIOMASS cost	Quantity	Unit value	total value (€/y)
Olive pits:			
Customer → Raw material cost: 0,095t/h x 7500h/y = 712.5 t/y, 0.05€/kg	712.5	0.05	35625
Mill → Raw material cost: 0,095t/h x 7500h/y = 712.5 t/y, 0.02€/kg	712.5	0.02	14250
Olive tree prunings:			
Raw material transport cost (0.1t/h x 7500h/y = 750 t/y): 15€/t	750.0	15	11250
Manpower requirements (labourer 4h/day): 9000 €/y	1.0		9000
Repairs and Maintenance costs (0.007 €/kWh)	525000	0,007	3675
Waste disposal costs (0.001 €/kWh)	525000	0,001	525
Electric autonomy consumption of the plant (kWh/y)	60000	0.07	4139
Total variable with olive pits (€/y) for a Customer			52964
Total variable with olive pits (€/y) for a Mill			31589
Total variable costs feeding the gasifier with pruning (€/y)			28725

6.4.5. Amortization and benefits

The profitability of the gasification plant will depend on the energy selling price (according to the Government Laws). The total profitability will also depend on the country where the prototype is installed and the power range of the gasification plant. It can be seen the highest energy sell price is produced in Italy; whereas, the lowest revenues occurs in Spain. However, the Spanish Government provides economic incentives: around 50% of the initial investment, according to the law RD661/2012. The energy selling price (€/kWh) and annual profit (€/year) for each country and prototype range is depicted in table 6.16.

Table 6.16. Energy selling price and benefits for different countries and prototype range.

	GAS 30		GAS 40		GAS 70		GAS 120	
	Energy price (€/kWh)	Annual profit (€/y)	Energy price (€/kWh)	Annual profit (€/y)	Energy price (€/kWh)	Annual profit (€/y)	Energy price (€/kWh)	Annual profit (€/y)
GREECE	0.2	45000	0.2	60000	0.2	105000	0.2	180000
SPAIN	0.126	28350	0.126	37800	0.126	66150	0.126	113400
ITALY	0.28	63000	0.28	84000	0.28	147000	0.28	252000
PORTUGAL	0.17	38250	0.17	51000	0.17	89250	0.17	153000

Before the economics calculations, the following considerations have been taken into account:

- The autonomy consumption cost of the prototype depends on the energy selling price regulated for each country.
- The interest rate of the bank loan will be 10% in 5 years. The payment per year is the same in all years of the bank loan.
- In this economic analysis, the discount rate will be the inflation rate considered for each country. It has been fixed in 1.6% for all countries.
- The economic analysis has been carried out taking into account the following viewpoints:
 - a) Company that decides to invest in a gasification plant feeding the gasifier with olive pits bought to the mill.
 - b) Company or Mill that decides to buy the olive tree prunings and bring this kind of biomass at the gasification plant.

- c) The mill produces its own olive pits to feed the gasifier. It is considered that the cost to produce a kilogram of the pits by the mill is around 0.02-0.03€/kg (depending on the country).
- The transport costs of the olive tree prunings from the field to the gasification plant is estimated in 15€/t for Spain and Portugal and 20€/t in Greece and Italy.
 - The mechanical, electric, plumber, engineering and crane costs are the same for all countries proposed.
 - The prototype transport cost from India to the specific country is considered the same in all of countries.
 - For promoting the olive-based biomass power plants, investors are financially supported by the Spanish government (according to the Andalusian Plan of Energetic Sustainability, 2009-2014 [143]) in some economical issues such as machinery for biomass collection and transport, logistic, and initial investment.
 - It is estimated that when the gasification plant is working it is needed a worker 4h/day to perform all the maintenance and operation activities that the gasification plant requires: check the manometers, pressure lost, biomass level and repair the filters. The annual salary of this worker is estimated in 9000-11000€/y (it depends on the country).

Results of the economic analysis for all the countries proposed can be observed in table 6.17. These outcomes have been carried out for a gasification plant with a power range of 70kW (GAS 70). In the Spanish case, the economic analysis has been also carried out taking into account the incentives provided by the Government.

Table 6.17. Economic results in different countries (GAS 70 plant).

CUSTOMER USING OLIVE PITS			
	NPV	PI	Payback period (years)
SPAIN	-259,595	-1.17	Not Profitable
SPAIN (incentives)	-184	-0.00	Not Profitable
GREECE	76,967	0.34	12
ITALY	388,347	1.72	8
PORTUGAL	-183,506	-0.81	Not profitable
CUSTOMER/MILL USING PRUNINGS			
	VAN	PI	Payback period
SPAIN	46,662	0.21	13
SPAIN (incentives)	302,484	3.42	5
GREECE	405,326	1.78	7
ITALY	910,637	4.04	4
PORTUGAL	183,174	0.80	10
MILL USING PITS			
	VAN	PI	Payback period
SPAIN	8,967	0.04	14
SPAIN (incentives)	265,933	3.00	6
GREECE	331,881	1.46	8
ITALY	812,928	3.61	5
PORTUGAL	248,878	1.09	9

Chapter 7

Conclusions and Future Works

7.1. Conclusions and contributions of the Thesis

The scope of the Thesis is focused on energy recovery potential for the olive oil industry in Spain and the Mediterranean countries (Italy, Greece and Portugal). The modeling and simulation of three small scale power plants based on gasification technology has been presented. Also, a review of a real prototype building and its economic impact has been carried out for different investment situations and countries. The main conclusions and original contributions of this work are summarized below.

The CHP power plants proposed have been the followings:

1. Downdraft gasifier, gas cooling and cleaning stage and internal gas turbine, called with the abbreviations *G-MT*.
2. Downdraft gasifier and externally fired gas turbine: *G-EFGT*.

3. Downdraft gasifier, gas cooling and cleaning stage and internal combustion engine: *G-MCI*.

The power plant is located at the mill and connected to the grid in order to provide a feasible economic benefit for the mill's owners and technical opportunity to disposal the residues generated during the olive oil extraction.

Olive industry wastes: pits, prunings, exhausted pomace (*orujillo*) and leaves, fed the downdraft gasifier. This element was modeled with steady state thermodynamic software. The following conclusions are obtained from the gasifier and gas cooling-cleaning performance simulations:

- Olive wastes gasification has shown high-quality performance parameters for all raw materials, reaching hot gas efficiencies ($\eta_{g,hot}$) around 90% and cold gas efficiencies between 70-73%. Pits gasification presented the highest producer gas calorific value, followed by prunings and orujillo. However, leaves gasification had the lowest LHV_{pg} due to the poor properties of this feedstock: low calorific value (14MJ/kg) and high ash content (8.71%).
- High biomass moisture and ash content decreases considerably the producer gas flow, LHV_{pg} and gasification efficiency. It is not desirable residues with moisture and ash content above 20% and 6%, respectively.
- Low heating values of the feedstock provide low quality producer gas. In these cases, the air-fuel ratio (x_{OF}) has to be increase to achieve the gasification temperature required.
- High gasification temperatures decrease considerably the gasification efficiency for all raw materials. Whereas, low gasification temperatures increase the producer gas tar content: an element very dangerous in energy conversion systems. In this work, a gasification temperature of 1,000°C has been set.
- The use of air preheated improves the gasification efficiency. The biomass consumption of the plant decreases, increasing at the same time LHV_{pg} . The cold gas efficiency ($\eta_{g,cold}$) increases around 3% using air at 300°C for all residues studied.
- In general, the use of air preheat, low gasification temperatures and quality feedstock improves the gasifier performance. The water needed during the gas

cooling and cleaning stage and maintenance, surface and equipment costs are also reduced.

- The gasification results have been validated according to the specifications presented on a commercial gasifier and other researching works.

In order to produce 70kW of electric power and thermal power (used in the olive oil process), the producer gas has been used in three different generation units: microturbine (MT), externally fired gas turbine (EFGT) and internal combustion engine (MCI). The optimum performance parameters give the following conclusions:

- *G-EFGT* presents the best performance parameters. The electric efficiency (η_{el}) achieved with such as systems around 16%. η_{el} of 12.8% and 14% was reached in *G-MT* and *G-MCI*, respectively. The CHP efficiency (η_{CHP}) reached was 53.3%, 48.5% and 36.1% , respectively.
- Particularly, the gasification of pit presents the optimum performance parameters: lowest biomass consumption and highest electric efficiency. Due to its LHV, leaves can't be used in *G-MCI* according to the gas engine specifications ($LHV_{pg} > 4\text{MJ/kg}$).
- The maximum thermal power production (in form of exhaust gases) corresponds to *G-EFGT* (165kW) followed by *G-MT* (156kW) and *G-MCI* (110kW). In a *MCI*, part of thermal energy is contained in cooling water (refrigeration).
- In the gas turbine systems (*MT* and *EFGT*), higher *TITs* ensures higher efficiencies at all pressure ratios (Π) for all wastes. Thus, η_{el} increases around 3-4% when *TIT* rises from 800°C to 900°C. However, *TITs* above 900°C requires expensive combustion chamber materials and complex cooling systems for the turbine blades.
- In *G-EFGT* the gas cooling-cleaning step is avoided, this is one of the best features. Moreover, this system doesn't present water consumption.
- *G-EFGT* and *G-MCI* don't need a producer gas compression stage, representing an additional electric consumption.
- The maximum biomass consumption was produced in the *G-MCI* (e.g. 102kg/h for pits). Basically, this is due to the thermodynamic cycle developed inside the cylinder (Otto) is less efficient than gas turbine cycle (Bryton).

- In contrast, *G-EFGT* system presents the maximum investment costs with respect to *G-MT* or *G-MCI*. Besides, the most important component of the *EFGT* (*HTHE*) requires high maintenance costs.
- Good behavior of the *G-MCI* connected to the grid has been proved (steady state conditions).

A real power plant building and economic feasibility study have been carried out for *G-MCI*. The prototype was installed in an olive oil mill located in Úbeda (Spain). The following considerations can be assessed:

- At small scale generation, internal combustion engine presents the only feasible gasification technology to produce electricity and thermal power from biomass sources. There are pilot plants based on Organic Rankine cycles, Stirling or *EFGT* operating worldwide, however, still not feasible from economic viewpoint.
- At present, there is no manufacturer of *G-MT* systems. The low calorific value of producer gas necessitates a high fuel flow. This calls for a design modification in the combustor and the turbine inlet guide vanes.
- Ankur Scientific Energy Technology is an Indian company which provides *G-MCI* systems for several power ranges.
- A *GAS 70* plant has been installed and commissioned. At full load, this system produces 70kW_e and 160kW of thermal power (85kW in cooling water and 75kW in exhaust gases).
- The building time was about 3 weeks, requiring a surface area of 160m² approximately.
- Nowadays, Italy is the country where the economic evaluation of the gasification plant presents the best profitability. The installation of a *GAS 70* plant in this country provides a payback period of 4 years for a customer or mill using tree pruning wastes. In Spain, the prototype is feasible with economic incentives provided by the Government.
- Basically, the payback period and profitability index are directly related to the selling price of electricity generation from RES. In this case, Italy presents the best price: 0.28 €/kWh. In contrast, the Spanish Government provides the lowest selling price (0.126 €/kWh).

7.2. Original contributions

In this Thesis the contributions presented are:

- The implementation of an iterative approach to determinate the optimal placement of biomass power plants (with very low computational requirements).
- Development of a thermodynamic model based on downdraft gasifier and microturbine system. Biomass consumption, efficiencies, pressure ratios, energy and exergy losses have been optimized.
- Comparative study of the energy performance parameters of two biomass power generation units: gasifier-microturbine and external combustor-EFGT.
- To set up the optimum operating parameters of an EFGT plant running with producer gas from the olive wastes gasification generated in the province of Jaén.
- Modeling and dynamic simulation of a gas engine connected to the grid and coupled to a stationary downdraft gasifier: study of the optimal performance and dynamic parameters.
- In order to demonstrate a correct behavior, experimental tests were carried out in a pilot scale downdraft gasification unit. Two types of olive industry wastes were used as gasifier feedstock: crushed olive pits and olive tree pruning.

7.3. Future works

Several aspects in the present thesis still require attention and they are worth mentioning in this section so as to encourage future research:

- The validation of the thermodynamic equilibrium model has been carried out using commercial gasifier specifications and published experimental data. It would be interesting to validate it with an important test train of the GAS 70 plant installed in Úbeda.
- In order to ensure the best gasification option. It is necessary the modeling and simulation of different gasifier reactors (updraft and fluidized bed gasifier).
- Modeling and simulation of new power generation units: Stirling gas engine, Organic Rankine system, hybrid systems such as fuel cell and microturbine fuelled with olive industry wastes.

- In order to ensure a correct operation of the GAS 70 plant it is vital the monitorization of the prototype performance parameters: biomass consumption (kg/h), gasification temperatures, pressure points, producer gas composition, electric power generated (kW), etc. It is important to give a correct behavior of the gasifier working with olive wastes.
- To present and economic analysis report for this technology for different situations: other countries, prototype ranges, biomass material, financial sector, etc.
- Experimental analysis and study of the possible ash reutilization generated during the gasification process.

Curriculum Vitae

DATOS PERSONALES

Nombre: David Vera Candeas

Fecha de nacimiento: 12 de noviembre de 1984

TÍTULOS ACADÉMICOS

- Ingeniero Técnico Industrial, Esp. Electricidad por la Universidad de Jaén. Escuela Politécnica Superior de Linares (Septiembre 2005).
- Ingeniero Industrial, por la Universidad de Jaén. Escuela Politécnica Superior de Jaén (Septiembre 2007).
- Diploma de estudios avanzados (D.E.A.) del Programa de Doctorado “Electricidad fotovoltaica y control” en diciembre de 2009.

CONTRIBUTIONS

JORNAL CITATION REPORTS (JCR)

- Vera D., Carabias J., Jurado F., Ruiz-Reyes N. “A Honey Bee Foraging approach for optimal location of a biomass power plant”. *Applied Energy* 87 (2010) 2119-212.
- Vera D, Jurado F., de Mena B., Schories G. “Comparison between externally fired gas turbine and gasifier-gas turbine system for the olive oil industry”. *Energy*, 36 (2011) 6720-6730.
- Vera D., Jurado F., Carpio J. “Study of a downdraft gasifier and externally fired gas turbine for olive industry wastes”. *Fuel Processing Technology*, 92 (2011) 1970-1979.
- Vera D., Jurado F., Panopoulos K.D. and Grammelis P. “Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry”. *International Journal of Energy research*, 36 (2012), 355-367.
- Vera D, Jurado F., de Mena B., Schories G. “Study of a downdraft gasifier and gas engine fueled with olive oil industry wastes”. *Applied Thermal Engineering* 51 (2013) 119-129.

INTERNATIONAL CONFERENCES

- Margaritis N.K., Grammelis P., Vera D., Jurado F. “Assessment of operational results of a downdraft biomass gasifier coupled with a gas engine”. *Procedia - Social and Behavioural Sciences* 48 (2012) 857-867.
- Vera D., Jurado F. “Behavior of SOFC based Generation Systems in Distributed Generation”. *IEEE International Conference on Clean Electric Power* (2009) 661-665. Capri (Italy).

INTERNATIONAL PEER-REVIEW JOURNALS

- Vera D., Jurado F. Development of Solid Oxide Fuel Cell Based System in Stand Alone Mode. *The Open Renewable Energy Journal*, 2009, 2, 38-42.

INTERNATIONAL CHAPTER BOOKS

- Vera D., Jurado F. Biomass gasification systems integrated with fuel cells and microturbines. *Biomass Gasification: Chemistry, Processes and Applications*. Editor: Jean-Pierre Badeau and Albrecht Levi. 2009. Nova Science Publishers.

NATIONAL CHAPTER BOOKS

- Vera D., Carabias-Orti J.J., Jurado F., Castro E. Optimización energética de los residuos de la poda del olivar. *Proyectos de investigación 2008-2009*. Editor: Eulogio Castro Galiano. 2011. Universidad de Jaén.

References

The references used in this Thesis have been organized according to the appearance in the text.

- [1] **Basu, P.** Biomass gasification and pyrolysis. Practical Design. s.l. : Academic Press (Elsevier), 2010.
- [2] **(IOOC), International Olive Oil Council.** November 2009. <http://www.internationaloliveoil.org/estaticos/view/131-world-olive-oil-figures>.
- [3] *An overview on olive mill wastes and their valorisation methods.* **Roig A., Cayuela M.L., Sánchez-Monedero M.A.** Waste Management 26 (2006) 960-969.
- [4] **Adaptation of renewable energy solutions for the olive oil industry, RESOLIVE.** Available from: <http://www.resolve.com>. 2009.
- [5] **Market of Olive Residues for Energy. Macedonia, Sustainable Energy Europe. Central Agency of Regional Energy. 2005-2008.**
- [6] **Agencia Andaluza de la Energía (AAE).** La biomasa en Andalucía (2011). http://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/sites/default/files/la_biomasa_en_andalucia_0.pdf.
- [7] **IEA.** www.iea.org. 2012.
- [8] **European Commission.** Research & Innovation. Horizon 2020. 2012.

- http://ec.europa.eu/research/horizon2020/index_en.cfm?pg=home&video=none.
- [9] *New cultural treatments and yield optimisation*. **Mitchell C. P.** . Biomass and Bioenergy 9 (1995) 11-34.
- [10] *Development of decision support systems for bioenergy applications*. **Mitchell C. P.** Biomass and Bioenergy 18 (2000) 4, 265-278.
- [11] *GIS-based biomass resource assessment with BRAVO*. **Noon C. E., Daly M. J.** Biomass and Bioenergy 10 (1996) 101-109.
- [12] *Logging residues from regeneration fellings for biofuel production – a GIS-based availability analysis in Finland* . **Ranta T.** Biomass and Bioenergy 28 (2005) 171-182.
- [13] *A Honey Bee Foraging approach for optimal location of a biomass power plant*. **Vera D., Carabias J., Jurado F., Ruiz-Reyes N.** Applied Energy, 87 (2010), 2119-2127.
- [14] *Directiva 2001/77/CE sobre Promoción de electricidad producida por fuentes de energías renovables en el mercado interno de electricidad. Parlamento Europeo y Consejo. 2001.*
- [15] **Higman C. and van der Burg M.** Gasification. s.l. : Elsevier, 2008.
- [16] **Spliethoff, H.** Power generation from Solid Fuels. Germany : Springer, 2010.
- [17] *A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels*. **Channiwala S.A and Parikh P.P.** 2002, Fuel 81, 1051-1063.
- [18] *A review on biomass as a fuel for boilers*. **Saidur R., Abdelaziz E.A, Demirbas A., Hossain M.S., Mekhilef S.** Renewable and Sustainable Energy Reviews 15 (2011) 2262-2289.
- [19] *Modeling and simulation of combined pyrolysis and reduction zone for a downdraft biomass gasifier*. **Ningbo Gao, Aimin Li.** Energy Conversion and Management 49 (2008) 3483-3490.
- [20] **Deublein D. and Steinhauser A.** *Biogas from waste and renewable resources*. s.l. : Wiley, 2008.

-
- [21] *An approach to quantify the technical benefits of distributed generation.* **Chiradeja, P. and Ramakumar, R.** IEEE Transaction on Energy Conversion, 2004, 19(4), 764-773.
- [22] *Network integration of distributed power generation.* **Dondi, P.; Bayoumi, D.; Haederli, C.; Julian, D. and Suter, M.** Journal of Power Sources, 2002, 106, 1-9.
- [23] *Distributed generation: a definition.* **Ackermann, T.; Andersson, G. and Soder, L.** Electric Power Systems Research. 2001, 57(3), 195-204.
- [24] **Howell J.R. and Buckius R.O.** *Principios de Termodinámica para Ingeniería.* Austin : McGRAW-HILL, 1990.
- [25] **Soares C.** *Microturbines: applications for distributed energy systems.* s.l. : Elsevier, 2007.
- [26] **Reche-López P.** *Técnicas Metaheurísticas Aplicadas a la Ubicación Óptima de Generación Distribuida Basada en Biomasa (Doctoral Thesis).* Linares : Universidad de Jaén, 2009.
- [27] **UNITED NATIONS.** KYOTO PROTOCOL TO THE UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGE. [En línea] 11 December 1997. <http://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpeng.pdf>.
- [28] **El Mundo.es.** España gastó 770 millones de euros para poder emitir CO₂. 29/04/2012. <http://www.elmundo.es/elmundo/2012/04/29/natura/1335686189.html>.
- [29] **La bolsa de SENDECO2.** Sistema electrónico de negociación de derechos de emisión de dióxido de carbono. Diciembre 2012. <http://www.sendeco2.com/>.
- [30] **Moran M.J. and Shapiro H.N.** *Fundamentals of engineering thermodynamics.* USA : John Wiley & Sons, Inc., 2006.
- [31] *Theoretical and experimental investigations of a downdraft biomass gasifier-spark ignition engine power system.* **Centeno F, Mahkamov K, Silva Lora E, Andrade R.V.** Vols. Renewable Energy 37 (2012) 97-108.
- [32] *Operational experience on a grid connected 100 kWe biomass gasification power*
-

- plant in Karnataka, India. **Dasappa S., Subbukrishna D.N., Suresh K.C., Paul P.J., Prabhu G.S.** Energy for Sustainable Development 15 (2011) 231-239.
- [33] *Waste heat recovery from a landfill gas-fired power plant.* **Gewalda D, Siokos K., Karellas S., Spliethoff H.** Renewable and Sustainable Energy Reviews 16 (2012) 1779-1789.
- [34] *Technological evaluation of an agricultural biogas CHP plant as well as definition of guiding values for the improved design and operation.* **Pfeifer J. and Obernberger I.** 15th European Biomass Conference & Exhibition, 7-11 May 2007, Berlin, Germany.
- [35] *Potential application of concentrating solar power systems for the generation of electricity in Thailand.* **Janjai S., Laksanaboonsong J., Seesaard T.** Applied Energy 88 (2011) 4960-4967.
- [36] *Perspectives of Stirling engines use for distributed generation in Brazil.* **Corria M.E., Cobas V.M, Silva-Lora E.** Energy Policy 34 (2006) 3402-3408.
- [37] *Fuel and emissions properties of Stirling engine operated with wood powder.* **Nishiyama A., Shimojima H., Ishikawa A., Itaya Y., Kambara S., Moritomi H., Mori S.** Fuel 86 (2007) 2333-2342.
- [38] *Small-Scale CHP plant based on a 75kWe Hermetic eight Cylinder Stirling engine for biomass fuel-development, technology and operating experiences.* **Biedermann F., Carlsen H., Obernberger I., Schöch M.** Rome (Italy) : s.n., 2004, 2nd World Conference and Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection.
- [39] *State-of-the-art and future developments regarding small-scale biomass CHP system with special focus on ORC and Stirling engine technologies.* **Obernberger I., Carlsen H., Biedermann F., BIOS BIOENERGIE SySTEME GmbH.** International Nordic Bioenergy 2003 Conference.
- [40] **Cano A. y Jurado F.** *La generación eléctrica distribuida con microturbinas de gas.* España : Ed. Koobeht International, 2005.
- [41] *Study of molten carbonate fuel cell—microturbine hybrid power cycles.* **Jurado F.** Journal of Power Sources 111 (2002) 121-129.
-

-
- [42] *Dynamic behavior of PEM fuel cell and microturbine power plants.* **El-Sharkh M.Y., Sisworahardjo N.S., Uzunoglu M., Onar O., Alam M.S.** Journal of Power Sources 164 (2007) 315-321.
- [43] *Biogas production from grape pomace: Thermodynamic model of the process and dynamic model of the power generation system.* **Cáceres C.X., Cáceres R.E., Hein D., Molina M.G., Pia J.M.** International Journal of hydrogen energy 37 (2012) 10111- 10117.
- [44] *Modelling and simulation of a novel micro-scale combined feedstock biomass generation plant for grid-independent power supply.* **Loeser M, Redfern MA.** International Journal of Energy Research 2009; 34:303-320.
- [45] *Modelling of biomass gasifier and microturbine for the olive oil industry.* **Vera D., Jurado F., Panopoulos K.D. and Grammelis P.** International Journal of Energy research, 36 (2012), 355-367.
- [46] *Performance evaluation of small size externally fired gas turbine (EFGT) power plants integrated with direct biomass dryers.* **Cocco D., Deiana P., Cau G.** Energy 31 (2006) 1459-1471.
- [47] **Anheden M.** *Analysis of Gas Turbine Systems for Sustainable Energy Conversion. Doctoral Thesis.* Stockholm (Sweden) : Printed in Sweden, KTH, Högskoletryckeriet.
- [48] 48. **Kautz M., Hansen U.** *The externally-fired gas-turbine (EFGT-Cycle) for decentralized use of biomass.* Applied Energy 84 (2007) 795-805.
- [49] **Capstone Turbine Corporation.**
<http://www.capstoneturbine.com/prodsol/solutions/rrbiogas.asp>.
- [50] *Comparison between externally fired gas turbine and gasifier-gas turbine system for the olive oil industry.* **Vera D, Jurado F., de Mena B., Schories G.** Energy. 36, (2011), 6720-6730.
- [51] *Implementation of distributed generation technologies in isolated power systems.* **Poulikkas A.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, 11 (2007) 30-56.
- [52] *Thermodynamic performance study of biomass gasification, solid oxide fuel cell and micro gas turbine hybrid systems.* **Bang-Møller C., Rokni M.** Energy
-

- Conversion and Management 51 (2010) 2330-2339.
- [53] *Thermodynamic evaluation of small-scale systems with biomass gasifiers, solid oxide fuel cells with Ni/GDC anodes and gas turbines.* **Aravind P.V., Woudstra T., Woudstra N., Spliethoff H.** Journal of Power Sources 190 (2009) 461-475.
- [54] *Complementary configuration and operation of a CCHP-ORC system.* **Fang F., Wei L, Liu J., Zhang J., Hou G.** Energy 46 (2012) 211-220.
- [55] *Technical design and economic evaluation of a PEM fuel cell system.* **Kamarudin S.K., Daud W.R.W., Md.Som A., Takriff M.S., Mohammad A.W.** Journal of Power Sources 157 (2006) 641-649.
- [56] *Modelling system efficiencies and costs of two biomass-fuelled SOFC systems.* **Omosun A.O., Bauen A., Brandon N.P., Adjiman C.S., Hart D.** Journal of Power Sources 131 (2004) 96-106.
- [57] *Operating cost and water economy of mixed air steam turbines.* **Poullikkas A.** Applied Thermal Engineering 25 (2005) 1949-1960.
- [58] *Energy efficiency and economic feasibility of CCHP driven by stirling engine.* **Kong X.Q., Wang R.Z., Huang X.H.** Energy Conversion and Management 45 (2004) 1433-1442.
- [59] *Study of a downdraft gasifier and externally fired gas turbine for olive industry wastes.* **Vera D., Jurado F., Carpio J.** Fuel Processing Technology 92 (2011) 1970-1979.
- [60] *Ciclo energético integral del sector oleícola en la provincia de Jaén (España).* **Cruz-Peragón F., Palomar J.M. and Ortega A.** GRASAS Y ACEITES, 57 (2006), 219-228.
- [61] *Analysis of olive grove residual biomass potential for electric and thermal energy generation in Andalusia (Spain).* **García-Maraver A., Zamorano M.,*, Ramos-Ridao A., Díaz L.F.** Renewable and Sustainable Energy Reviews 16 (2012) 745-751.
- [62] **Infopower. Actualidad y Tecnología de Producción y Uso Eficiente de Energía.** [En línea] <http://www.infopower.es/images/reportajes/200.pdf>.
-

-
- [63] *The use of olive leaves and tea extracts as effective antioxidants against the oxidation of soybean oil under microwave heating.* **Malheiro R., Rodrigues N., Manzke G., Bento A., Pereira J.A., Casal S.** *Industrial Crops and Products* 44 (2013) 37-43.
- [64] **Brammer J.G., Bridgwater A.V.** *Biomass and Bioenergy* 22 (2002) 271-281.
- [65] *Thin-layer drying behaviour of sludge of olive oil extraction.* **Celma A.R., Rojas S., López F., Montero I., Miranda T.** *Journal of Food Engineering* 80 (2007) 1261-1271.
- [66] *Biomass gasification for decentralized power generation: The Indian perspective.* **Buragohain B., Mahanta P., Moholkar V.S.** *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14 (2010) 73-92.
- [67] **Knoef H.A.M.** *Handbook of biomass gasification.* 2005. BTG publisher, Enschede (The Netherlands).
- [68] *Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars.* **Blasi C.D.** *Progress in Energy and Combustion Science* 35 (2009) 121–140.
- [69] *Gas reactions of carbon.* **Walker P.L. Rusinko f., Austin L.G.** *Advanced in Catalysis* (1959), 11, 133-221.
- [70] *Reactions between carbon and oxygen.* **Arthur J.R.** *Transactions of the Faraday Society* (1951) 47, 164-178.
- [71] *Results with a bench scale downdraft biomass gasifier for agricultural and forestry residues.* **Olgun H., Ozdogan S., Yinesor G.** *Biomass and Bioenergy* 35 (2011) 572-580.
- [72] *Implementation of the biomass gasification project for community empowerment at Melani village, Eastern Cape, South Africa.* **Mamphweli N.S., Meyer E.L.** *Renewable Energy*;34 (2009). 2923-2927.
- [73] *Study of a downdraft gasifier and gas engine fueled with olive oil industry wastes.* **Vera D., de Mena B., Jurado F., Schories G.** *Applied Thermal Engineering* 51 (2013) 119-129.
- [74] **Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente.** Agencia para el
-

- Aceite de Oliva. [En línea] http://aplicaciones.magrama.es/pwAgenciaAO/General.aao?idioma=ESP&avisosMostrados=NO&control_acceso=S.
- [75] *Recovery and use of olive stones: Commodity, environmental and economic assessment.* **Pattara C., Cappelletti, G.M., Cichelli A.** *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14 (2010) 1484-1489.
- [76] **Sociedad Cooperativa Andaluza Unión de Úbeda.** Uniolive Cooperative. [En línea] 2011. <http://www.unioliva.com/>.
- [77] *Syngas production from olive tree cuttings and olive kernels in a downdraft fixed-bed gasifier.* **Skoulou V., Zabaniotou A., Stavropoulos G., Sakelaropoulos G.** *International Journal of Hydrogen Energy* 33 (2008) 1185–1194.
- [78] *Waste-to-energy possibilities for industrial olive and grape by-products in Extremadura.* **Celma A.R., Rojas S., López-Rodríguez F.** *Biomass and Bioenergy* 31 (2007) 522-534.
- [79] *Plant for the production of activated carbon and electric power from the gases originated in gasification processes.* **Gañan J., Turegano J.P., Calama G., Roman S., Al-Kassir A.** *Fuel Processing Technology* 87 (2006) 117-122.
- [80] *Optimization of biomass fuelled systems for distributed power generation using Particle Swarm Optimization.* **Jurado F., Gómez M., Reche-López P., Ruiz-Reyes N.** *Electric Power Systems Research*, 78 (2008) 1448-1455.
- [81] *Particle swarm optimization for biomass-fuelled systems with technical constraints.* **Reche-López P, Jurado F., Ruiz-Reyes N., García-Galán S., Gómez M.** *Engineering Applications of Artificial Intelligence* 21 (2008) 1389-1396.
- [82] *Profitability comparison between gas turbines and gas engine in biomass-based powerplants using binary particle swarm optimization.* **Jurado F., Gómez M., Reche-López P., Ruiz-Reyes N.** *Lecture Notes in Computer Science*, 4528 (2007) 328-336.
- [83] *Biomass resources and costs: Assessment in different EU countries.* **Esteban L.S., Carrasco J.E.** *Biomass and Bioenergy* 35 (2011) S21-S30.
-

-
- [84] *Characterization and combustion of olive pomace and forest residue pellets.* **Miranda T, Arranz J.I., Montero I., Román S., Rojas C.V., Nogales S.** Fuel Processing Technology 103 (2012) 91-96.
- [85] *Combustion properties of biomass.* **Jenkins B.M., Baxter L.L., Miles Jr. T.R., Miles T.R.** Fuel Processing Technology 54 (1998) 17-46.
- [86] **Gautam G.** *Parametric study of a commercial-scale biomass downdraft gasifier: experiments and equilibrium modeling.* Doctoral Thesis. Auburn (Alabama). 2010.
- [87] *Energy from gasification of solid wastes.* **Belgiorno V, De Feo G., Della Rocca C., Napoli R.M.A.** Waste Management 23 (2003) 1-15.
- [88] *Gasifier selection, design and gasification of oil palm fronds with preheated and unheated gasifying air.* **Guangul F.M., Sulaiman S.A., Ramli A.** Bioresource Technology 126 (2012) 224-232.
- [89] *A techno-economic comparison between two design configurations for a small scale, biomass-to-energy gasification based system.* **Arena U., Di Gregorio F., Santonastasi M.** Chemical Engineering Journal 162 (2010) 580-590.
- [90] *A steady state model of gas-char reactions.* **Giltrap, D.L.; McKibbin, R.; Barnes, G.R.G.** Solar Energy, 74 (2003), 85-91.
- [91] *Modeling of smoldering process in porous biomass.* **Roshmi, A.; Murthy, J.; Hajaligol, M.** 83 (2004), 1527-36.
- [92] *The kinetics of combustion of chars derived from sewage sludge.* **Dennis, J.S.; Lambert, R.S.; Milne, A.J.; Scott, S.A.; Hayhurst, A.N.** Fuel, 84 (2005) 117-26.
- [93] *Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: effect of char reactivity factor.* **Babu, B.V.; Sheth, P.N.** Energy Conversion and Management, 47 (2006), 2602-11.
- [94] *The development of a computer model for a fixed bed gasifier and its use for optimization and control.* **Gøbel B., Henriksen U., Jensen T.K., Qvale, B., Houbak N.** Bioresource Technology, 98 (2007) 2043-52.
-

- [95] *Equilibrium and kinetic modelling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison.* **Sharma A.Kr.** Solar Energy, 52 (2008) 918-928.
- [96] *Modeling and simulation of combined pyrolysis and reduction zone for a downdraft biomass gasifier.* **Gao N., Li A.** Energy Conversion and Management 49 (2008) 3483-3490.
- [97] *Three zone equilibrium and kinetic free modeling of biomass gasifier – a novel approach.* **Ratnadhariya J.K. and Channiwala S.A.** Renewable Energy 34 (2009) 1050-1058.
- [98] *Assessment of cow dung as a supplementary fuel in a downdraft biomass gasifier.* **Roy P.C., Datta A., Chakraborty N.** Renewable Energy 35 (2010) 379-386.
- [99] *A downdraft high temperature steam-only solar gasifier of biomass char: A modelling study.* **Gordillo E.D. and Belghit A.** Biomass and Bioenergy, 35 (2011) 2034-43.
- [100] *Modeling biomass gasification in circulating fluidized beds.* **Miao Q., Zhu J., Barghi S., Wu Ch., Yin X., Zhou Z.** Renewable Energy 50 (2013) 655-661.
- [101] *Review and analysis of biomass gasification models.* **Puig-Arnavat M., Bruno J.C., Coronas, A.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, 14 (2010) 2841-51.
- [102] *Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model.* **Altafini C.R., Wander P.R., Barreto R.M.** Energy Conversion and Management 44 (2003) 2763–2777.
- [103] *Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process.* **Melgar A., Pérez J.F., Laget H., Horillo A.** Energy Conversion and Management 48 (2007) 59-67.
- [104] *Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimization approach and its application to spouted bed and spout-fluid.* **Jarungthammachote S., Dutta A.** Energy Conversion and Management 49 (2008) 1345-56.
- [105] *Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures.* **Karamarkovic R, Karamarkovic V.** Energy 35 (2010) 537–549.
-

-
- [106] *Thermodynamics of gas-char reactions: First and second law analysis.* **Prins M.J., Ptasinski K.J., Janssen F.J.** Chemical Engineering Science 58 (2003) 1003-11.
- [107] *Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials.* **Zainal Z.A., Ali R., Lean C.H., Seetharamu K.N.** Energy Conversion and Management 42 (2001) 1499-1515.
- [108] *Exergy analysis of hydrogen production from biomass.* **Abuadala A., Dincer I., Naterer G.F.** International Journal of Hydrogen Energy 30 (2009) 1-10.
- [109] *Integrated CHP with autothermal biomass gasification and SOFC-MGT.* **Fryda L., Panopoulos K.D., Kakaras E.** Energy Conversion and Management 49 (2008) 281-290.
- [110] *Pyrolysis of biomass: improved models for simultaneous kinetics and transport of heat, mass and momentum.* **Babu B.V., Chaurasia A.S.** Energy Conversion and Management 45 (2004) 1297-1327.
- [111] *Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis.* **Di Blasi C.** process in Energy and Combustion Science 34 (2008) 47-90.
- [112] *An Eulerian modeling approach of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor using char as bed material.* **Gerber S., Behrendt F., Oevermann M.** Fuel 89 (2010) 2903-2917.
- [113] *Euler–Lagrange/DEM simulation of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor.* **Oevermann M., Gerber S., Behrendt F.** Particuology 7 (2009) 307-316.
- [114] *CFD and experimental studies of solids hold-up distribution and circulation patterns in gas–solid fluidized beds.* **Ahuja G.N., Patwardhan A.W.** Chemical Engineering Journal 143 (2008) 147–160.
- [115] *CFD simulation of entrained-flow coal gasification: Coal particle density/size fraction effects.* **Slezak A., Kuhlman J.M., Shadle L.J., Spenik J., Shi S.** Powder Technology 203 (2010) 98–108.
- [116] *Large eddy simulations of coal gasification in an entrained flow gasifier.* **Abani N., Ghoniem A.F.** Fuel 104 (2013) 664-680.
-

- [117] *An Eulerian model for the simulation of an entrained flow coal gasifier*. **Vicente W., Ochoa S., Aguillón J., Barrios E.** Applied Thermal Engineering 23 (2003) 1993–2008.
- [118] *Modelling coal gasification with a hybrid neural network*. **Guo B., Shen Y., Li D., Zhao F.** Fuel 76 (1997), 1159–1164.
- [119] *Simulation of biomass gasification with a hybrid neural network model*. **Guo B., Li D., Cheng C., Lu Z., Shen Y.** Bioresource Technology 76 (2001), 77–83.
- [120] *Gasification characteristics of MSW and an ANN prediction model*. **Xiao G., Ni M.N., Chi Y., Jin B.S., Xiao R., Zhong Z.P., Huang Y.J.** Waste Management 29 (2009), 240-244.
- [121] *Stoichiometric equilibrium modelling of biomass gasification: validation of artificial neural network temperature difference parameter regressions*. **Brown D., Fuchino T., Marechal F.** Journal of Chemical Engineering of Japan, 40 (2007) 244-54. : s.n.
- [122] *Artificial neural network models for biomass gasification in fluidized bed gasifiers*. **Puig-Arnavat M., Hernández J.A., Bruno J.C., Coronas A.** Biomass and Bioenergy 49 (2013) 279-289.
- [123] *Solid waste plasma gasification: equilibrium model development and exergy analysis*. **Mountouris A., Voutsas E., Tassios D.** Energy Conversion and Management 47 (2006) 1723-1737.
- [124] **Puig-Arnavat M.** *Performance modelling and validation of biomass gasifiers for trigeneration plants*. Doctoral Thesis, Tarragona (Catalonia). 2011.
- [125] **Probstein R.F. y Hicks R.E.** *Synthetic fuels*. s.l. : Dover Publications. 2006.
- [126] **Cycle-Tempo software. Delft University of Technology (TUDelft).** [En línea] 2011. www.cycle-tempo.nl.
- [127] **FluidProp®. Delft University Technology.** 2011. www.fluidprop.com.
- [128] *Decentralized generation of electricity from biomass with proton exchange membrane fuel cell*. **Toonssen R., Woudstra N., Verkooijen A.H.M.** Journal of Power Sources 194 (2009) 456-466.
-

-
- [129] *Industrial trigeneration using ammonia-water absorption refrigeration systems (AAR)*. **Colonna P., Gabrielli S.** Applied Thermal Engineering 23 (2003) 381-96.
- [130] *System characteristics and performance evaluation of a trailer-scale downdraft gasifier with different feedstock*. **Balu E, Chung J.N.** Bioresource Technology 108 (2012) 264-273.
- [131] Ankur Scientific Energy Technologies Pvt. Ltd. 2010. <http://www.ankurscientific.com/listofinstallation.htm>.
- [132] *Gasification of pelletized biomass in a pilot scale downdraft gasifier*. **Simone M., Barontini F., Nicoletta C., Tognotti L.** Bioresource Technology 116 (2012) 403-412.
- [133] *On a methodology for selecting biomass materials for gasification purposes*. **Vaezi M., Passandideh-Fard M, Moghiman M, Charmchi M.** Fuel Processing Technology 98 (2012) 74-81.
- [134] **The Math Works. MATLAB® and SIMULINK® Software. Version R2010a,** . 2010.
- [135] **Engineering, EUTech Scientific.** Thermolib: toolbox for modeling and simulation of thermodynamic systems with MATLAB®/Simulink®. [En línea] 2011. <http://www.eutech-scientific.de/products-services/tools/thermolib.html>.
- [136] **MathWorks. SimDriveline: Model and simulate one-dimensional mechanical systems.** 2010. <http://www.mathworks.es/products/simdrive/>.
- [137] **MathWorks. SimPowerSystems: Model and simulate electrical power systems.** [En línea] 2010. <http://www.mathworks.es/products/simpower/>.
- [138] **Cummins Power Generation.** 2009. <http://www.planbfirst.com/May%202009%20Updates/SpecSheet/Gas%20125%20spec.pdf>.
- [139] *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*. **Rodriguez-Coronado C., Tiyoko-Yoshioka J., Silveira J.L.** Renewable Energy 36 (2011) 1861-1868.
-

- [140] *Performance of an Otto engine with volumetric efficiency.* **Ebrahimi R, Ghanbarian D, Reza Tadayon M.** Journal of American Science. 2010; 6 (3).
- [141] *Computer simulation of a four stroke spark ignition engine.* **Abd Alla GH.** Energy Conversion and Management 43 (2002) 1043-1061.
- [142] *Energy and exergy analyses of an externally fired gas turbine (EFGT) cycle integrated with biomass gasifier for distributed power generation.* **Datta A., Ganguly R. and Sarkar L.** Energy, 35 (2010) 341-350.
- [143] *Dynamic modeling of IGCC power plants.* **Casella F, Colonna P.** Appl. Therm. Eng. 35 (2012) 91-111.
- [144] 144. *Lignocellulosic biomass gasification technology in China.* **Zhang, Chang J., Guan Y., Chen H., Yang H, Jiang J.** Renewable Energy, 49 (2013) 175-184.
- [145] **ECOFYS.** Renewable energy policy country profiles. 2011. www.reshaping-res-policy.eu.
- [146] **D. Vera, J. Carabias, F. Jurado, N. Ruiz-Reyes.** **A Honey Bee Foraging approach for optimal location of a biomass power plant.** Applied Energy, págs. 87 (2010), 2119-2127.
- [147] **The World's Favorite Currency Site.**
<http://www.xe.com/ucc/convert/?Amount=1&From=EUR&To=INR>.
- [148] **Agencia Andaluza de la Energía. Plan Andaluz de Sostenibilidad Energética, 2009-2014.**
http://www.juntadeandalucia.es/agenciadelaenergia/nav/com/contenido.jsp?pag=/contenidos/incentivos/incentivos_09. 2009.