



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Mecánica

**CARACTERIZACIÓN Y SIMULACIÓN DEL
LECHO DE UNA CALDERA DE BIOMASA EN
CONTRACORRIENTE**

Autor:

Velasco Manrique, Jorge

Tutor:

**Tinaut Fluixá, Francisco Vicente
Departamento de Ingeniería
Energética y Fluidomecánica**

Valladolid, septiembre de 2015.



RESUMEN

El TFG tiene como objetivo conocer con mayor profundidad los procesos que tienen lugar durante la combustión de biomasa lignocelulósica en una caldera con un lecho updraft y determinar la importancia cualitativa de cada uno de ellos. En el trabajo se ha revisado la bibliografía sobre la combustión de biomasa en calderas y sobre los procesos que en ella intervienen (secado, pirólisis, reducción y oxidación). Se ha descrito la caldera en la que se realiza la combustión y los flujos sólidos y gaseosos que tienen lugar en ella. A partir del análisis elemental de los pellets y la estequiometría de las reacciones se ha calculado la composición de los gases de combustión, teniendo en cuenta la introducción de EGR. Finalmente, se ha desarrollado una herramienta computacional que permite realizar estudios paramétricos, a fin de conocer la sensibilidad de los procesos ante cambios en las distintas variables que intervienen en ellos.

Palabras clave: caldera, biomasa, updraft, oxidación, reducción.

ABSTRACT

The aim of this paper is to have further knowledge about the different processes that take place in an updraft boiler during the combustion of lignocellulosic biomass and determine the qualitative importance of each one. In the paper, literature concerning combustion of biomass in boilers and the processes involved therein (drying, pyrolysis, reduction and oxidation) is reviewed. The boiler in which combustion occurs, as well as solid and gaseous flows that appear inside it are described. Using the elemental analysis of standard pellets and the stoichiometry of the chemical reactions, the composition of the flue gas is calculated considering the possibility of introducing EGR. Finally, a computational program which allows making parametric studies has been developed in order to analyse the sensitivity of the processes to changes in the different variables involved in them.

Keywords: boiler, biomass, updraft, oxidation, reduction.





AGRADECIMIENTOS

A mis padres y mi hermana, por su apoyo y sus consejos.

A mi tutor, por guiarme en la realización de este Trabajo Fin de Grado.



Índice de Contenidos

CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN AL TFG	17
1.1. ANTECEDENTES Y JUSTIFICACIÓN DEL TFG	18
1.2. OBJETIVOS DEL TFG	19
1.3. PLANTEAMIENTO DEL TFG.....	20
CAPÍTULO II: ASPECTOS GENERALES DE LA BIOMASA Y SU APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO	21
2.1. INTRODUCCIÓN	22
2.2. LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGÍA RENOVABLE.....	22
2.3. CRITERIOS PRINCIPALES DE CLASIFICACIÓN DE LA BIOMASA.....	24
2.4. PROCESOS PRINCIPALES DE CONVERSIÓN DE LA BIOMASA	26
2.5. APLICACIONES COMERCIALES DE LAS TECNOLOGÍAS DE CONVERSIÓN DE LA BIOMASA	28
2.6. PLAN DE ENERGÍAS RENOVABLES 2011-2020	29
CAPÍTULO III: CALDERA DE LECHO FIJO UPDRAFT	31
3.1. INTRODUCCIÓN	32
3.2. ASPECTOS GENERALES DE LAS CALDERAS DE BIOMASA.....	32
3.2.1 CLASIFICACIÓN SEGÚN LA UTILIZACIÓN DE LA CALDERA	33
3.2.2. CLASIFICACIÓN SEGÚN LA DISPOSICIÓN DE LOS FLUJOS	33
3.2.3. CLASIFICACIÓN SEGÚN EL AGENTE GASIFICANTE	33
3.2.4. CLASIFICACIÓN SEGÚN LA FORMA DE EVACUACIÓN DE LOS HUMOS	34
3.2.5. CLASIFICACIÓN SEGÚN EL TIPO DE GASIFICADOR UTILIZADO.....	34
3.2.6. CLASIFICACIÓN SEGÚN EL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN UTILIZADO	36
3.3. DESCRIPCIÓN DE LA CALDERA EMPLEADA	37
3.3.1. ZONA DE COMBUSTIÓN: HOGAR	37
3.3.2. ZONA DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	39
3.4. PROCESOS QUE TIENEN LUGAR EN EL HOGAR.....	40
3.4.1. ETAPA DE SECADO	41
3.4.2. ETAPA DE PIRÓLISIS	42
3.4.3. ETAPA DE REDUCCIÓN.....	42
3.4.4. ETAPA DE OXIDACIÓN	43
3.4.5. ETAPA DE EQUILIBRIO.....	43
3.4.6. ETAPA DE COMBUSTIÓN COMPLETA	44
3.5. ESQUEMA DE FLUJOS	45
CAPÍTULO IV: ASPECTOS CUANTITATIVOS DE LA COMBUSTIÓN DE LA BIOMASA	47



4.1. INTRODUCCIÓN	48
4.2. NORMATIVA APLICABLE PARA LOS PELLETS	49
4.3. CARACTERÍSTICAS DE LOS PELLETS.....	50
4.3.1. CARACTERÍSTICAS ESTRUCTURALES.....	50
4.3.2. CARACTERÍSTICAS FÍSICAS.....	51
4.3.3. CARACTERÍSTICAS ENERGÉTICAS.....	52
4.3.4. CARACTERÍSTICAS QUÍMICAS.....	53
4.4. BASES DE CÁLCULO PARA LA BIOMASA	55
4.5. ESTEQUIOMETRÍA DE LA REACCIÓN DE COMBUSTIÓN.....	56
4.5.1. CÁLCULO DE LA FÓRMULA DE SUSTITUCIÓN DEL COMBUSTIBLE.....	57
4.5.2. CÁLCULO DEL DOSADO ESTEQUIOMÉTRICO.....	59
4.6. CÁLCULO DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN	59
4.6.1. COMBUSTIÓN COMPLETA.....	59
4.6.2. COMBUSTIÓN CON DEFECTO DE AIRE: GASIFICACIÓN.....	62
4.6.3. COMPOSICIÓN DEL GAS DE COMBUSTIÓN	63
4.6.4. EFECTO DEL EGR	64
CAPÍTULO V: SECADO DE LA BIOMASA	69
5.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	70
5.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE SECADO.....	71
5.2.1. CALENTAMIENTO DE LOS PELLETS.....	71
5.2.2. EVAPORACIÓN DE LA HUMEDAD DE LA BIOMASA	75
5.3. ESTUDIOS PARAMÉTRICOS RELATIVOS AL SECADO	80
5.4. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DEL BALANCE DE MASA	83
CAPÍTULO VI: PIRÓLISIS DE LA BIOMASA.....	85
6.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	86
6.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE PIRÓLISIS	90
6.2.2. CALENTAMIENTO DE LOS PELLETS.....	90
6.2.3. DESPRENDIMIENTO DE LOS VOLÁTILES	94
6.3. ESTUDIOS PARAMÉTRICOS RELATIVOS A LA PIRÓLISIS	99
6.4. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DEL BALANCE DE MASA	102
CAPÍTULO VII: REACCIONES GASES – CHAR (REDUCCIÓN).....	105
7.1. INTRODUCCIÓN. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	106
7.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE REDUCCIÓN	109
7.2.1. DETERMINACIÓN DE LA ETAPA CONTROLANTE DE LA VELOCIDAD	110
7.2.2 EVOLUCIÓN DE LA BIOMASA DURANTE EL PROCESO DE REDUCCIÓN	114

7.2.3. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DE LA EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA	117
7.3. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA	118
CAPÍTULO VIII: REACCIONES GASES – CHAR (OXIDACIÓN).....	121
8.1. INTRODUCCIÓN. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	122
8.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE OXIDACIÓN	124
8.2.1. EXPRESIONES DE LA TASA DE OXIDACIÓN DEL CHAR.....	124
8.2.2. CONDICIÓN FINAL DE LA REACCIÓN DE OXIDACIÓN	127
8.2.3. DETERMINACIÓN DE LA ETAPA CONTROLANTE DE LA VELOCIDAD	128
8.3. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA	130
CAPÍTULO IX: PLANTEAMIENTO GENERAL DE LA COMBUSTIÓN DE LA BIOMASA.....	131
9.1. INTRODUCCIÓN	132
9.2. ECUACIONES DE CONSERVACIÓN DE LA MASA	133
9.2.1. SECADO DE LA BIOMASA	133
9.2.2. PIRÓLISIS DE LA BIOMASA	133
9.2.3. REDUCCIÓN DEL CHAR	134
9.2.4. OXIDACIÓN DEL CHAR.....	135
9.2.5. CENICERO	135
9.2.6. PRESENTACIÓN DE RESULTADOS.....	136
9.3. ECUACIONES DE CONSERVACIÓN DE LA ENERGÍA	139
9.4. CÁLCULO DE LA VARIACIÓN DE TEMPERATURA DEL GAS EN CADA ZONA	141
9.3.1. ZONA DE SECADO DE LA BIOMASA.....	141
9.3.2. ZONA DE PIRÓLISIS DE LA BIOMASA	142
9.3.3. ZONA DE REDUCCIÓN DEL CHAR	143
9.3.4. ZONA DE OXIDACIÓN DEL CHAR.....	144
CAPÍTULO X: CONCLUSIONES Y PROPUESTAS DE DESARROLLO FUTURO.....	145
10.1. CONCLUSIONES DEL TFG.....	146
10.1.1. CONCLUSIONES GENERALES	146
10.1.2. CONCLUSIONES PARTICULARES	146
10.2. PROPUESTAS DE DESARROLLO FUTURO	147
CAPÍTULO XI: REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	149
11.1. LIBROS.....	150
11.2. PÁGINAS WEB	153



Índice de Tablas

Tabla 4.1. Propiedades físicas y energéticas del combustible	53
Tabla 4.2. Análisis inmediato y elemental de los pellet empleados	55
Tabla 4.3. Análisis elemental sobre el 100% en peso	58
Tabla 4.4. Resultados de la combustión completa por kmol daf	61
Tabla 4.5. Resultados de la combustión completa en funcionamiento estacionario .	62
Tabla 4.6. Resultados de la gasificación en funcionamiento estacionario	63
Tabla 4.7. Composición de los gases de combustión completa.....	64
Tabla 4.8. Gases de combustión completa, dosado modificado.....	66
Tabla 4.9. Gases de combustión completa, dosado modificado y EGR.....	66
Tabla 4.10. Resultados de la combustión completa en estacionario con EGR.....	67
Tabla 4.11. Resultados de la gasificación en estacionario con EGR.....	67
Tabla 5.1. Variables que intervienen en el calentamiento, zona 5	74
Tabla 5.2. Variables que intervienen en la evaporación, zona 5.....	78
Tabla 6.1. Composición de los productos de la pirólisis en % en peso, bs (adaptada de Mandl 2010)	88
Tabla 6.2. Composición típica del tar en % en peso (Basu 2010)	89
Tabla 6.3. Variables que intervienen en el calentamiento, zona 4	93
Tabla 6.4. Variables que intervienen en la pirólisis, zona 4	96



Índice de Figuras

Figura 2.1. Ciclo del CO ₂ (IDAE 2007)	23
Figura 2.2. Clasificación de la biomasa según su origen (Lomas et al. 2001).....	24
Figura 2.3. Briquetas	25
Figura 2.4. Tecnologías de conversión de biomasa (Tinaut 2015)	26
Figura 2.5. Procesos termoquímicos de conversión de la biomasa y posibles aplicaciones (Grønli 1996).....	27
Figura 2.6. Esquema de ciclo de vapor con biomasa para la generación de electricidad (Carrasco 2008)	29
Figura 2.7. Evolución del consumo de biomasa térmica entre 1973 y 2010 (IDAE 2011b).....	30
Figura 2.8. Previsión de consumo de biomasa térmica para la década 2011-2020 (IDAE 2011b).....	30
Figura 3.1. Esquema gasificador UPDRAFT (Tinaut 2015)	34
Figura 3.2. Esquema gasificador DOWNDRAFT (Tinaut 2015).....	35
Figura 3.3. Esquema gasificador lecho FLUIDIZADO (Tinaut 2015).....	35
Figura 3.4. Comparativa entre distintos tipos de lechos (Rezeau 2010)	36
Figura 3.5. Caldera CIDERPLUS TP200 (CIDERPLUS 2015).....	37
Figura 3.6. Sección hogar (adaptada de Cidaut, 2012).....	39
Figura 3.7. Resultados del experimento llevado a cabo en la caldera	40
Figura 3.8. Esquema del proceso de combustión en un lecho up-draft (adaptada de Jones 2014)	41
Figura 3.9. Esquema de flujos y zonas en el lecho y el volumen de la caldera up-draft	45
Figura 4.1. Proceso de peletizado (Lomas et al. 2001)	48
Figura 4.2. Características de los pellets según norma DIN Plus (CMM 2007)	49
Figura 4.3. Caracterización de la biomasa (López y Llera 2010).....	50
Figura 4.4. Diagrama de van Krevelen (Basu 2010, p. 39).....	54
Figura 4.5. Diagrama ternario (Basu p. 41)	54
Figura 4.6. Bases de cálculo para la biomasa.....	56
Figura 4.7. Flujos entrantes y salientes en la caldera up-draft	64
Figura 5.1. Calentamiento de los pellets, zona 5	75
Figura 5.2. Evaporación de los pellets, zona 5, en masa.....	78
Figura 5.3. Evaporación de los pellets, zona 5, en fracción másica	79
Figura 5.4. Evolución de la temperatura durante el proceso de secado.	79
Figura 5.5. Influencia del número de Reynolds en el proceso de secado	80
Figura 5.6. Influencia del número de Prandtl en el proceso de secado	81
Figura 5.7. Influencia del diámetro del pellet en el proceso de secado	81
Figura 5.8. Influencia del calor específico en el proceso de secado.....	81
Figura 5.9. Influencia de la T _{evap} en el proceso de secado.....	82
Figura 5.10. Influencia de la temperatura del gas en el proceso de secado	82
Figura 5.11. Influencia de la condición final en el proceso de secado.....	83
Figura 5.12. Planteamiento del balance de masa durante el secado	83



Figura 6.1. Proceso de pirólisis (Pérez 2007).....	86
Figura 6.2. Resultado de los experimentos llevados a cabo por Milne et al. (1998)..	89
Figura 6.3. Calentamiento de la biomasa seca, zona 4.....	93
Figura 6.4. Pirólisis de los pellets, zona 4, en masa	97
Figura 6.5. Pirólisis de los pellets, zona 4, en fracción másica	97
Figura 6.6. Evolución de la temperatura durante el proceso de pirólisis	98
Figura 6.7. Evolución de la temperatura desde el comienzo de la combustión de la biomasa.....	98
Figura 6.8. Influencia del número de Reynolds en el proceso de pirólisis	99
Figura 6.9. Influencia de la conductividad térmica de los gases en el proceso de pirólisis.....	99
Figura 6.10 Influencia del número de Prandtl en el proceso de pirólisis	100
Figura 6.11 Influencia del diámetro del pellet en el proceso de pirólisis	100
Figura 6.12 Influencia del calor específico en el proceso de pirólisis.....	101
Figura 6.13 Influencia de la T_{pir} en el proceso de pirólisis.....	101
Figura 6.14 Influencia de la temperatura del gas en el proceso de pirólisis.....	102
Figura 6.15 Influencia de la condición final en el proceso de pirólisis	102
Figura 6.16 Planteamiento del balance de masa durante la pirólisis	103
Figura 7.1. Etapas de la gasificación en gasificador updraft (izq.) y downdraft (der.) (Basu 2010)	106
Figura 7.2. Esquema de gasificador updraft experimental (Mandl 2010)	109
Figura 7.3. Constantes cinética y difusiva del proceso de reducción, en función de la temperatura	113
Figura 7.4. Modelo de discretización de la zona de reducción	115
Figura 7.5. Planteamiento del balance de masa en la subzona i, zona de reducción (3).....	116
Figura 7.6. Planteamiento del balance de masa durante la reducción.....	118
Figura 8.1. Reactividad del char procedente de biomasa y de carbón (turba), en función de su grado de conversión (Basu 2010)	124
Figura 8.2. CO y CO ₂ generados durante la oxidación del char.	127
Figura 8.3. Constantes cinética y difusiva del proceso de oxidación, en función de la temperatura	129
Figura 8.4. Planteamiento del balance de masa durante la reducción.....	130
Figura 9.1. Esquema de flujos y zonas en el lecho y el volumen de la caldera up-draft	132
Figura 9.2. Planteamiento del balance de masa en el cenicero	136
Figura 9.3. Fracción molar de gases a lo largo del hogar de la caldera.	137
Figura 9.4. Fracción molar de gases a lo largo del hogar de la caldera.	137
Figura 9.5. Flujo molar cada especie gaseosa a lo largo del hogar de la caldera. ...	138
Figura 9.6. Peso molecular del conjunto de gases en cada zona del hogar de la caldera.....	138
Figura 9.7. Cantidad total de moles de gas presentes en cada zona del hogar de la caldera.....	139
Figura 9.8. Esquema del proceso de conversión de la biomasa.....	140



Nomenclatura

A_{eq}	Superficie del pellet esférico (m^2)
A_i	Factor preexponencial (-)
A_p	Superficie del pellet (m^2)
A_v	Relación área-volumen de lecho (m^2/ m^3)
C_D	Coeficiente de arrastre (-)
C_p	Calor específico ($J/kg/K$)
d_{cr}	Diámetro crítico (m)
D_h	Diámetro del hogar (mm)
D_i	Difusividad, especie i (m^2/s)
D_p	Diámetro del pellet (mm)
D_{eq}	Diámetro equivalente (mm)
E_i	Energía de activación
F	Dosado (aire/combustible)
F_e	Dosado estequiométrico (-)
F_r	Dosado relativo (-)
$F_{r,mod}$	Dosado relativo afectado por EGR
g	Fuerza de la gravedad (m/s^2)
h	Coef. de película ($W/m^2/K$)
k	Conductividad térmica ($W/m/K$)
K_i	Constante cinética ($1/s$)
K_{diff}	Constante difusiva ($1/s$)
L_p	Longitud del pellet (mm)
m_i	Masa de la especie i (kg)
$m_i(t)$	Masa de la especie i a lo largo del tiempo (kg)
\dot{m}_i	Gasto másico, especie i (kg/h)
n_i	Moles del elemento i (kmol)
\dot{n}_i	Gasto molar, especie i (kmol/h)
n°	Número de pellets (-)
N_e	Potencia específica (W)
N_z	Número de subzonas (-)
Nu	Número de Nusselt (-)
O-D	Cero-dimensional
p_i	Presión parcial, especie i (Pa)
P	Presión (Pa)
PCI	Poder calorífico inferior (MJ/kg)
PM	Peso molecular (kg/kmol)
Pr	Número de Prandtl
Q_i	Caudal, especie i (m^3/h)
Re	Número de Reynolds (-)
R_u	Cte. universal de los gases ($J/mol/K$)
S	Sección de paso de la biomasa
Sc	Número de Schmidt (-)
Sh	Número de Sherwood (-)
T	Temperatura (K)
V_{eq}	Volumen del pellet esférico (m^3)



w	Moles humedad/moles daf
X	Fracción molar
Y(t)	Fracción másica a lo largo del tiempo
Y	Fracción másica
z	Moles ceniza/moles daf

Símbolos griegos

ε	Factor de vacío
μ	Viscosidad (Ns/m ²)
ϕ	Esfericidad (-)
ρ_{real}	Densidad real (kg/m ³)
ρ_{ap}	Densidad aparente (kg/m ³)
λ	Coef. de exceso de aire (-)
η	Rendimiento de la caldera (-)
Ω_c	Relación CO-CO ₂ (-)
ϕ_v	Relación m ³ EGR/m ³ daf
ϕ_n	Relación moles EGR/moles daf
$\dot{\omega}_1'''$	Tasa de reacción, reacción i, por ud. de volumen del lecho (kg/m ³ s)
$\dot{\omega}_1''$	Tasa de reacción, reacción i, por ud. de superficie de sólido (kg/m ² s)

Subíndices

0	Condiciones iniciales
1-5	Zonas de la caldera 1 a 5
ash	Cenizas
biom	Biomasa húmeda
bh	Base húmeda
bs	Base seca
cal	Calentamiento
char	Carbono fijo
cin	Cinética
daf	Base daf ("dry-ash free")
diff	Difusiva
EGR	Gases recirculados del escape
evap	Evaporación
f	Condición final de proceso
g	Gas
hum	Humedad
PdC	Productos de combustión
pir	Pirólisis
red	Reducción
s	Sólido
vol	Compuestos volátiles
wood	Biomasa seca



CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN AL TFG

1.1. ANTECEDENTES Y JUSTIFICACIÓN DEL TFG

El desarrollo de la Sociedad (transporte, industria...) tiene asociados consumos de energía cada vez mayores, ya que la energía es imprescindible para llevar a cabo cualquier proceso productivo o actividad humana.

Durante los dos últimos siglos el ser humano ha empleado los denominados combustibles fósiles (carbón, gas natural y petróleo principalmente) para obtener energía. Estos combustibles presentan el problema de que se encuentran concentrados en lugares determinados de la Tierra, lo que provoca que muchos países, como España, sean actualmente dependientes energéticamente de otros (los exportadores de combustible). Además, estos combustibles se encuentran en cantidades limitadas lo que, unido a los crecientes consumos de energía hace imprescindible encontrar y desarrollar nuevas fuentes de energía que garanticen el abastecimiento de la misma en el futuro.

Las fuentes de energía renovables presentan, frente a los combustibles tradicionales, la ventaja de estar disponibles de forma ilimitada en casi cualquier lugar del planeta. Además, por lo general, constituyen una fuente de energía sostenible, es decir, su impacto medioambiental es nulo o muy escaso. No obstante, hoy en día, las fuentes de energía renovables presentan el problema de que son tecnológicamente complejas de explotar de forma eficiente y están menos generalizadas entre la población (tanto a nivel doméstico como industrial) que las fuentes de energía convencional. En consecuencia, su precio (por kW de energía obtenido) es superior al de un combustible fósil.

Dentro de las fuentes de energía renovables una de las más importantes es la biomasa. La biomasa, si bien se ha utilizado desde tiempos remotos, está experimentando en las últimas décadas una gran evolución, tanto desde el punto de vista tecnológico como de consumo. Ello se debe no sólo a las políticas de incentivación de la producción de energías renovables que han puesto en marcha los gobiernos de varios países (fundamentalmente los más desarrollados), sino también al cambio de mentalidad de la población, que poco a poco se va concienciando del gran impacto medioambiental asociado a los combustibles fósiles y las consecuencias que ello acarrea.

Los motivos expuestos anteriormente, unidos al hecho de que la disponibilidad de biomasa en España a precios bajos es muy elevada, hacen que el estudio del aprovechamiento de esta fuente de energía tenga un gran atractivo. De este modo se justifica la realización del presente Trabajo Fin de Grado.

1.2. OBJETIVOS DEL TFG

Los principales objetivos de este Trabajo Fin de Grado se describen a continuación:

El **objetivo general del trabajo** es conocer con mayor profundidad los procesos que tienen lugar durante la combustión de biomasa lignocelulósica en una caldera con un lecho updraft y determinar la importancia cualitativa de cada uno de ellos.

Este objetivo general se concreta en una serie de **objetivos específicos**:

- Revisar la bibliografía publicada sobre la combustión de biomasa en calderas y sobre los procesos que en ella intervienen (secado, pirólisis, reducción y oxidación).
- Describir la caldera en la que se lleva a cabo la combustión y los flujos sólidos y gaseosos que tienen lugar en ella.
- Determinar, a partir del análisis elemental de los pellets, la estequiometría de las reacciones que se producen y la composición de los gases de combustión, teniendo en cuenta la introducción de EGR.
- Establecer las hipótesis y las suposiciones convenientes que permitan modelar cada uno de los procesos, identificando las expresiones más idóneas utilizadas por distintos autores para modelar cada uno de los procesos.
- Desarrollar una herramienta computacional que permita realizar estudios paramétricos, a fin de conocer la sensibilidad de los procesos ante cambios en las distintas variables que intervienen en ellos.
- Establecer un esquema general de los balances de masa y energía correspondientes a cada proceso.
- Establecer un esquema general de los balances de masa y energía a nivel global.

1.3. PLANTEAMIENTO DEL TFG

Los objetivos señalados en el apartado anterior se concretan en los siguientes Capítulos:

- El **Capítulo II** describe de una forma genérica la biomasa como fuente de energía renovable, incidiendo en su aplicación con fines energéticos tanto en el ámbito doméstico como el industrial.
- El **Capítulo III** describe la caldera (modelo Ciderplus TP200 de la empresa Cidaut) que se estudia en el presente TFG: configuración de la caldera, esquema de flujos, procesos que tienen lugar en ella...
- En el **Capítulo IV** se tratan algunos aspectos cuantitativos asociados a la combustión de la biomasa. Así, se describen en profundidad los pellets utilizados desde un punto de vista físico, químico y estructural. Se calculan, a partir de los análisis inmediato y elemental de la biomasa, las condiciones de la combustión estequiométrica, así como la composición de los gases de combustión. Se contempla además la posible introducción en el proceso de EGR.
- Los **Capítulos V, VI, VII y VIII** describen, respectivamente, los procesos de secado, pirólisis, reducción y oxidación que experimenta la biomasa durante su conversión. Se analizan en profundidad los aspectos más relevantes de cada uno de los procesos anteriores. Se estudia también la sensibilidad de los procesos ante cambios en alguna de las variables que los caracterizan, y se plantean las ecuaciones de conservación de la masa para cada zona.
- En el **Capítulo IX** se muestra un planteamiento global de la combustión de la biomasa, utilizando para ello las ecuaciones de conservación de la masa y de la energía. Se analiza también en qué medida la temperatura de los gases que circulan por el interior de la caldera se ve afectada por los distintos procesos que tienen lugar en ella.
- Finalmente, el **Capítulo X** expone las principales conclusiones, tanto generales como particulares, a las que se ha llegado en el presente TFG.



CAPÍTULO II

ASPECTOS GENERALES DE LA BIOMASA Y SU APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO

2.1. INTRODUCCIÓN

La biomasa puede definirse de diversas maneras. Algunos autores la definen como “aquella materia orgánica originada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, utilizable como fuente de energía” (Pérez 2007). Otros autores prefieren incidir en el carácter renovable de la biomasa, definiéndola como “todos aquellos productos que constituyen una forma de energía solar y, por tanto, renovable, que se han producido a partir de la captación y transformación de la radiación solar en energía del enlace químico mediante el proceso de fotosíntesis llevado a cabo en los cloroplastos de las plantas verdes” (Carrasco 2008).

En el presente capítulo se pretende realizar una aproximación breve a la biomasa, entendida como fuente de energía renovable. Por ello, inicialmente se exponen las principales ventajas e inconvenientes asociadas a ella. Se describen también los posibles orígenes de la biomasa, así como las distintas formas en las que ésta se distribuye y emplea a nivel comercial, tanto para su uso en el sector doméstico como en el industrial. Después se indican de forma concisa los distintos procesos de conversión de la biomasa existentes hoy en día a nivel industrial, así como sus principales aplicaciones, distinguiendo entre aplicaciones en el sector doméstico y en el sector industrial. Se hace también una pequeña mención a la posibilidad de utilizar la biomasa como materia prima para la producción de energía eléctrica. El capítulo finaliza con una referencia a los objetivos establecidos para la biomasa en el Plan de Energías Renovables para el período 2011-2020.

2.2. LA BIOMASA COMO FUENTE DE ENERGÍA RENOVABLE

La energía, en cualquiera de sus formas, ha tenido y tiene una importancia capital en el desarrollo de la sociedad, ya que es la base de cualquier actividad humana (del Val y Antolín 2009). Es frecuente clasificar las fuentes de energía en dos grandes grupos: renovables y no renovables. La biomasa, de acuerdo con su definición, está incluida en el primer grupo.

Atendiendo a su uso, hay que destacar que hoy en día las fuentes de energía renovables se utilizan mucho menos que los combustibles fósiles. No obstante, las energías renovables pueden utilizarse con distintos fines. En el caso concreto de la biomasa, pueden destacarse dos tipos de usuarios. Por un lado se encuentran los países desarrollados, que emplean la biomasa en dispositivos con elevada eficiencia, tanto a nivel industrial como doméstico. Por otro lado, el resto de países utiliza dispositivos a pequeña escala, mucho más ineficientes y contaminantes (Tinaut 2015).

Desde un punto de vista medioambiental, la utilización de biomasa como fuente de energía tiene múltiples **ventajas**, algunas de las cuales se enumeran a continuación (IDAE 2012; del Val y Antolín 2009):

- Disminución de las emisiones de azufre y de partículas, y emisiones reducidas de sustancias contaminantes como NO_x .
- Menor mantenimiento de las instalaciones de biomasa en comparación con el mantenimiento precisado por instalaciones que trabajan con combustibles convencionales.
- Al eliminarse residuos forestales, se reduce el riesgo de incendio forestal.
- Aprovechamiento de residuos agrícolas, evitando su quema al aire libre (con el consiguiente riesgo de incendio).
- Al poder obtenerse en cualquier lugar del mundo, su precio es mucho más estable que el de los combustibles convencionales.
- La implantación de cultivos energéticos en zonas abandonadas evita la erosión del suelo.
- Su utilización no contribuye a intensificar el efecto invernadero, ya que se considera que el CO_2 emitido durante la combustión de la biomasa se compensa con el CO_2 absorbido por propia biomasa durante su crecimiento.

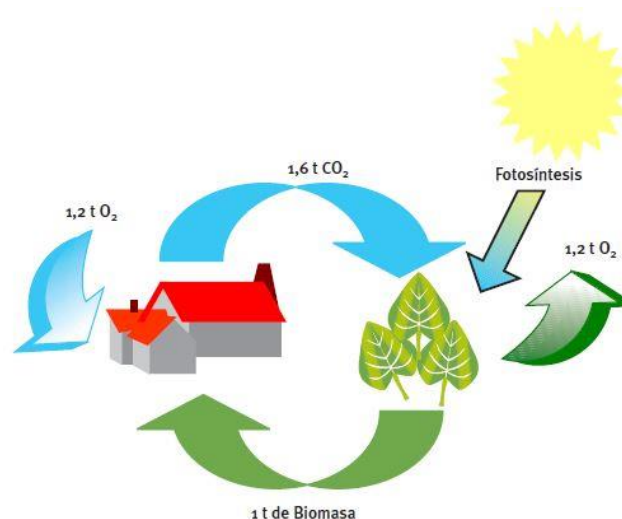


Figura 2.1. Ciclo del CO_2 (IDAE 2007)

No obstante, la biomasa también tiene algunos **inconvenientes** en comparación con los combustibles tradicionales (del Val y Antolín 2009):

- Baja densidad energética.
- Problemas en el suministro de materia prima de alta calidad, de forma continua y en cantidad suficiente.

- Menor rendimiento energético.
- Altos costes de recolección, transporte y almacenamiento.
- Necesidad de su acondicionamiento para su empleo posterior.

Como puede verse, las ventajas tienen mayor peso que los inconvenientes, lo cual convierte a la biomasa en una de las fuentes de energía con mayor proyección en un futuro próximo, especialmente en aquellas regiones que por algún motivo (geográfico, socioeconómico...) no tienen un acceso sencillo a combustibles tradicionales.

Si se compara la biomasa con otros combustibles desde un punto de vista económico puede verse que, aunque la instalación requiere una inversión inicial mayor, el menor precio del combustible y la estabilidad de dicho precio hacen de la biomasa una solución rentable a medio plazo (IDAE 2012).

2.3. CRITERIOS PRINCIPALES DE CLASIFICACIÓN DE LA BIOMASA

La biomasa puede clasificarse atendiendo a diversos **criterios**. El más genérico de todos distingue entre **biomasa vegetal**, que es la materia orgánica producida a partir de la fotosíntesis, y **biomasa animal**. Otro criterio ampliamente utilizado clasifica la biomasa según su **origen**. Así, se tiene biomasa natural, residual y fósil. La primera es la que se genera en medios sin intervención del ser humano. La segunda se obtiene como producto o subproducto de actividades agrícolas, ganaderas y forestales, así como de las industrias agroalimentarias y de transformación de madera. La tercera, habitualmente no incluida dentro del grupo de las energías renovables, está formada por los combustibles convencionales (petróleo, carbón y gas natural), considerados como biomasa formada en épocas pasadas en condiciones físicas y químicas concretas (Lomas et al. 2001).

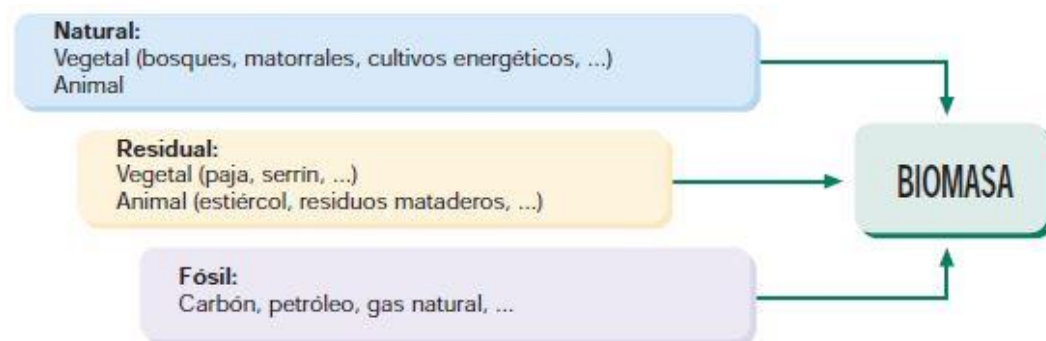


Figura 2.2. Clasificación de la biomasa según su origen (Lomas et al. 2001)

Un criterio ampliamente utilizado es aquél que clasifica la biomasa según el **lugar** en el que se haya obtenido. Así, según su procedencia se distinguen los siguientes tipos de biomasa (IDAE 2012; Grønli 1996):

- Biomasa forestal: vinculada con el sector forestal y las actividades en los montes.
- Biomasa agrícola: se trata de biomasa leñosa y herbácea obtenida como consecuencia de tareas agrícolas como poda de árboles o recogida de productos.
- Cultivos energéticos: se trata de biomasa obtenida a partir de cultivos y/o aprovechamientos de especies vegetales cultivadas específicamente para su uso energético. Vinculada tanto con el sector forestal como el agrícola.
- Biomasa industrial: aquella biomasa que se genera como residuo durante las tareas de manipulación y tratamiento de la madera.
- Residuos sólidos urbanos (RSU).

Desde el punto de vista de la **utilización** de la biomasa, se distingue habitualmente entre biomasa con fines térmicos y biomasa con fines energéticos. Estas dos aplicaciones serán explicadas con más detalle posteriormente.

Finalmente, es interesante distinguir las distintas formas en las que se puede encontrar la biomasa en el mercado para su uso doméstico y/o industrial. Los **pellets** (o pélets) se conforman como pequeños cilindros procedentes de la compactación de serrín y virutas, mediante un proceso conocido como peletización. Las **astillas** son trozos pequeños, de entre 5 y 100 mm de longitud, cuya calidad depende fundamentalmente de la materia prima de la que se obtienen, de su recogida y de la tecnología de astillado utilizada. Las **briquetas** son cilindros de biomasa densificada de dimensiones superiores a las de pellet, con un bajo contenido en cenizas. La **leña** es la forma más tradicional de utilización de la biomasa y consiste en troncos troceados que no van a ser utilizados para producir madera, y que pueden ser obtenidos por el propio usuario. Los **residuos agroindustriales** son residuos procedentes mayoritariamente de las industrias de la producción de aceituna y aceite de oliva, de alcoholeras y de industrias que manipulan frutos secos (IDAE 2009).



Figura 2.3. Briquetas

2.4. PROCESOS PRINCIPALES DE CONVERSIÓN DE LA BIOMASA

Existe una amplia variedad de procesos que permiten llevar a cabo la transformación energética de la biomasa. La elección de una u otra tecnología deberá realizarse en función de las características de la biomasa y el resultado que se desee obtener.

Esencialmente se distinguen tres grandes **tecnologías de conversión de biomasa** (Carrasco 2008; Tinaut 2015):

- Procesos termoquímicos: se trata de procesos que implican la descomposición térmica de los componentes que conforman la biomasa. Dentro de este grupo destacan la combustión, la gasificación y la pirólisis.
- Procesos bioquímicos: se trata de procesos basados en el empleo de microorganismos que descomponen las moléculas complejas presentes en la biomasa en otras más simples de alta densidad energética. Están especialmente indicados cuando se trabaja con biomasa de alto contenido en humedad. Los procesos bioquímicos más importantes son la digestión anaerobia y la fermentación alcohólica.
- Extracción directa de hidrocarburos: consiste en la extracción directa de sustancias de origen vegetal que producen hidrocarburos u otros compuestos de elevado poder calorífico y que pueden ser utilizados directamente como combustibles o para otras aplicaciones de tipo no energético. Dentro de este grupo, el proceso a utilizar depende fundamentalmente de la especie vegetal disponible.

La siguiente tabla relaciona las tecnologías de conversión anteriormente mencionadas y el tipo de biomasa al que son aplicables:

TIPO DE BIOMASA	TECNOLOGÍA DE ADECUACIÓN						
	Termoquímicos			Químicos y Biológicos			Extracción Directa
	Combustión	Gasificación	Pirólisis	Digestión anaerobia	Hidrólisis y/o fermentación	Transesterificación	Aceites de oleaginosas
RESIDUOS FORESTALES	X	X	X				
RESIDUOS AGRICOLAS	X	X	X		X		
CULTIVOS ENERGETICOS	X	X	X	X	X	X	X
RESIDUOS GANADEROS				X			
INDUSTRIAS AGROFORESTAL Y ALIMENTARIA	X	X		X	X	X	
URBANA	Fracción seca			Fracción húmeda		Aceites usados	

Figura 2.4. Tecnologías de conversión de biomasa (Tinaut 2015)

Resulta conveniente, sin embargo, describir más detalladamente alguna de las tecnologías de conversión que aparecen en la Figura 2.4.

La **digestión anaerobia** es un proceso microbiológico que tiene lugar en ausencia de oxígeno y que está ligado al tratamiento de los residuos biodegradables. El producto final se denomina comúnmente **biogás**, y está compuesto principalmente por metano y dióxido de carbono (Carrasco 2008).

La **fermentación alcohólica** es un proceso de conversión de glucosa en **etanol** por la acción de microorganismos. Para garantizar la buena realización de este proceso es necesario tener control sobre la temperatura, la acidez, la concentración de azúcares y la concentración de etanol (Tinaut 2015).

La **pirólisis** es la descomposición térmica de la biomasa en ausencia de oxígeno a temperaturas entre 200-500 °C. La **gasificación**, por su parte, consiste en una oxidación parcial de la biomasa cuyo objetivo es maximizar la obtención de productos gaseosos, y tiene lugar a temperaturas entre 800 y 1000 °C. Respecto a la **combustión**, proceso más común dentro de los termoquímicos, consiste en la oxidación total de la biomasa, con el objetivo de obtener energía térmica en forma de temperatura de los gases de escape. También puede incluirse como proceso termoquímico la **licuefacción**, la cual consiste en una conversión a baja temperatura (300 °C aproximadamente) y alta presión (100-200 bar) de biomasa en fase líquida, normalmente con una presión parcial de hidrógeno elevada. Como resultado de la licuefacción se obtiene un producto de mayor poder calorífico que el obtenido con la pirólisis (Grønli 1996).

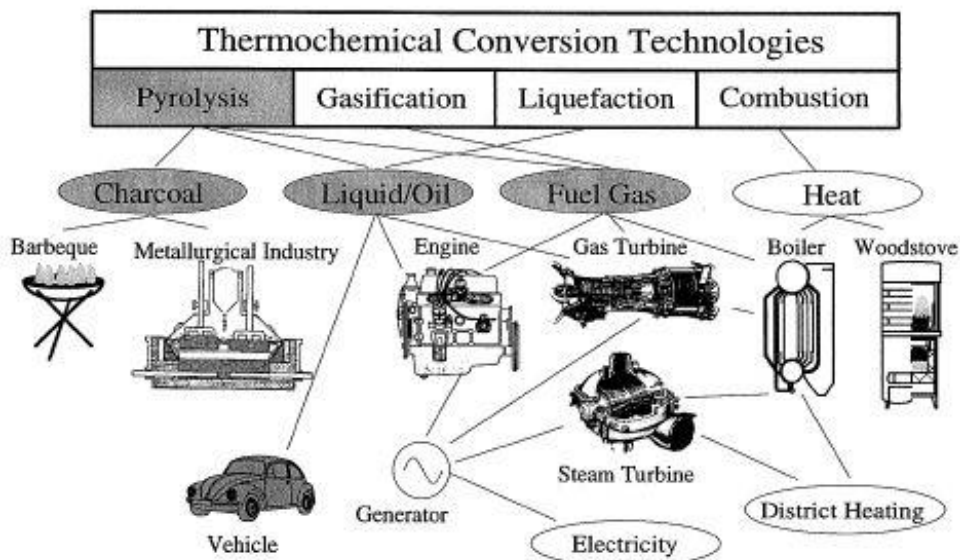


Figura 2.5. Procesos termoquímicos de conversión de la biomasa y posibles aplicaciones (Grønli 1996)

2.5. APLICACIONES COMERCIALES DE LAS TECNOLOGÍAS DE CONVERSIÓN DE LA BIOMASA

Como se indicó en el apartado 2.2 la biomasa se utiliza comercialmente con **dos fines**: obtención de **energía térmica** y obtención de **energía eléctrica**. Conviene, no obstante, explicar con más detalle en qué consiste cada uno de dichos fines.

Las **aplicaciones térmicas** de la biomasa consisten en el aprovechamiento del calor que se genera durante la conversión de la biomasa en los procesos termoquímicos. Es preciso distinguir entre aplicaciones en el sector doméstico y aplicaciones en el sector industrial (Carrasco 2008):

- **Sector doméstico**: la biomasa se utiliza como combustible para cocina y, sobre todo, para la producción de calefacción y agua caliente sanitaria en equipos como hornos, estufas, chimeneas, quemadores y calderas. Estos equipos (particularmente las calderas) podrán ser individuales o compartidos (“de distrito”). Cabe destacar que, desde un punto de vista económico, la utilización de biomasa en el ámbito doméstico es competitiva en precio con la mayor parte de los combustibles fósiles empleados en este sector.
- **Sector industrial**: tradicionalmente la biomasa se ha utilizado a nivel industrial en empresas que aprovechan sus propios residuos para producir la energía requerida por sus propios procesos. Son ejemplos de ello las industrias papeleras o las industrias azucareras y las de extracción de aceite de oliva. Sin embargo, desde un punto de vista económico, la biomasa no puede competir en precio a nivel industrial con los combustibles fósiles, por lo que la tendencia actual sigue siendo la del autoconsumo.

Las **aplicaciones eléctricas** de la biomasa consisten en la producción de electricidad a partir de la combustión de biomasa en calderas. Actualmente, tanto en España como en otros países de la Unión Europea se están llevando a cabo medidas para incentivar esta aplicación de la biomasa, si bien hoy en día la única tecnología operativa es aquella basada en ciclos Rankine de caldera-turbina de vapor. En esta tecnología es posible aprovechar el calor residual de la turbina en aplicaciones de cogeneración. Cabe destacar que esta tecnología es más ventajosa cuanto mayor es el tamaño de la planta de producción de electricidad, ya que los diseños de las turbinas son más eficientes y los costes de operación y mantenimiento se reducen considerablemente (Carrasco 2008). Los denominados ciclos Rankine con fluidos orgánicos (ORC) presentan ventajas en potencias pequeñas-medias (500 kW-2MW) frente a los equivalentes ciclos Rankine con vapor de agua.

La siguiente figura muestra un esquema de un ciclo Rankine de caldera y turbina de vapor para la producción de electricidad a partir de biomasa sólida:

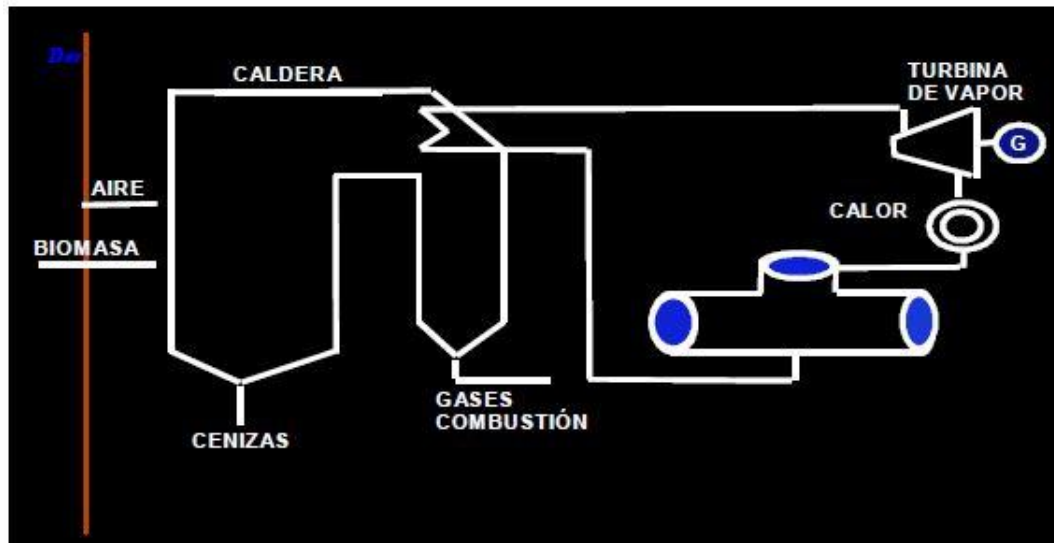


Figura 2.6. Esquema de ciclo de vapor con biomasa para la generación de electricidad (Carrasco 2008)

2.6. PLAN DE ENERGÍAS RENOVABLES 2011-2020

El Plan de Energías Renovables (en adelante PER) 2011-2020 establece el diseño de escenarios energéticos y marca objetivos de consumo de energía procedente de fuentes renovables en concordancia con lo establecido en la Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo (IDAE 2011a).

Para la presente década, el PER establece dos posibles escenarios energéticos: un escenario de referencia y otro de eficiencia energética adicional. Ambos se basan en los mismos parámetros socioeconómicos nacionales e internacionales, pero se diferencian en las medidas de ahorro y eficiencia energética consideradas. Así, mientras que el escenario de referencia sólo considera las actuaciones en materia energética llevadas a cabo hasta el año 2010, el escenario de eficiencia energética adicional incluye las mejoras derivadas de la aplicación del PER 2011-2020 (IDAE 2011a).

Si se analiza el consumo de biomasa en el sector doméstico durante las últimas décadas, pueden encontrarse algunos datos de interés. Puede comprobarse el gran peso relativo de los consumos domésticos de biomasa con fines térmicos a lo largo del tiempo, si bien fueron progresivamente abandonados entre 1970 y 1995. Posteriormente, la aparición de nuevas aplicaciones para la biomasa provocó un aumento en su consumo, fundamentalmente debido a la producción de pellets para uso doméstico en viviendas unifamiliares, pero también debido al desarrollo de los primeros proyectos de biomasa a gran escala. En los últimos años se mantiene dicha

tendencia de crecimiento, apoyada por las líneas de ayuda y financiación existentes, los cambios en la normativa de instalaciones térmicas (RITE, CTE) y la evolución de la producción de pellets (IDAE 2011b).

Las siguientes dos figuras muestran, respectivamente, la evolución en el **consumo de biomasa con fines térmicos en España**, y las expectativas de evolución de dicho consumo para la década 2011-2020.

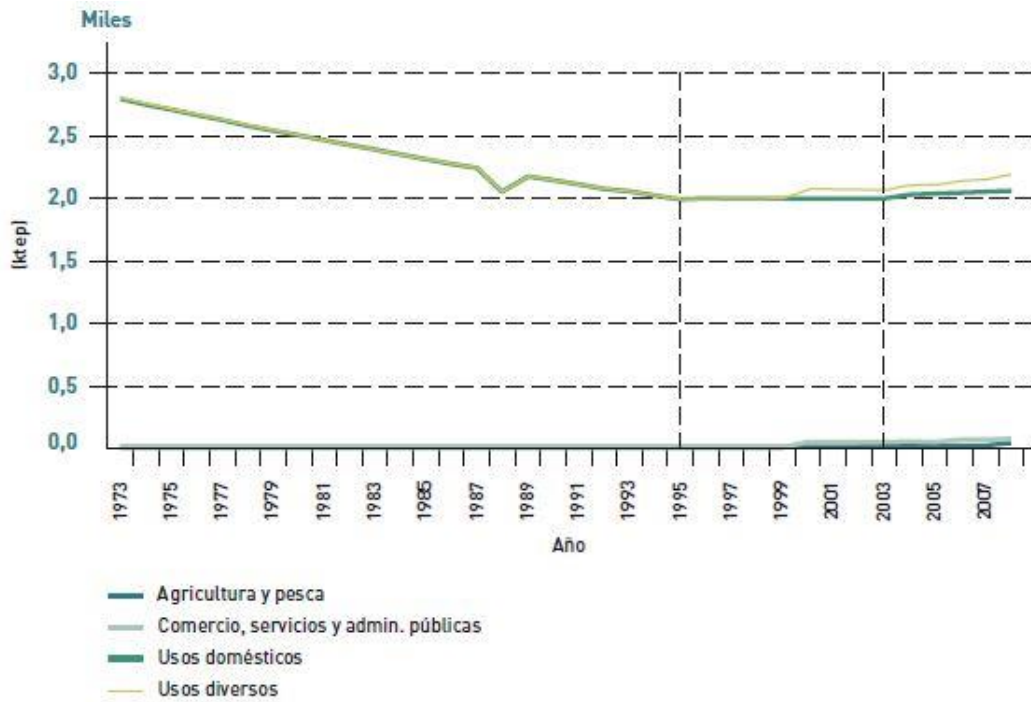


Figura 2.7. Evolución del consumo de biomasa térmica entre 1973 y 2010 (IDAE 2011b)

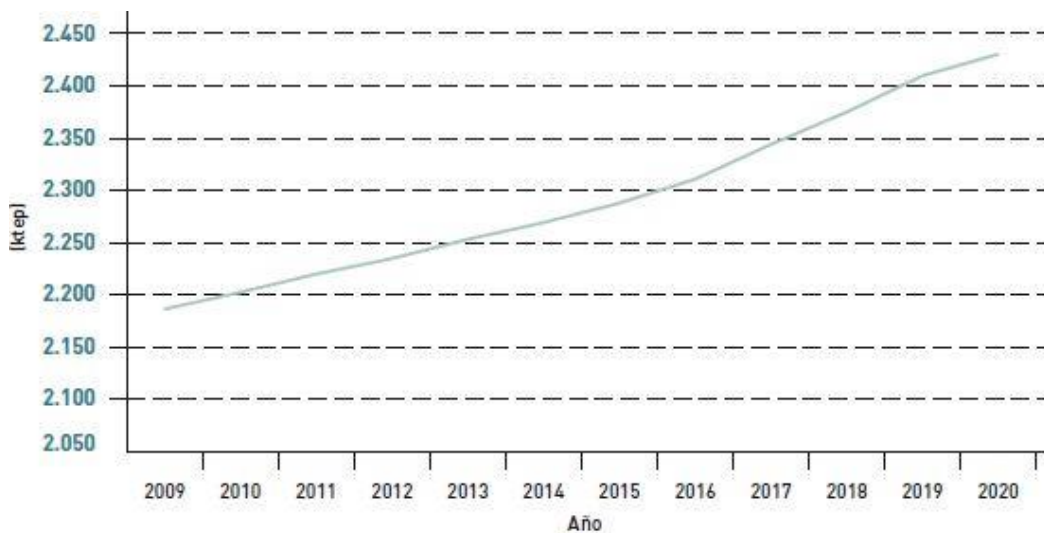


Figura 2.8. Previsión de consumo de biomasa térmica para la década 2011-2020 (IDAE 2011b)



CAPÍTULO III

CALDERA DE LECHO MÓVIL

UPDRAFT

3.1. INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se pretende describir la caldera en la que se produce la combustión de la biomasa en forma de pellets. Conviene, en primer lugar, indicar los elementos más característicos que componen las calderas de biomasa, así como los principales criterios de clasificación de dichas calderas. Después, se describe el funcionamiento completo de la caldera, haciendo especial hincapié en la zona del lecho. Posteriormente, se definen los procesos que experimenta la biomasa durante su combustión. Por último, se presentan de forma esquemática los flujos másicos, tanto sólidos como gaseosos, que aparecen en la caldera, así como los sentidos de movimiento de dichos flujos.

3.2. ASPECTOS GENERALES DE LAS CALDERAS DE BIOMASA

La caldera es el dispositivo en el que tiene lugar la transferencia de energía térmica proporcionada por la combustión de un combustible a un fluido caloportador. Habitualmente los intercambios de calor tienen lugar por radiación-convección del lado de los gases de combustión, y por conducción-convección del lado del fluido caloportador. (Rezeau 2010)

La mayor parte de las calderas de biomasa existentes en el mercado constan de los siguientes sistemas (Tinaut 2015):

- Sistema de almacenamiento y alimentación de combustible. Puede ser manual, pero habitualmente se realiza mediante tornillo sin fin o empujador hidráulico. La selección del sistema se hace dependiendo de las características del combustible.
- Sistema de combustión. Es el lugar donde se produce la conversión de la biomasa. Consta esencialmente de hogar, parrilla, entradas de aire y encendedor.
- Cenicero y sistema de extracción de cenizas. Siempre debe haber un cenicero bajo la parrilla, pudiendo ser necesarios otros ceniceros para recoger partículas volantes. La extracción de las cenizas podrá ser manual o automática.
- Intercambiador. Es el lugar en el que se transmite la energía contenida en los gases de combustión al fluido caloportador. Tiene un volumen notable, del orden del volumen ocupado por el sistema de combustión. Son intercambiadores carcasa-tubos, con el paso de gas por los tubos.
- Sistema de extracción de gases. Cuando se dispone de extractor, la variación del régimen del extractor permite regular el grado de carga de la caldera.

- Sistema de control. Se dispone una sonda lambda a la salida del intercambiador para controlar el exceso de aire.

Adicionalmente, si es necesario, la caldera podrá contar con otros sistemas tales como sistemas de refrigeración o sistemas de avance del material. (Rezeau 2010)

Las calderas de biomasa pueden clasificarse atendiendo a diversos criterios. A continuación se describen algunos de los más empleados.

3.2.1 CLASIFICACIÓN SEGÚN LA UTILIZACIÓN DE LA CALDERA

Según la utilización de la energía térmica producida, se distingue entre calderas de potencia, industriales, domésticas y de propulsión (Rezeau 2010).

3.2.2. CLASIFICACIÓN SEGÚN LA DISPOSICIÓN DE LOS FLUJOS

Según la disposición de los flujos (gases producto de la combustión y fluido caloportador), se distinguen dos tipos de caldera:

- Calderas pirotubulares: en ellas, los productos de la combustión circulan por el interior de tubos rodeados por el fluido caloportador.
- Calderas acuotubulares: en ellas, los productos de la combustión circulan alrededor de los tubos que alojan el fluido caloportador. Permite alcanzar mayores potencias, pero son más caras de fabricar.

3.2.3. CLASIFICACIÓN SEGÚN EL AGENTE GASIFICANTE

Las calderas de biomasa pueden clasificarse dependiendo del agente utilizado durante el proceso de gasificación, ya que en función de él se obtendrán productos con composiciones y contenidos energéticos diferentes. Según este criterio, se distinguen los siguientes tipos de calderas (IDAE 2012; Marcos 2000):

- Gasificación con aire: se obtiene un gas pobre, de bajo poder calorífico ($<6 \text{ MJ/m}^3\text{N}$), debido al alto contenido en nitrógeno del gas producido, que puede ser empleado tanto para producción de calor como para producción de electricidad.
- Gasificación con oxígeno: se obtiene un gas de contenido energético medio ($10\text{-}20 \text{ MJ/m}^3\text{N}$), de mayor calidad que en el caso anterior al no estar diluido con nitrógeno. Se destina igualmente a la producción de calor y/o electricidad.
- Gasificación con vapor de agua y oxígeno (o aire): se obtiene un gas rico en H_2 y CO . Puede utilizarse como gas de síntesis para compuestos como amoníaco, metanol, etc.

- Gasificación con hidrógeno: se obtiene un gas de alto contenido energético ($>30 \text{ MJ/m}^3\text{N}$) que, al contener altos porcentajes de metano, puede utilizarse como sustituto del gas natural.

3.2.4. CLASIFICACIÓN SEGÚN LA FORMA DE EVACUACIÓN DE LOS HUMOS

Atendiendo al modo de expulsión de los productos de la combustión, se distinguen principalmente dos tipos de calderas (IDAE 2008):

- Calderas de tiro natural: los productos de la combustión, al estar a una temperatura superior a la temperatura ambiente y, por tanto, a menor densidad que el aire ambiente, experimentan un movimiento ascendente que, si es suficiente para vencer las pérdidas de carga del recorrido, permite la salida de los humos al exterior.
- Calderas de tiro forzado: cuando las pérdidas de carga del circuito son superiores a las que puede vencer el tiro natural, se instalan extractores que compensan este déficit.

3.2.5. CLASIFICACIÓN SEGÚN EL TIPO DE GASIFICADOR UTILIZADO

En relación al tipo de gasificador utilizado para la conversión de la biomasa, se destacan las siguientes configuraciones (Gea et al. 2010):

- Reactores de parrilla o lechos fijos: en ellos, el sólido es alimentado sobre una parrilla, dispuesta horizontalmente o con una cierta inclinación, que sostiene el sólido durante la reacción y además es encargada de sacar el residuo sólido resultante una vez acabado el proceso.
- Reactores de lecho móvil updraft: el gas entra al reactor por la parte inferior, siguiendo una trayectoria ascendente. El sólido podrá moverse en sentido contrario (contracorriente) o en el mismo sentido (equicorriente) que el gas. Habitualmente son utilizados en calderas con potencias superiores a 100 kW (Tinaut 2015).

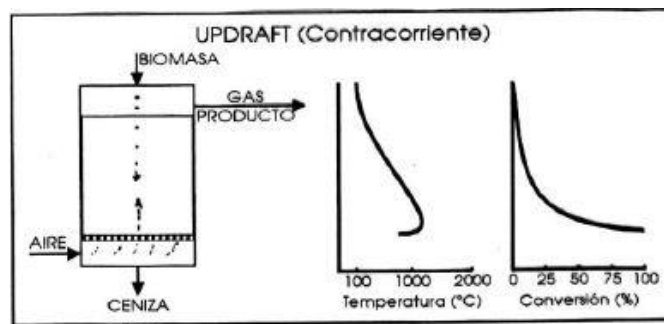


Figura 3.9. Esquema gasificador UPDRAFT (Tinaut 2015)

- Reactores de lecho móvil downdraft: el gas entra al reactor por la zona intermedia del mismo y describe un movimiento descendente, al igual que el sólido. Esta configuración se utiliza en modelos de caldera de pequeña potencia.

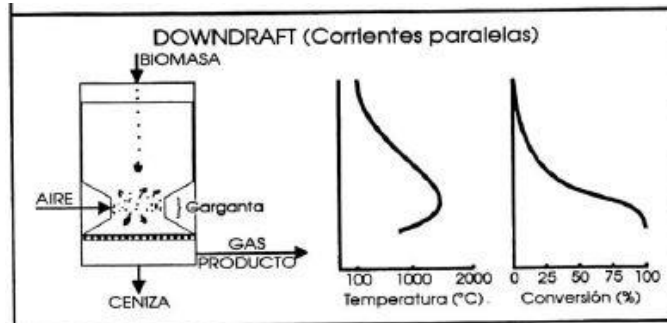


Figura 3.10. Esquema gasificador DOWNDRAFT (Tinaut 2015)

- Reactores de lecho fluidizado: se basa en el comportamiento de un lecho de partículas de pequeño tamaño con un flujo de gas que se introduce por la parte inferior del gasificador y lo atraviesa, saliendo por la parte superior. Marcos (2000) puntualiza que debido al flujo de mezcla perfecta que se genera no existen gradientes de temperatura y se obtiene un gas de mayor contenido energético, si bien presenta la dificultad de fluidizar la biomasa.

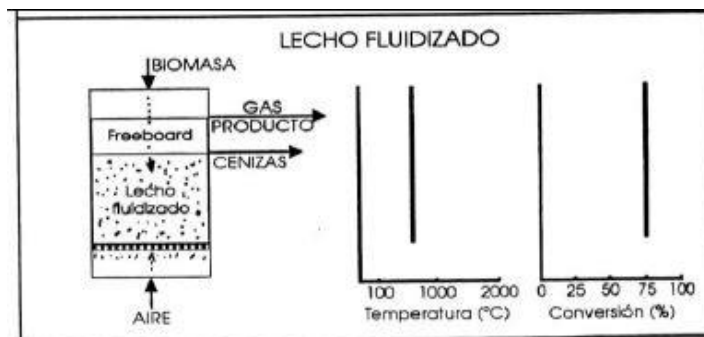


Figura 3.11. Esquema gasificador lecho FLUIDIZADO (Tinaut 2015)

- Reactores de arrastre o pulverizado: en ellos, la biomasa se alimenta finamente pulverizada ($100 \mu\text{m}$ o inferior) en corrientes paralelas al gas de reacción. De este modo se favorece la velocidad de reacción y se permite una conversión casi total de las partículas en un corto tiempo de residencia. Tiene la desventaja de que la molienda de la biomasa supone un coste energético muy importante, del orden de 0.08 KW/kW alimentado.

A modo de resumen, en la siguiente figura se muestra una comparativa entre algunas de las tecnologías de combustión citadas anteriormente, señalando

las ventajas y los inconvenientes asociados a cada una de ellas (Rezeau 2010).

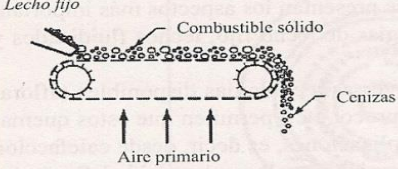
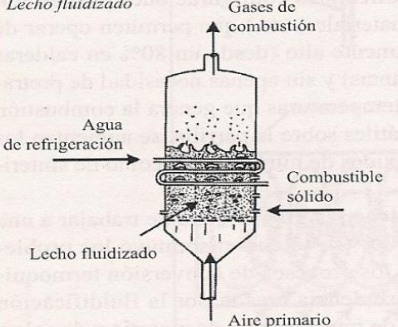
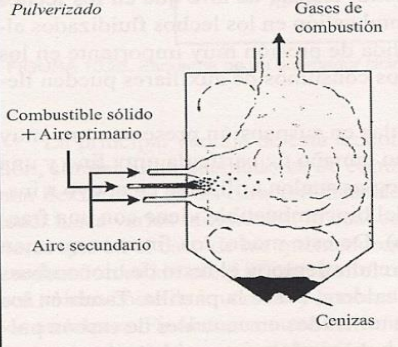
Tecnología	Ventajas	Inconvenientes
<p><i>Lecho fijo</i></p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Granulometría amplia. • Aplicable a generación térmica y eléctrica. • Costes de inversión y operación bajos. 	<ul style="list-style-type: none"> • Control difícil (en pequeñas instalaciones). • Alto exceso de aire. • Eficiencia media. • Riesgo de sinterización de cenizas.
<p><i>Lecho fluidizado</i></p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Flexibilidad en tamaño de partícula y mezclas de biomásas. • Emisiones bajas. • Eficiencia alta (>90%). • Capacidad de procesamiento alta. • Condiciones de combustión homogénea. 	<ul style="list-style-type: none"> • Consumo de auxiliares alto. • Altos costes de operación. • Erosión del reactor. • Riesgos de aglomeración en lecho burbujeante.
<p><i>Pulverizado</i></p> 	<ul style="list-style-type: none"> • Eficiencia alta (>90%) • Capacidad de procesamiento alta. • Emisiones bajas, si se implementa tecnología específica (quemador «bajo NO_x», desulfuración). 	<ul style="list-style-type: none"> • Necesidad de pretratamiento alta. • Costes de inversión y operación altos. • Características del combustible muy influyentes sobre estabilidad de llama.

Figura 3.12. Comparativa entre distintos tipos de lechos (Rezeau 2010)

3.2.6. CLASIFICACIÓN SEGÚN EL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN UTILIZADO

De acuerdo con Rezeau (2010), “en mayor o menor medida todas las parrillas están refrigeradas por aire, puesto que parte del aire de combustión se introduce por la parte inferior de la misma, enfriándola”.

En algunos casos será suficiente este aire para refrigerar la caldera. Sin embargo, en otros casos habrá que complementarlo con un sistema de refrigeración con agua. Se utilizará esta tecnología en aquellos casos en los que se quema combustible con alta tendencia a la sinterización. No obstante, se debe tener en cuenta que la instalación de refrigeración por agua es costosa, por lo que se utilizará preferentemente sólo si el combustible es problemático pero puede obtenerse a un precio razonablemente bajo.

Cabe destacar que la refrigeración por agua no suele aparecer en el caso de las calderas de pellets, ya que no se trata de un combustible problemático.

3.3. DESCRIPCIÓN DE LA CALDERA EMPLEADA

La caldera en la que se produce la combustión de los pellets es el modelo Ciderplus TP200 de la empresa Cidaut. Esta caldera, capaz de proporcionar una potencia térmica superior a los 210 kW, está destinada a su uso en comunidades de vecinos, sector terciario y sector industrial (CIDERPLUS 2015). En la siguiente imagen se muestra un esquema 3D del funcionamiento de la caldera.

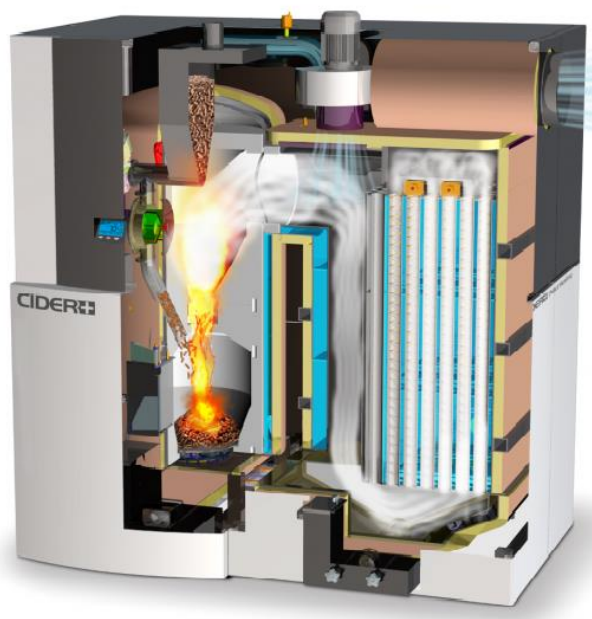


Figura 3.13. Caldera CIDERPLUS TP200 (CIDERPLUS 2015)

En la figura 3.5 puede apreciarse que se trata de una caldera vertical, esto es, con el hogar situado en posición vertical. La caldera se divide (Cidaut 2012) en dos grandes bloques o módulos: el hogar y la zona de intercambio de calor. Esta división tiene como objetivos compactar la caldera, posibilitar su montaje modular, así como facilitar el acceso a los distintos elementos que la componen. A continuación se describen ambos módulos desde un punto de vista geométrico y funcional.

3.3.1. ZONA DE COMBUSTIÓN: HOGAR

La zona de combustión puede dividirse para su descripción en cuatro subconjuntos:

- Sistema de alimentación.
- Entrada de aire primario, cenicero y parrilla.

- Hogar inferior.
- Hogar superior y entrada de aire secundario.

El sistema de alimentación tiene como función principal el suministro de combustible sólido (pellets) al hogar. La caldera cuenta con un depósito de pellets que puede ser cargado tanto de forma manual como automática. Desde ahí, los pellets se introducen al hogar inferior y caen a la parrilla mediante un dosificador, de modo que la alimentación de los pellets se realiza en sentido contrario al avance de los gases que circulan por la caldera (configuración updraft en contracorriente). Conviene destacar que, debido a que la caldera trabaja en depresión, el sistema de alimentación debe contar con un mecanismo que evite la entrada de aire a través de él. Esto se consigue mediante una válvula rotativa de tipo alveolar.

El aire total que entra en la caldera se divide en dos corrientes. Por un lado, el aire primario, utilizado para llevar a cabo la gasificación (combustión incompleta) del combustible, entra a la caldera por su parte inferior, atravesando la parrilla para acceder al lecho de combustible. Este aire primario, que podrá estar formado sólo por aire o por una mezcla de aire y EGR¹ es impulsado hacia el lecho gracias a un ventilador colocado bajo el hogar. Por otro lado, el aire secundario, utilizado para llevar a cabo la combustión completa del combustible, entra a la caldera en la zona del hogar superior, de una forma tal que se propicie la aparición de turbulencia, mejorándose con ello la mezcla entre los productos de la gasificación y este segundo aporte de aire. Se cuenta además con un sistema, basado en una sonda lambda, que permite regular la cantidad de aire secundario que se introduce en función del oxígeno contenido en los gases de escape.

La parrilla tiene como misión principal retener el combustible el tiempo necesario para que se pueda completar el proceso. Para homogeneizar el lecho y favorecer la caída de las cenizas, la parrilla describirá un movimiento circular. El cenicero recoge las cenizas resultantes de la combustión, que serán posteriormente extraídas de forma mecánica.

En el hogar inferior tiene lugar la gasificación o combustión incompleta de la biomasa. Geométricamente consta de dos tramos troncocónicos separados por un tramo cilíndrico recto (ver figura 3.6). Conviene que el aporte de combustible se realice lo más centrado posible sobre la parrilla, para que el lecho sea homogéneo. Entre ambos hogares se encuentra un estrechamiento, que tiene la función de aumentar la velocidad de los productos de la combustión incompleta y así favorecer la aparición de turbulencia en el hogar superior.

¹ EGR: Recirculación de gases procedentes del escape, "Exhaust Gas Recirculation".

En el hogar superior se completa el proceso de combustión gracias a la introducción del aire secundario, antes de que los gases pasen al sistema intercambiador de calor.

La siguiente figura muestra una vista en corte del hogar de la caldera. En él pueden apreciarse tanto la morfología como las dimensiones de los distintos elementos que lo componen:

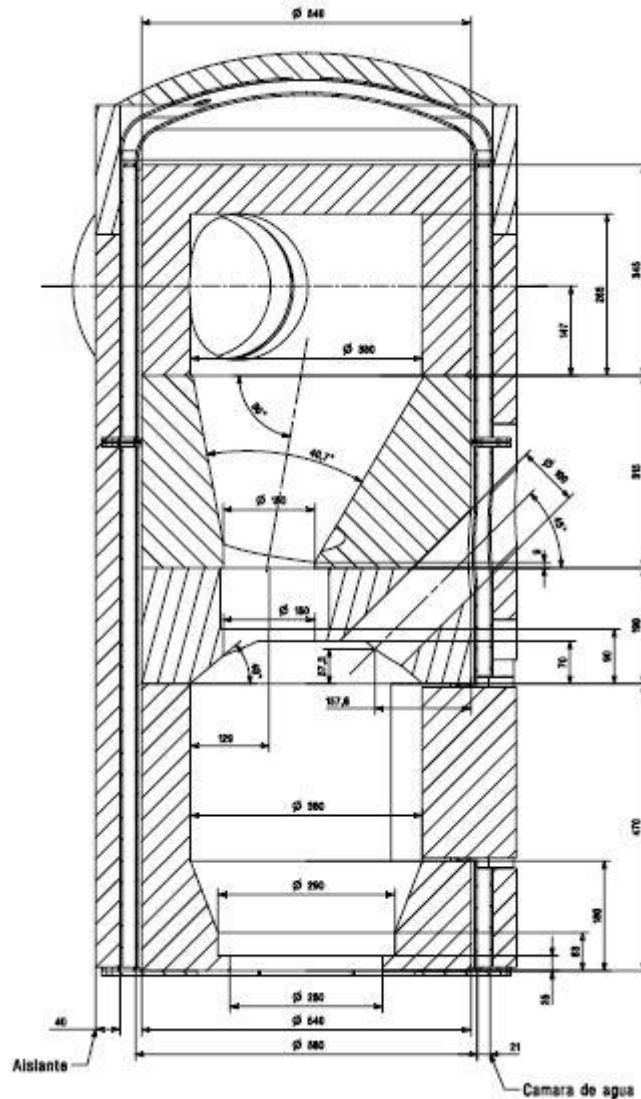


Figura 3.14. Sección hogar (adaptada de Cidaut, 2012)

3.3.2. ZONA DE INTERCAMBIO DE CALOR

Este módulo consta de dos intercambiadores de calor dispuestos en serie: un intercambiador en cascada y uno tubular.

El intercambiador en cascada recoge gran parte de la potencia y, gracias a su geometría, limita el avance de partículas que se encuentren en suspensión en

los gases de combustión. Contará asimismo con un cenicero para recoger dichas partículas, que estará cubierto por una camisa de agua para reducir las pérdidas de calor por radiación.

El intercambiador tubular tiene tres pasos de humos para maximizar su rendimiento, así como un sistema de limpieza automático.

A la salida del intercambiador tubular se dispone un extractor que garantiza el paso del aire a través de los intercambiadores y su expulsión al exterior.

A continuación se muestra una figura en la que pueden verse los resultados de un experimento realizado en la caldera. En él, se mide la potencia extraída de la caldera, la temperatura en el gasificador y en el hogar, el exceso de oxígeno en % y el grado en el que los dos ventiladores presentes en la caldera introducen aire en los hogares inferior y superior respectivamente, respecto a su capacidad máxima de trasiego de aire.

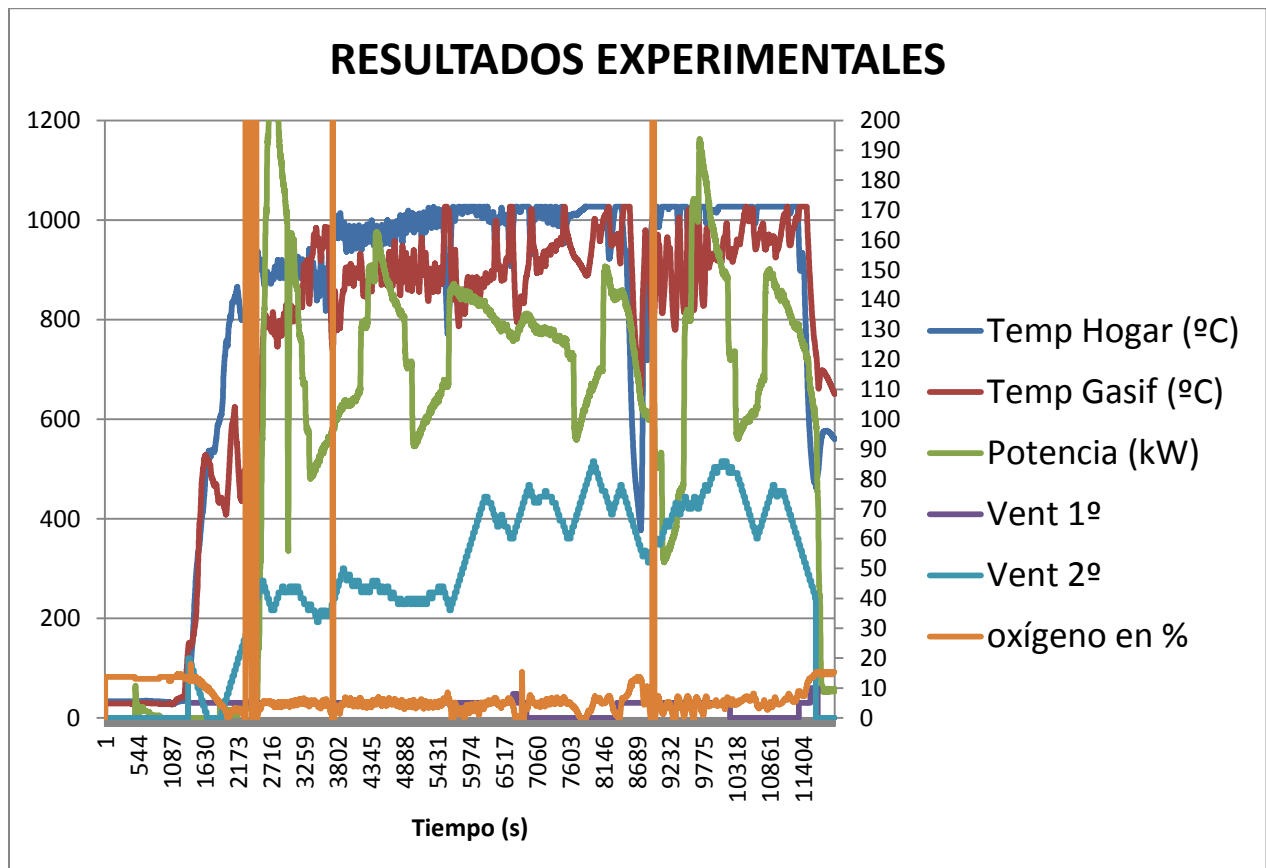


Figura 3.15. Resultados del experimento llevado a cabo en la caldera

3.4. PROCESOS QUE TIENEN LUGAR EN EL HOGAR

De forma previa a la transferencia de calor que tiene lugar en los intercambiadores, la biomasa experimenta un proceso de combustión en el

hogar de la caldera. Este proceso de combustión se materializa a través de un conjunto de etapas que posibilitan la descomposición progresiva del combustible.

Esencialmente, se pueden distinguir tres etapas: gasificación, equilibrio y combustión completa. Sin embargo, la gasificación es un fenómeno complejo, por lo que conviene a su vez dividirla en varias fases para su mejor comprensión (secado, pirólisis, reducción y oxidación). La siguiente figura muestra de forma esquemática el proceso de combustión.

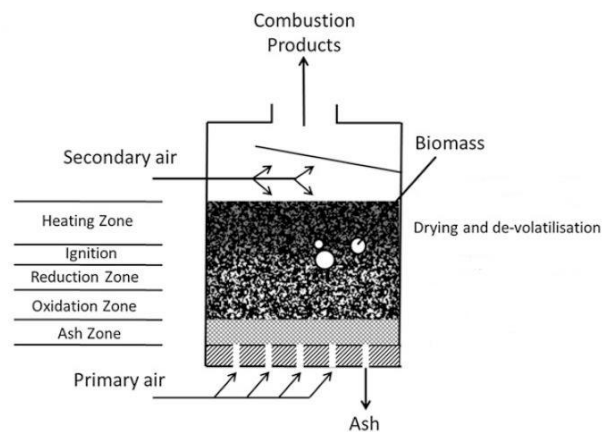


Figura 3.16. Esquema del proceso de combustión en un lecho up-draft (adaptada de Jones 2014)

3.4.1. ETAPA DE SECADO

El primer proceso que experimenta la biomasa es la eliminación de la humedad que contiene. De acuerdo con Grønli (1996), la biomasa contiene agua en tres formas distintas:

- a) Agua "límite": se encuentra en la pared celular. También denominado agua higroscópica o agua adsorbida, está limitado por el número de lugares de adsorción disponibles en la biomasa y el tamaño de dichos lugares.
- b) Agua "libre": se encuentra en los espacios vacíos de la madera debido a efectos de capilaridad. Por ello, su cantidad depende fundamentalmente de la porosidad de la biomasa.
- c) Agua en forma de vapor.

El contenido de humedad presente en la biomasa se expresa como un porcentaje de la masa total de biomasa (Grønli 1996).

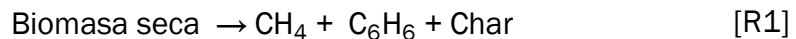
Una vez que la biomasa entra en el hogar, se calienta por radiación y convección de las llamas y paredes calientes que la rodean. Al llegar a la temperatura de evaporación, la humedad es liberada en forma de vapor, incorporándose a la corriente gaseosa ascendente (Rezeau 2010).

Hay que tener en cuenta (Basu 2010) que un alto nivel de humedad es preocupante, especialmente si la biomasa se quema con fines energéticos como en este caso, ya que cada kilogramo de humedad absorbe al menos 2260 kJ del proceso de gasificación para evaporarse. Por ello, altos porcentajes de humedad conllevan pérdidas destacables de energía.

3.4.2. ETAPA DE PIRÓLISIS

En primer lugar, conviene aclarar que esta etapa no es una pirólisis en el sentido estricto de la palabra, pues la pirólisis se define (Tinaut 2015) como “la descomposición de la materia orgánica por la acción del calor en ausencia de oxígeno” y, en este caso, sí hay una cierta presencia de oxígeno. Por ello, quizás sería más conveniente utilizar el término “desvolatilización” para caracterizar esta etapa. Sin embargo, la inmensa mayoría de los autores emplean el término “pirólisis” en sus trabajos, motivo por el cual se decide mantener aquí dicha denominación.

Durante esta etapa (Basu 2010) se produce la descomposición térmica de la lignina y la celulosa que conforman la biomasa, originándose moléculas gaseosas de menor tamaño. Estas moléculas, aunque incluyen una gran variedad de especies químicas, pueden clasificarse principalmente en dos tipos: volátiles ligeros (asimilables a moléculas de metano) y volátiles pesados o tars (asimilables a moléculas de benceno).



Cabe señalar que es en esta etapa donde la biomasa pierde la mayor parte de su masa.

3.4.3. ETAPA DE REDUCCIÓN

En esta etapa, se produce la reacción heterogénea (sólido-gas) endotérmica de parte del char (carbono fijo) obtenido como resultado de la pirólisis con el dióxido de carbono generado en la oxidación del char (ver siguiente etapa). Como producto de la reacción se obtiene monóxido de carbono, que reaccionará en una etapa posterior para completar la combustión (Cooper y Hallett 2000).



De acuerdo con Rezeau (2010), conviene señalar que las reacciones químicas heterogéneas implican, además de la cinética química, ciertos fenómenos de transporte de, al menos, una de las fases que intervienen. Por ello, puede afirmarse (Bardi y Astolfi 2010) que las reacciones heterogéneas tienen lugar en cinco etapas sucesivas:

- Difusión del gas hasta la superficie del combustible.
- Absorción de dicho gas en lugares activos de la superficie del combustible.
- Reacción sólido-gas y formación de productos.
- Desorción de los productos de la reacción de la superficie del combustible.
- Transporte de los productos de la reacción.

Según la composición de los gases presentes en esta zona del lecho, pueden tener lugar también otras reacciones sólido-gas. Sin embargo, comparativamente, son mucho menos significativas que la reacción anterior. Por ello, no se tendrán en cuenta al modelar el proceso de reducción del char, si bien se incluyen en la descripción teórica del proceso, para dejar constancia de su posible existencia (ver Capítulo VII).

3.4.4. ETAPA DE OXIDACIÓN

En esta etapa, se produce la reacción heterogénea (sólido-gas) exotérmica del char restante tras el proceso de reducción con el oxígeno presente en los gases que atraviesan el lecho. Como producto de la reacción se obtiene monóxido y dióxido de carbono, en unas proporciones variables en función de la temperatura que se alcance durante el proceso (Porteiro et al. 2006).



Las cenizas, y la parte del char que permanezca intacta tras el proceso caerán, debido a su pequeño tamaño, a través de la parrilla e irán a parar al cenicero, donde serán extraídas mecánicamente.

3.4.5. ETAPA DE EQUILIBRIO

Los productos que resultan de la pirólisis (volátiles ligeros y pesados) se incorporan a la corriente de aire primario y abandonan el lecho de combustible. Sin embargo, antes de abandonar el hogar inferior interaccionan con algunos de los gases presentes en dicha corriente, dando lugar a las siguientes reacciones de descomposición (no ajustadas):

- Descomposición del tar con vapor de agua: (Surjosatyó, Vidian y Sulistyó 2010)



- Descomposición del tar con dióxido de carbono: (Surjosatyó et al. 2010)



- Descomposición térmica del tar: Basu (2010) subraya que, aunque el tar puede descomponerse térmicamente (cracking), no es un proceso recomendable ya que requiere temperaturas superiores a los 1100 °C y produce hollín.
- Combustión parcial del tar: (Surjosatyó et al. 2010)



- Descomposición del metano con vapor de agua: (Basu 2010, p. 121)



- Combustión parcial del metano: (Basu 2010, p.121)

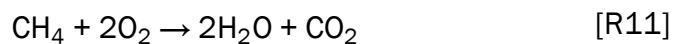


3.4.6. ETAPA DE COMBUSTIÓN COMPLETA

A diferencia del resto de etapas, que tienen lugar en el hogar inferior, esta última fase en la que se completa el proceso de combustión tiene lugar en el hogar superior. Allí, la corriente de aire que proviene del hogar inferior se mezcla con el aire secundario introducido, y tienen lugar las siguientes reacciones químicas exotérmicas (Basu 2010, p.121):



Se supone que en la etapa anterior los volátiles pesados o tars son eliminados. En cuanto a los volátiles ligeros, si no han desaparecido por completo terminan de descomponerse en la presente fase, experimentando la siguiente reacción química exotérmica (Basu 2010, p.121):



Una vez completada la combustión, los gases resultantes abandonan el hogar y pasan a la zona de intercambio de calor.

Conviene tener cierto control sobre la calidad del proceso de combustión. Rezeau (2010) señala que el exceso de aire tiene un papel clave para encontrar el equilibrio entre una combustión completa y un mínimo de pérdidas de calor sensible. Para controlar la calidad de la combustión se puede recurrir a analizar los humos que se generan, pudiéndose dar 3 situaciones indeseadas:

- Elevada concentración de CO: implica defecto de aire en la combustión.
- Elevada concentración de O₂: implica un gran exceso de aire.
- Elevadas concentraciones de CO y O₂: suele ser síntoma de un mal diseño del proceso de combustión, un mal funcionamiento del equipo o una mala preparación del combustible en lo que a tamaño y humedad relativa se refiere.

Finalmente, conviene mencionar que, aunque en este apartado se han descrito todas las etapas necesarias para describir el proceso de combustión de la biomasa de forma completa, el presente Trabajo de Fin de Grado está enfocado al análisis de las etapas que conforman el proceso de gasificación.

3.5. ESQUEMA DE FLUJOS

Para concluir el capítulo, se muestra un esquema de los flujos, tanto sólidos como gaseosos, que intervienen a lo largo del proceso de combustión de la biomasa. Igualmente se muestran, de forma esquemática, las distintas etapas a las que se ve sometido el combustible hasta su conversión total en gases de combustión.

El objetivo de este esquema de flujos es proporcionar una descripción gráfica del proceso de combustión, que complementa y facilite la comprensión de la descripción teórica realizada en el apartado anterior.

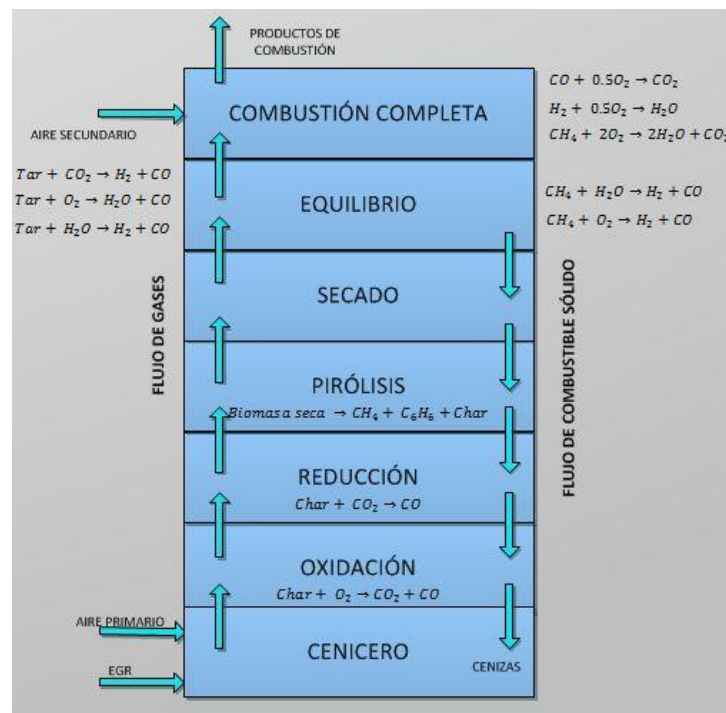


Figura 3.17. Esquema de flujos y zonas en el lecho y el volumen de la caldera up-draft





CAPÍTULO IV

ASPECTOS CUANTITATIVOS DE LA COMBUSTIÓN DE LA BIOMASA

4.1. INTRODUCCIÓN

Los pellets podrían definirse como pequeños cilindros (por norma general con un diámetro entre 5 y 10 mm y una longitud entre 10 y 30 mm), que están constituidos generalmente por serrín de madera comprimido y sin aglutinantes. Conviene, para favorecer su conservación, que su contenido de humedad no sea excesivo. Por ello, el serrín y las astillas secas son los materiales más adecuados para fabricar pellets (Damien 2010).

El proceso de obtención de los pellets, conocido como peletizado, consta de varias etapas (Lomas et al. 2001). Inicialmente, cuando es necesario, se lleva a cabo un fraccionamiento mecánico de la materia prima. Después, se procede al secado ambiental y/o forzado. Posteriormente, tiene lugar la molienda y el tamizado de los residuos. El tamizado tiene una importancia esencial de cara a maximizar el aprovechamiento de las distintas fracciones granulométricas de la biomasa. Finalmente, se compacta la biomasa en la etapa de densificación. En ella, la aplicación de un esfuerzo de compresión provoca una subida de temperatura de hasta 90 °C, que hace que la lignina de la biomasa se funda, solidificándose después durante el enfriamiento y actuando así como aglomerante (Damien 2010).

En la siguiente figura puede verse un esquema de las distintas etapas que componen el proceso de peletizado:

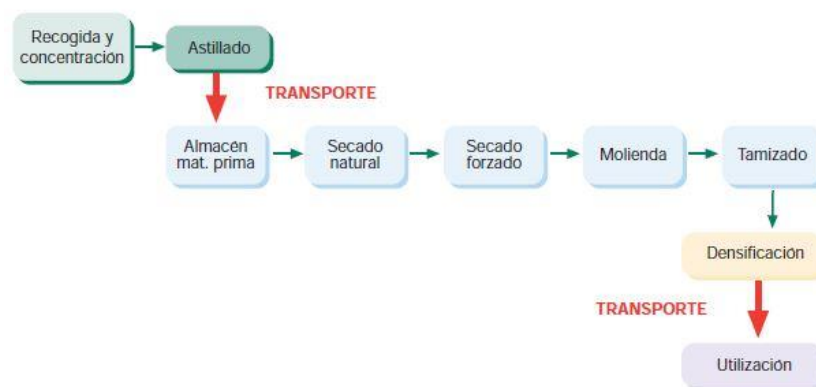


Figura 4.18. Proceso de peletizado (Lomas et al. 2001)

A priori, la combustión de un combustible sólido como los pellets no parece diferir en gran medida de la combustión de un combustible líquido o gaseoso. Sin embargo, la experiencia muestra que los combustibles sólidos conllevan grandes dificultades técnicas cuando se pretende optimizar el proceso de combustión.

López y Llera (2010) indican que una de las razones que explican la complejidad del uso de combustibles sólidos en aplicaciones energéticas se

encuentra en la variabilidad existente desde un punto de vista estructural, físico, químico y energético.

Por ello, en el presente capítulo se pretende caracterizar todos aquellos aspectos relacionados con el combustible sólido utilizado. A modo informativo, se indicará la normativa aplicable en la obtención de pellets a nivel industrial. Se analizarán las características de los pellets, especialmente aquéllas que de algún modo influyen en el proceso de combustión. Se describirán las dos formas principales de caracterizar la composición de un combustible sólido: el análisis inmediato y el elemental. La determinación de estos dos análisis permite desarrollar conceptos directamente relacionados con el proceso de combustión, tales como la estequiometría de la reacción, la composición de los gases de combustión, y el efecto de introducir EGR, los cuales completan el capítulo.

4.2. NORMATIVA APLICABLE PARA LOS PELLETS

Los pellets disponibles en el mercado están fabricados conforme a normativas de ámbito tanto nacional como internacional. A nivel europeo, las normas CEN/TR 15569 Y CEN/TS 15234 establecen medidas enfocadas a asegurar la calidad de los biocombustibles. Además, cada país desarrolla sus propios estándares de calidad. Así, se tiene, por ejemplo, el estándar Önorm en Austria, DIN en Alemania o CTI en Italia. En concreto, la norma DIN+ (Din Plus) especifica las condiciones que deben cumplir los pellets de gran calidad para calderas que trabajan exclusivamente con pellets (Barro 2008). La siguiente tabla muestra las características que deben cumplir los pellets para ajustarse al estándar DIN+.

PROPIEDADES	Pellets de Madera
Diámetro (mm)	Indicar
Longitud (mm)	< 5 * diámetro
Densidad real (kg/m ³)	> 1.12 kg/ m ³
Humedad (% masa)	< 10
Cenizas (% masa)	< 0.5
Poder calorífico (MJ/kg)	> 18
Azufre (% masa)	< 0.04
Nitrógeno (% masa)	< 0.3
Cloro (% masa)	< 0.02
Arsénico (mg/kg)	< 0.8
Cadmio (mg/kg)	< 0.5
Cromo (mg/kg)	< 8
Cobre (mg/kg)	< 5
Mercurio (mg/kg)	< 0.05
Plomo (mg/kg)	< 10
Cinc (mg/kg)	< 100
Densidad aparente	Indicar
Durabilidad	< 2.3 %
Aditivos	< 2 %

Figura 4.19. Características de los pellets según norma DIN Plus (CMM 2007)

4.3. CARACTERÍSTICAS DE LOS PELLETS

Como ya se ha mencionado anteriormente, en el mercado pueden encontrarse, en función de su origen, pellets de distintas clases y características. Por ello, es conveniente definir los pellets que se estudian en el presente TFG desde un punto de vista estructural, físico, químico y energético. Los aspectos fundamentales que deben tenerse en cuenta a la hora de caracterizar la biomasa están recogidos en la siguiente figura.

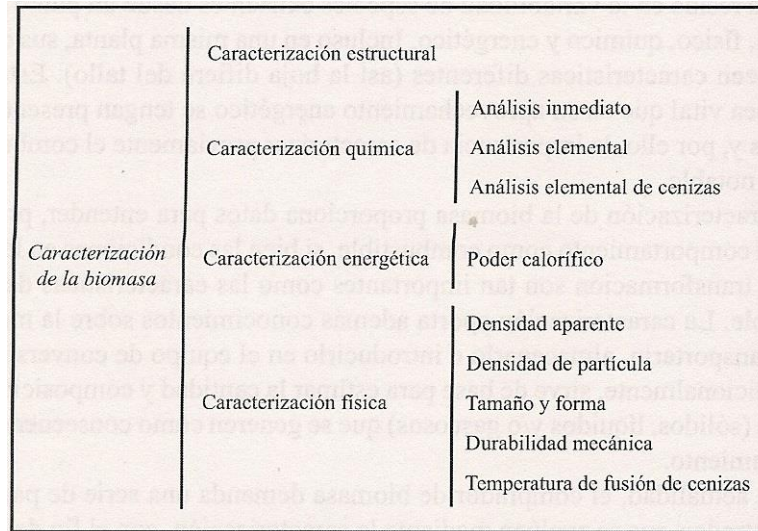


Figura 4.20. Caracterización de la biomasa (López y Llera 2010)

4.3.1. CARACTERÍSTICAS ESTRUCTURALES

La biomasa lignocelulósica presenta una estructura formada esencialmente por tres componentes:

- **Celulosa:** la celulosa es un polímero lineal de elevado peso molecular y grado de polimerización. Es el componente principal de las paredes celulares de los vegetales, y se caracteriza por tener una estructura fibrosa, blanca, muy estable y resistente al ataque químico y a la tracción mecánica (Barroso 2010).
- **Hemicelulosa:** la hemicelulosa está compuesta por diferentes azúcares que forman cadenas ramificadas de menor longitud y grado de polimerización que la celulosa. Esta estructura la hace amorfa y menos resistente al ataque de reactivos químicos (Barroso 2010).
- **Lignina:** después de la celulosa, la lignina es el polímero más abundante en el mundo vegetal. Se trata de un polímero aromático de estructura tridimensional bastante compleja, muy ramificada y amorfa. Su función es proporcionar rigidez a la pared celular, asegurar protección contra la humedad, los agentes atmosféricos y el ataque de

microorganismos, además de actuar como elemento de unión de las fibras de celulosa (López y Llera 2010).

Además de estos tres componentes, la biomasa lignocelulósica cuenta con extractivos (componentes orgánicos de bajo peso molecular) y cenizas.

4.3.2. CARACTERÍSTICAS FÍSICAS

Las características físicas más relevantes de los pellets son las siguientes:

- Forma y tamaño: los pellets tienen forma cilíndrica de diámetros y longitudes variable, siempre dentro de los límites marcados por la norma DIN+. Sin embargo, para los cálculos de este trabajo se asume que las dimensiones medias de los mismos son 6 mm de diámetro y 15 mm de longitud.
- Diámetro equivalente: para facilitar el desarrollo del modelo teórico de combustión, se define (UNLP 2010) como el diámetro que tendría una esfera de igual volumen que el pellet. Puede calcularse a partir de la siguiente expresión:

$$D_{eq} = \sqrt[3]{\frac{3}{2} D_p^2 L_p} = \sqrt[3]{\frac{3}{2} \times 6^2 \times 15} = 9.32 \text{ mm} \quad [1]$$

- Densidad real: la densidad real de los pellets se define como el cociente entre la masa real y el volumen real ocupado por los pellets. Marcos (2000) señala que, principalmente, la densidad está influida por dos factores: la materia prima empleada, de forma que cuanto mayor sea la densidad de la materia prima, mayor será la densidad de los pellets obtenidos; y la presión ejercida por la prensa durante el proceso de peletizado. Los pellets estudiados tienen una densidad real de 1436 kg/m³.
- Densidad aparente: la densidad aparente de los pellets se define como el cociente entre la masa aparente (que es igual a la masa real) y el volumen aparente (que es igual al volumen real más el volumen de los huecos entre los pellets). Dado que el volumen aparente es mayor al volumen real, la densidad aparente es siempre menor que la densidad real (Marcos 2000).
- Factor de vacío: Pérez (2007) define el factor de vacío o “fracción libre” como el espacio ocupado por la fase gaseosa en el interior del hogar. El factor de vacío evoluciona a lo largo del proceso de combustión, ya que las densidades real y aparente de la biomasa cambian. Sin embargo, puede considerarse en primera aproximación que el factor de vacío permanece constante y puede calcularse a partir

de la siguiente correlación, en la que D_h representa el diámetro del hogar cilíndrico en el que se produce la combustión.

$$\varepsilon = 0,38 + 0,073 \left(1 + \frac{\left(\frac{D_h}{D_{eq}} - 2 \right)^2}{\left(\frac{D_h}{D_{eq}} \right)^2} \right) \quad [2]$$

- **Esfericidad:** al no tener las partículas una geometría regular, se debe definir un parámetro que haga referencia a la forma. Se define la esfericidad como la relación entre la superficie que tendría una esfera del mismo volumen que la partícula y la superficie de la partícula real (UNLP 2010).

$$\phi = \frac{\pi D_{eq}^2}{A_p} = 6^{2/3} \pi^{1/3} \frac{V_{eq}^{2/3}}{A_p} \quad [3]$$

- **Durabilidad mecánica o friabilidad:** de acuerdo con López y Llera (2010) “la friabilidad es la facilidad con la cual un material se desmenuza o fracciona.” La friabilidad favorece los procesos de peletizado y combustión, pero es problemática en las fases de transporte y manipulación, pues conlleva pérdida de material.

4.3.3. CARACTERÍSTICAS ENERGÉTICAS

La principal característica de los pellets desde un punto de vista energético es el poder calorífico. Dado que en la combustión de biomasa no se aprovecha el calor liberado como consecuencia de la condensación del vapor de agua, se trabajará con el Poder Calorífico Inferior (PCI). Éste se define como el calor liberado por unidad de masa del combustible, en condiciones de volumen constante, a la temperatura de referencia de 25 °C. Su valor se obtiene de forma experimental en una bomba calorimétrica (Marcos 2000). En el caso particular de los pellets que se estudian, el PCI es de 16 MJ/kg en base húmeda, y 19,56 MJ/kg en base seca.

La siguiente tabla recoge las características físicas y energéticas que caracterizan los pellets utilizados para el modelado del proceso de combustión:

Tabla 4.1. Propiedades físicas y energéticas del combustible

Propiedad	Notación	Valor	Unidad
Longitud	L_p	15	mm
Diámetro	D_p	6	mm
Diámetro equivalente	D_{eq}	9,32	mm
Densidad real	ρ_{real}	1436	kg/m ³
Factor de vacío	ε	0,519	-
Densidad aparente	ρ_{ap}	690,7	kg/m ³
Esfericidad	ϕ	0,8046	-
Poder Calorífico Inferior	PCI	16 (bs)	MJ/kg
		19,56 (bh)	

4.3.4. CARACTERÍSTICAS QUÍMICAS

Desde el punto de vista químico, la biomasa se caracteriza según dos tipos de análisis: el análisis inmediato y el análisis elemental.

El análisis elemental permite describir el combustible en función de los elementos químicos que lo componen, exceptuando la humedad y las cenizas. Habitualmente se considera que el combustible está formado por C, H, O, N y S, si bien algunos autores, como López y Llera (2010) incluyen Cl. Cabe destacar que, tal y como se verá más adelante, los pellets analizados en el presente trabajo y, en general, la mayor parte de la biomasa, presentan un contenido en azufre despreciable. Asimismo, al no considerar la humedad presente en el combustible, el análisis elemental solo muestra el oxígeno y el nitrógeno que forma parte de los componentes orgánicos de la biomasa. A la hora de analizar un combustible sólido, es preciso tener en cuenta que el análisis elemental es sensiblemente más complejo y costoso que el análisis inmediato (Basu 2010).

Una vez realizado el análisis elemental, es interesante obtener los ratios atómicos O/C y H/C, pues permiten situar el combustible en cuestión con respecto a otros combustibles existentes y, además, da una idea del poder calorífico del combustible. En este sentido, Basu (2010) destaca que ambos ratios están directamente relacionados, de modo que, si crece uno de ellos, crecerá también el otro. Además señala que, cuanto menor sea el valor de ambos ratios, mayor será el poder calorífico del combustible.

El siguiente diagrama, conocido como *diagrama de van Krevelen*, permite comparar distintos combustibles entre sí en función de los ratios O/C y H/C. En él puede verse como la biomasa presenta valores de ambos ratios mucho mayores que los combustibles fósiles, poniendo de manifiesto además que, cuanto mayor es la edad del combustible, mayor es su poder calorífico,

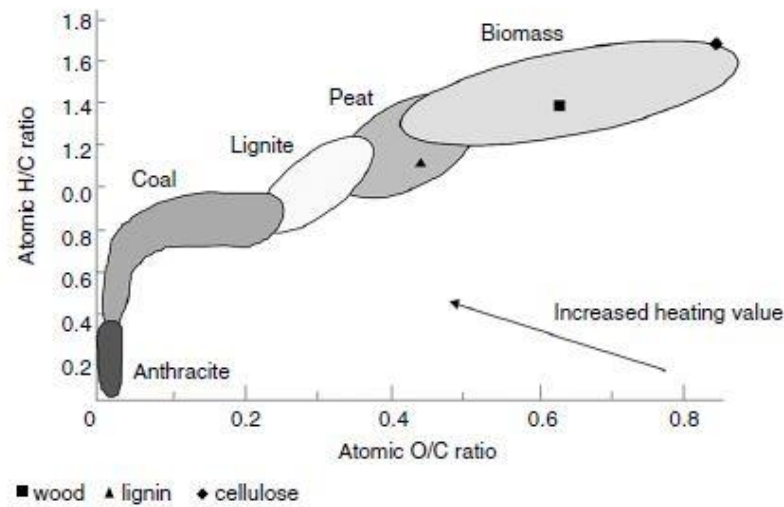


Figura 4.21. Diagrama de van Krevelen (Basu 2010, p. 39)

Otro diagrama que puede obtenerse a partir del análisis elemental, y que resulta de gran utilidad a la hora de comprender los procesos que experimenta la biomasa durante su combustión, es el *diagrama ternario*. Este diagrama consiste en un triángulo cuyos vértices representan una concentración del 100% en masa de O, H y C, y cuyos lados opuestos representan concentraciones del 0% de estos elementos, respectivamente. Todos los puntos interiores representan, por tanto, combinaciones de estos tres elementos. En él puede verse de forma aproximada la ubicación de la biomasa, así como su evolución cuando se ve sometida a diversos procesos. Puede apreciarse que, al pirolizar la biomasa, se reduce su contenido en H y O y se obtiene carbono fijo o char. Este proceso se analizará con detalle en el capítulo VI.

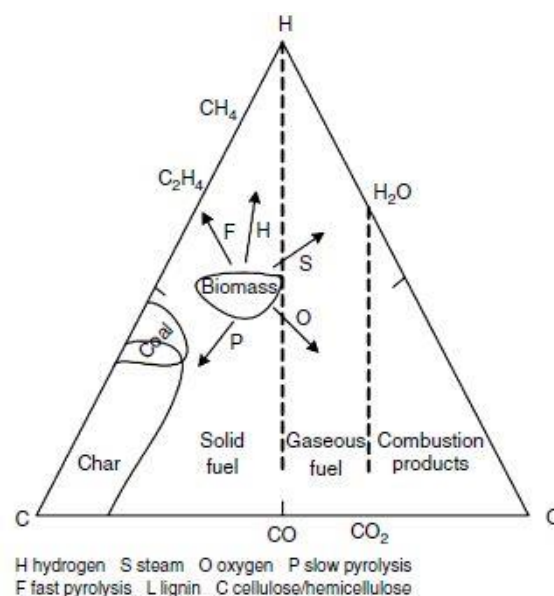


Figura 4.22. Diagrama ternario (Basu p. 41)

El análisis inmediato proporciona los valores de los contenidos de humedad, volátiles, cenizas y carbono fijo de la biomasa, expresados en porcentajes en peso. El objeto de este análisis es determinar la fracción de la biomasa útil desde un punto de vista energético (volátiles y char) y la fracción inerte (cenizas y humedad). No obstante, ésta no es la única finalidad de dicho análisis, pues también permite obtener información acerca de (López y Llera 2010):

- Proceso de conversión de la biomasa más adecuado: los procesos de pirólisis, gasificación y combustión son factibles si el contenido de humedad de la biomasa es inferior al 50 %. Para contenidos mayores, es más conveniente recurrir a procesos de bioconversión.
- Tiempo de residencia del combustible: cuanto mayor sea la relación volátiles/carbono fijo, más reactivo es el combustible, más fácilmente se produce la combustión y, en consecuencia, menor es su tiempo de residencia.

En la siguiente tabla² pueden verse los resultados de los análisis inmediato y elemental realizados al combustible empleado en el trabajo:

Tabla 4.2. Análisis inmediato y elemental de los pellet empleados

Análisis Inmediato		Análisis elemental	
Componente	% peso	Componente	% peso
Humedad	7,5	C	47,0
Volátiles	74,5	H	5,0
Char	17,5	O	37,9
Cenizas	0,5	N	0,1
		S	0,0

4.4. BASES DE CÁLCULO PARA LA BIOMASA

Cuando se trabaja con combustibles sólidos, como es el caso que se estudia, es esencial indicar en todo momento la base de cálculo con la que se trabaja. Principalmente se utilizan tres bases de cálculo (Basu 2010; López y Llera 2010):

- Base húmeda: tiene en cuenta todo aquello que forma parte de la biomasa. Incluye por tanto la humedad y las cenizas.
- Base seca (wood): no tiene en cuenta la humedad presente en la biomasa, pero sí su contenido en cenizas

² Los datos están expresados, en el caso del análisis inmediato, en base húmeda y, en el caso del análisis elemental, en base daf.

- Base daf (“dry-ash free”): sólo tiene en cuenta aquéllos compuestos útiles desde un punto de vista energético. No considera, por tanto, la presencia de humedad ni de cenizas en la biomasa.
- Base char: únicamente considera el carbono fijo o char.

Las cuatro bases están lógicamente relacionadas entre sí. Una determinada propiedad “X” expresada en tanto por uno y en base húmeda, puede expresarse en base seca, daf o char utilizando las siguientes tres relaciones:

$$X_{bs} = X_{bh} \frac{1}{1 - Y_{hum}} \quad [4]$$

$$X_{daf} = X_{bh} \frac{1}{1 - Y_{hum} - Y_{ash}} \quad [5]$$

$$X_{char} = X_{bh} \frac{1}{1 - Y_{hum} - Y_{ash} - Y_{vol}} \quad [6]$$

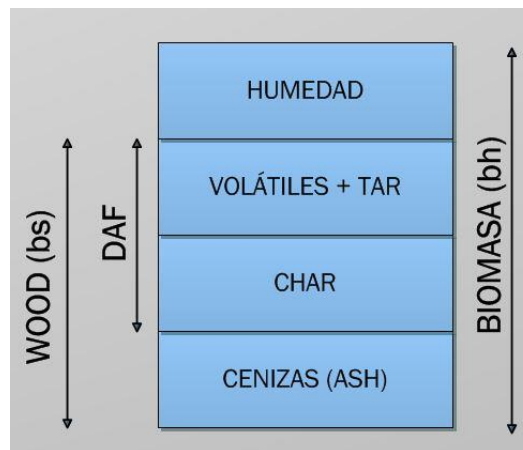


Figura 4.23. Bases de cálculo para la biomasa

Del mismo modo, despejando convenientemente, puede obtenerse el valor en base húmeda a partir de los valores en base seca, daf o char. Combinando las expresiones puede obtenerse la relación entre las bases seca, daf y char.

4.5. ESTEQUIOMETRÍA DE LA REACCIÓN DE COMBUSTIÓN

A partir de los análisis inmediato y elemental expuestos anteriormente, pueden calcularse las condiciones de la reacción de combustión estequiométrica, así como los productos que de ella se obtienen.

En primer lugar, se establecen las suposiciones y condiciones de funcionamiento de la caldera:

- Dosado relativo: $F_r = 0.60$ mol daf/mol aire.
- Temperatura del aire exterior: 20 °C (293 K).
- Presión aire exterior: 950 mbar.
- Relación aire primario/aire total: 0.2
- Gasto de combustible: 50 kg/h
- Peso molecular de las cenizas: 50 kg/kmol (Suposición)

Los resultados del análisis elemental suelen expresarse en base daf tales como los recogidos en la Tabla 4.2. Es importante comprobar si la suma de los porcentajes en peso de los distintos elementos químicos alcanza o no el valor 100 %. En el caso de la Tabla 2, se observa que la suma vale 90,1 %. Si se descarta la presencia en la biomasa de otros elementos químicos (azufre, cloro, etc.), el resto puede suponerse que es agua (a pesar de que los valores supuestamente eran en base daf). En ese caso, los nuevos valores de los porcentajes de cada elemento pueden recalcularse simplemente dividiendo por el valor de la suma en tanto por uno (en el caso indicado, 0,901). Otra forma de verlo es que en realidad, como se ve a continuación, lo importante es la relación entre las cantidades de los elementos, más que el valor absoluto. En ese sentido se debe interpretar el hecho de considerar que cada mol daf contiene un único mol de carbono y que el resto de elementos aparecen en la biomasa con los números de moles relativos al carbono, de acuerdo a la fórmula de sustitución que se ve a continuación. Análogamente sería para el hecho de suponer un valor para el peso de un mol de cenizas.

4.5.1. CÁLCULO DE LA FÓRMULA DE SUSTITUCIÓN DEL COMBUSTIBLE

Inicialmente se pretende obtener la fórmula química del combustible, que debe responder a la expresión $C_nH_mO_pN_qS_r$. Para ello, se supone que la biomasa está compuesta exclusivamente por estos cinco elementos químicos, por lo que se reescalan los resultados del análisis elemental para que la suma de los mismos suponga el 100 % en peso del combustible. Como se ha indicado, para hacerlo basta con dividir entre la suma total de los porcentajes en masa de los elementos considerados (en este caso, 90,1) y luego multiplicar por el porcentaje en masa al que se pretende reescalar (esto es, 100).

Una vez hecho esto, se supone que se tienen 100 kg de biomasa. De este modo, la masa de cada elemento coincide con el porcentaje en peso obtenido en el análisis elemental. Para obtener los kilomoles de cada elemento basta con dividir su masa entre su correspondiente peso molecular. Los resultados que se obtienen se recogen en la siguiente tabla.

Tabla 4.3. Análisis elemental sobre el 100% en peso

Análisis elemental			
Componente	% peso	PM (kg/kmol)	n (kmol)
C	52,2	12	4,35
H	5,6	1	5,59
O	42,1	16	2,63
N	0,1	14	0,01
S	0,0	32	0,00

Se establece como elemento de referencia el carbono. De este modo, se impone $n=1$ y se calculan los demás coeficientes en función de él, utilizando para ello las siguientes relaciones (Pérez 2007, p. 50):

$$m = \frac{n_H}{n_C} \quad p = \frac{n_O}{n_C} \quad q = \frac{n_N}{n_C} \quad s = \frac{n_S}{n_C} \quad [7]$$

Se obtiene como resultado la siguiente *fórmula seca daf*: $C_1H_{1,28}O_{0,6}N_{0,0}S_{0,0}$. Se observa que la presencia de nitrógeno y azufre no es relevante, por lo que puede omitirse, resultando la siguiente fórmula: $CH_{1,28}O_{0,6}$

A modo de comprobación de la validez del resultado obtenido, puede verse en el diagrama ternario (figura 4.5) que un combustible con la fórmula anterior estaría ubicado, aproximadamente, dentro de la zona correspondiente a la biomasa.

A partir de la fórmula seca daf, puede calcularse el peso molecular daf utilizando la siguiente expresión:

$$PM_{daf} = nPM_C + mPM_H + pPM_O + qPM_N + sPM_S \quad [8]$$

Se obtiene un peso molecular daf de 22,99 kg/kmol. Una vez calculado el peso molecular, pueden calcularse los kilomoles de humedad por kilomol de biomasa daf "w" y los kilomoles de ceniza por kilomol de biomasa daf "z" aplicando las siguientes expresiones:

$$w = \frac{n_{hum}}{n_{daf}} = \frac{PM_{H_2O}}{PM_{daf}} \times \frac{Y_{hum,bh}}{Y_{daf}} = \frac{PM_{H_2O}}{PM_{daf}} \times \frac{Y_{hum,bh}}{Y_{vol,bh} + Y_{char,bh}} \quad [9]$$

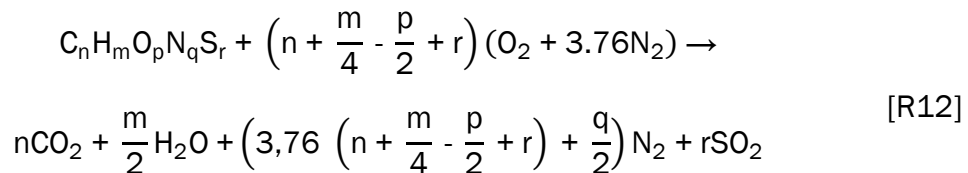
$$z = \frac{n_{ash}}{n_{daf}} = \frac{PM_{ash}}{PM_{daf}} \times \frac{Y_{ash,bh}}{Y_{daf}} = \frac{PM_{ash}}{PM_{daf}} \times \frac{Y_{ash,bh}}{Y_{vol,bh} + Y_{char,bh}} \quad [10]$$

Una vez conocidas estas relaciones, puede adaptarse la fórmula seca daf para incluir la presencia de humedad, si bien no se utilizará para el desarrollo de los cálculos. Para ello, basta con adaptar los coeficientes m y p, teniendo en cuenta que, al poseer cada molécula de agua dos átomos de hidrógeno y

uno de oxígeno, se tiene que $m'=m+2w$ y $p'=p+w$. Con ello, resulta la siguiente *fórmula húmeda daf*: $\boxed{\text{CH}_{1,28}\text{O}_{0,6} + w \text{H}_2\text{O} = \text{CH}_{1,49}\text{O}_{0,71}}$

4.5.2. CÁLCULO DEL DOSADO ESTEQUIOMÉTRICO

En la combustión completa, el combustible reacciona con el aire que entra a la caldera desde el exterior conforme a la siguiente reacción química (Giménez 2015):



A partir de ella, puede calcularse el dosado estequiométrico daf utilizando la siguiente relación:

$$F_e = \frac{kg_{daf}}{kg_{aire}} = \frac{12n + m + 16p}{\left(n + \frac{m}{4} - \frac{p}{2} \right) (32 + 3.76 \times 28)} \quad [11]$$

La inversa del dosado estequiométrico se conoce como coeficiente de exceso de aire:

$$\lambda = \frac{kg_{aire}}{kg_{daf}} = \frac{1}{F_e}$$

4.6. CÁLCULO DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN

4.6.1. COMBUSTIÓN COMPLETA

Se pretende ahora calcular el caudal de gases de combustión que se obtienen como resultado de la combustión completa del combustible. Para ello, se realiza el desarrollo suponiendo que se introduce a la caldera 1 kmol de biomasa daf. En estas condiciones, se tiene $(1+w)$ kmol de biomasa daf húmeda, y $(1+w+z)$ kmol de biomasa daf con humedad y cenizas. El concepto de dosado relaciona las cantidades de biomasa y de aire que se introducen en la caldera, según la siguiente expresión

$$n_{aire} = 4,76 n_{daf} \frac{1}{F} = \frac{4,76 n_{daf} \left(n + \frac{m}{4} - \frac{p}{2} \right)}{F_r} \quad [12]$$

donde el factor 4,76 recoge el hecho de que cada mol de aire está en realidad formado por 4,76 moles de moléculas (1 mol de O_2 y 3,76 moles de N_2). El peso molecular del aire entrante puede calcularse utilizando una

expresión análoga a [8], teniendo en cuenta que las fracciones molares de oxígeno y nitrógeno en el aire son, respectivamente, 0,21 y 0,79:

$$PM_{\text{aire}} = X_{O_2} PM_{O_2} + X_{N_2} PM_{N_2} = 28,84 \text{ kg/kmol} \quad [13]$$

La cantidad total de gases de combustión que se generan será la suma de cada una de las especies químicas que aparecen, teniendo en cuenta que en el caso del agua hay una doble contribución: la debida a la evaporación de la humedad del combustible, y la que se genera durante el proceso de combustión. En todos los demás casos el único factor determinante es la propia reacción de combustión [R12]. La cantidad (en kmol) de cada uno de los gases se calcula a continuación, considerando que F_r es siempre menor que la unidad (combustión globalmente con exceso de oxígeno):

$$n_{CO_2} = n_{\text{daf}} \times n \quad [14]$$

$$n_{H_2O} = n_{\text{daf}} \left(\frac{m}{2} + w \right) \quad [15]$$

$$n_{O_2} = n_{\text{daf}} \left[\frac{\left(n + \frac{m}{4} - \frac{p}{2} + r \right)}{F_r} + \frac{p}{2} - \left(n + \frac{m}{4} + r \right) \right] \quad [16]$$

$$n_{N_2} = n_{\text{daf}} \left(3,76 \frac{\left(n + \frac{m}{4} - \frac{p}{2} + r \right)}{F_r} + \frac{q}{2} \right) \quad [17]$$

$$n_{SO_2} = n_{\text{daf}} \times r \quad [18]$$

$$n_{\text{PdC}} = \sum_{i=1}^5 n_i, \quad \text{donde } i = CO_2, H_2O, O_2, N_2, SO_2 \quad [19]$$

La siguiente tabla recoge los resultados, tanto en masa como en moles, de llevar a cabo los cálculos que acaban de exponerse, para el dosado relativo de funcionamiento $F_r = 0,6$:

Tabla 4.4. Resultados de la combustión completa por kmol daf

COMBUSTIÓN COMPLETA	kmol	kg	PM (kg/kmol)	Expresiones
daf	1,000	22,992	22,992	[8]
daf + hum	1,104	24,866	22,521	-
daf+hum+ cen	1,107	24,991	22,583	-
aire estequiom.	4,849	139,849	28,840	adaptación [12]
aire real sin EGR	8,082	233,081	28,840	[12], [13]
CO ₂	1,000	44,000	44,000	[14]
H ₂ O	0,746	13,433	18,000	[15]
O ₂	0,679	21,732	32,000	[16]
N ₂	6,385	178,780	28,000	[17]
SO ₂	0,000	0,003	64,000	[18]
Total gases comb./kmol daf	8,810	257,947	29,278	[19]
Total gases comb./kg daf	-	11,219	-	-

En la tabla anterior, los pesos moleculares que no se han calculado de forma explícita durante el desarrollo matemático del proceso pueden obtenerse utilizando expresiones análogas a [8] y [13]. La masa de cada una de las especies que aparecen en la tabla se obtiene como resultado de multiplicar el peso molar por el número de moles de las mismas.

Una vez conocido el resultado de la combustión completa por cada kilomol de biomasa daf que se introduce a la caldera, se puede calcular el caudal de gases de combustión que salen de la caldera cuando ésta funciona en condiciones estacionarias. Se estableció como dato de entrada que el gasto másico de combustible era de 50 kg/h, lo cual se justifica mediante la siguiente expresión, que relaciona la potencia proporcionada por la caldera, su rendimiento, y el gasto másico de combustible:

$$\dot{m}_{\text{biom}} = \frac{N_e}{\eta \text{ PCI}} = \frac{200 \text{ kW}}{0,92 \times 16 \text{ MJ/kg}} = 48,9 \approx 50 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad [20]$$

donde N_e representa la potencia específica en W, y η representa el rendimiento de la caldera. No obstante, resulta más útil realizar los cálculos utilizando los valores de biomasa daf. El gasto másico daf se obtiene aplicando la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{\text{daf}} = \dot{m}_{\text{biom}}(1 - Y_{\text{hum}} - Y_{\text{ash}}) \quad [21]$$

Dado que se conoce (Tabla 4.4) la cantidad de productos de la combustión que se generan por cada kilogramo de biomasa daf que entra a la caldera, resulta simple calcular el gasto másico de gases de combustión (en kg/h). Una vez hecho esto, suponiendo que los gases de combustión son expulsados

a una temperatura $T_{PdC} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$ (393 K) y una presión $P_{PdC} = 10^5 \text{ Pa}$, la siguiente expresión permite calcular el caudal de gases de combustión:

$$Q_{PdC} = \frac{\dot{m}_{PdC}}{\rho_{PdC}} = \frac{\dot{m}_{PdC}}{P_{PdC}/RT_{PdC}} \quad [22]$$

siendo R la constante del aire, la cual, teniendo en cuenta que el peso molecular de los productos de la combustión es de 29,34 kg/kmol (Tablas 8 y 9), tiene un valor de 283,41 J/kgK. En la siguiente tabla se recogen los resultados de la combustión completa para las condiciones de funcionamiento de la caldera.

Tabla 4.5. Resultados de la combustión completa en funcionamiento estacionario

COMBUSTIÓN COMPLETA	kmol/h	kg/h	P.M. kg/kmol
biomasa húmeda	-	50	
daf	2,00	46,00	46,00
daf + hum	2,21	49,75	43,36
daf+hum+ cen	2,21	50,00	43,38
aire estequiom.	9,70	279,81	28,84
aire real sin EGR	16,17	466,35	
CO2	2,00	88,04	44,00
H2O	1,49	26,88	18,00
O2	1,36	43,48	32,00
N2	12,78	357,70	28,00
SO2	0,00	0,01	64,00
Cenizas	0,01	0,25	50,00
Total gases comb./kmol daf	17,63	516,10	29,28
Total gases comb./kg daf		11,22	
gases combustión (kg/h)		516,07	
gases combustión (m ³ /h)		582,08	

4.6.2. COMBUSTIÓN CON DEFECTO DE AIRE: GASIFICACIÓN

El proceso de gasificación tiene la particularidad de que el aire primario que se introduce en el hogar no es suficiente para que tenga lugar la reacción de combustión completa. De este modo, se produce una combustión con defecto de aire, y tienen lugar reacciones intermedias en las que se generan gases como monóxido de carbono. En consecuencia, deja de ser aplicable la reacción [R12]. Esta mayor complejidad del proceso de gasificación implica que no es posible calcular de una forma sencilla y directa, como en el caso anterior, los flujos másicos y molares de las distintas especies gaseosas resultantes. No obstante, utilizando un proceso análogo al anterior (ecuaciones [12], [13], [20], [21], [22]) pueden calcularse todos los demás

aspectos relacionados con el proceso de gasificación. Debe tenerse en cuenta para ello que el aire primario supone un 55% del aire total introducido y que la temperatura de los productos de la gasificación es ahora $T_{PdC}=1000\text{ °C}$ (1273 K).

En la siguiente tabla se recogen los resultados de la gasificación en las condiciones de funcionamiento de la caldera establecidas.

Tabla 4.6. Resultados de la gasificación en funcionamiento estacionario

GASIFICACIÓN AIRE I	kmol/h	kg/h	P.M. kg/kmol
biomasa húmeda	-	50	
daf	2,00	46,00	46,00
daf + hum	2,21	49,75	43,36
daf+hum+ cen	2,21	50,00	43,38
aire estequiom.	9,70	279,81	28,84
aire real sin EGR	16,17	466,35	28,84
aire primario	2,81	81,11	28,84
Total gases gasif./kmol daf		140,55	
Total gases gasif./kg daf		3,06	
gases gasificación (kg/h)		140,54	
gases gasificación (m ³ /h)		513,47	

4.6.3. COMPOSICIÓN DEL GAS DE COMBUSTIÓN

Como consecuencia del desarrollo del proceso de combustión completa, puede obtenerse también la composición de los gases de combustión. De hecho, ésta ya se ha obtenido a través de las ecuaciones [13] a [18]. Conviene, no obstante, expresar esta composición en fracciones molares de cada especie, pues resulta más útil de cara a su utilización en cálculos posteriores. Para calcular la fracción molar de una determinada especie química se utiliza la siguiente relación:

$$X_i = \frac{n_i}{n_{\text{total}}} \quad [23]$$

En la siguiente tabla se recogen los resultados de la composición de los gases de combustión completa, tanto en base húmeda como seca. Se incluye, además, el valor del peso molecular del gas de combustión, obtenido mediante una ecuación análoga a [13].

Tabla 4.7. Composición de los gases de combustión completa

Comp. Resultado	Moles	Fracción molar	
	Gases	%bh	%bs
CO ₂	1,00	11,35	12,40
H ₂ O	0,75	8,47	-
O ₂	0,68	7,71	8,42
N ₂	6,38	72,47	79,18
SO ₂	0,00	0,00	0,00
Total	8,81	100,00	100,00
Peso molar (kg/kmol)	-	29,28	30,32

4.6.4. EFECTO DEL EGR

Una medida que se adopta con frecuencia para reducir las emisiones de óxidos de nitrógeno asociadas a la combustión de biomasa, es la recirculación de parte de los gases de escape. Esta medida, pese a ser perjudicial desde el punto de vista de la combustión, pues introducimos en la caldera un cierto caudal de gases inertes, permite ajustar las emisiones contaminantes a los límites fijados en la normativa.

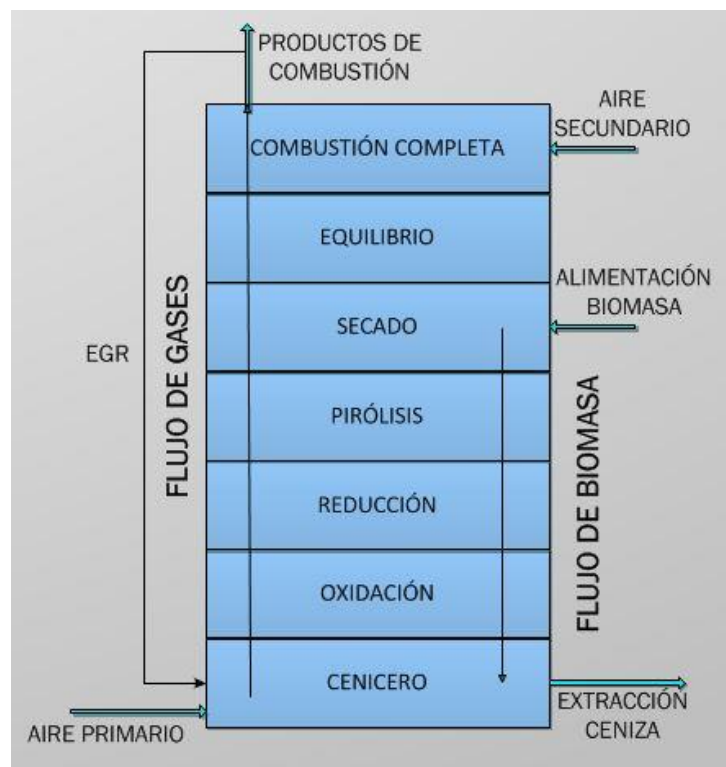


Figura 4.24. Flujos entrantes y salientes en la caldera up-draft

Para evaluar la cantidad de caudal de gases de escape que se recirculan, se define un coeficiente ϕ_v correspondiente a la relación entre el caudal de EGR y el caudal de aire total que se introduce a la caldera (primario + secundario). Tal como se ha definido, ϕ_v está afectado por la temperatura y la presión de los correspondientes flujos de gases.

Al introducir EGR, el dosado relativo se ve afectado de tal forma que deviene en un dosado más rico, pues parte del aire exterior se sustituye por gases con un contenido en oxígeno inferior, por lo que la relación combustible-aire se incrementa. El nuevo dosado puede calcularse empleando la siguiente expresión:

$$F_{r,mod} = F_r(1 + \phi_v) \quad [24]$$

Desde el punto de vista de los cálculos, resulta más útil establecer las condiciones de recirculación de gases mediante un coeficiente ϕ_n definido como la relación del número de moles de EGR por cada mol de biomasa daf. Este coeficiente se puede expresar en función del coeficiente ϕ_v y del resto de variables características de los flujos mediante la siguiente relación:

$$\phi_n = \frac{1}{F_{r,mod}} \frac{T_{airel}}{T_{EGR}} \frac{P_{airel}}{P_{EGR}} \phi_v \left(n + \frac{m}{4} - \frac{p}{2} \right) \quad [25]$$

En el funcionamiento estacionario de la caldera se establece un valor de ϕ_v igual a 0,15. Esto significa que se recirculan a la caldera 0,15 m³ de EGR por cada m³ de aire exterior introducido. Se considera, asimismo, que el EGR entra a una temperatura $T_{EGR} = 120 \text{ °C}$ (393 K) y a una presión $P_{EGR} = 950$ mbar.

Mediante [24] se obtiene un dosado relativo modificado de 0,69, y mediante [25] una relación ϕ_n de 0,165 kmol EGR por cada kmol de biomasa daf. Hay que tener en cuenta que, durante el funcionamiento en estacionario de la caldera, los gases de combustión no tienen la composición calculada en el apartado anterior para el caso de combustión completa, pues trabajamos con un dosado diferente y recirculamos una cierta cantidad de gas.

En la siguiente tabla se recogen los resultados de la composición de los gases de combustión completa con dosado modificado, tanto en base húmeda como seca, calculados con las ecuaciones [14] a [19]. Cabe destacar que ésta se corresponde con la composición de los gases de recirculación.

Tabla 4.8. Gases de combustión completa, dosado modificado

Comp. Resultado	Moles	Fracción molar	
	Gases	%bh	%bs
CO ₂	1,00	12,89	14,27
H ₂ O	0,75	9,62	-
O ₂	0,46	5,90	6,53
N ₂	5,55	71,58	79,21
SO ₂	0,00	0,00	0,00
Total	7,76	100,00	100,00
Peso molar (kg/kmol)	-	29,34	30,54

Así pues, a partir de los datos de la tabla anterior, pueden calcularse las cantidades de cada una de las sustancias presentes en los gases de combustión cuando se considera la contribución a los mismos del EGR. Para ello, se debe añadir a la cantidad existente la que se incorpora en el EGR, utilizando con tal fin la siguiente expresión,

$$n_{i,EGR} = n_{i,Fmod} + \phi_n X_{i,Fmod}, \quad i = CO_2, H_2O, O_2, N_2, SO_2 \quad [26]$$

donde $n_{i,Fmod}$ y $X_{i,Fmod}$ hacen referencia, respectivamente, a la cantidad en moles y la fracción molar de cada uno de los gases presentes en los gases de combustión, cuando éstos se calculan para el caso de dosado modificado (Tabla 8).

En la siguiente tabla se recogen los resultados de la composición de los gases de combustión completa con dosado modificado y EGR, tanto en base húmeda como seca.

Tabla 4.9. Gases de combustión completa, dosado modificado y EGR

Comp. Resultado	Moles	Fracción molar	
	Gases	%bh	%bs
CO ₂	1,02	12,89	14,27
H ₂ O	0,76	9,62	-
O ₂	0,47	5,90	6,53
N ₂	5,67	71,58	79,21
SO ₂	0,00	0,00	0,00
Total	7,92	100,00	100,00
Peso molar (kg/kmol)	-	29,34	30,54

Si se observa la tabla, puede apreciarse que la introducción de una cierta cantidad de gases de combustión en forma de EGR no modifica el valor de la

composición del mismo, coincidiendo los valores de la Tabla 9 con los de la Tabla 8.

Como conclusión del capítulo, las dos siguientes tablas muestran los resultados de los procesos de combustión y gasificación cuando se tiene en cuenta el efecto del EGR. Las condiciones de funcionamiento y el procedimiento de cálculo son, en ambos casos, idénticos a los expuestos para los casos sin EGR.

Tabla 4.10. Resultados de la combustión completa en estacionario con EGR

COMBUSTIÓN COMPLETA EGR	kmol/h	kg/h	P.M. kg/kmol
biomasa húmeda	-	50	
daf	2,00	46,00	46,00
daf + hum	2,21	49,75	43,36
daf+hum+ cen	2,21	50,00	43,38
aire estequiom.	9,70	279,82	28,84
aire real sin EGR	14,06	405,53	
EGR	0,33	9,69	29,34
CO ₂	2,04	89,91	44,00
H ₂ O	1,52	27,45	18,00
O ₂	0,94	29,93	32,00
N ₂	11,35	317,69	28,00
SO ₂	0,00	0,01	64,00
Cenizas	0,01	0,25	50,00
Total gases comb./kmol daf	15,85	464,98	29,28
Total gases comb./kg daf		10,11	
gases combustión (kg/h)		464,94	
gases combustión (m ³ /h)		517,85	

Tabla 4.11. Resultados de la gasificación en estacionario con EGR

GASIFICACIÓN AIRE I EGR	kmol/h	kg/h	P.M. kg/kmol
biomasa húmeda	-	50	
daf	2,00	46,00	46,00
daf + hum	2,21	49,75	43,36
daf+hum+ cen	2,21	50,00	43,38
aire estequiom.	9,70	279,82	28,84
aire real sin EGR	14,06	405,53	28,84
aire primario	2,81	81,11	28,84
EGR	0,33	9,69	29,34
Total gases gasif./kmol daf		140,55	
Total gases gasif./kg daf		3,06	
gases gasificación (kg/h)		140,54	
gases gasificación (m ³ /h)		513,47	



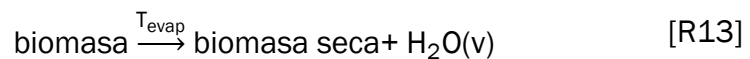


CAPÍTULO V

SECADO DE LA BIOMASA

5.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de secado es el primer proceso que experimenta la biomasa al ser introducida en la caldera. Consiste, como se vio en el Capítulo III, en la eliminación de la humedad presente en la biomasa. Es imprescindible que este proceso de secado tenga lugar para que las capas externas del pellet puedan alcanzar la temperatura necesaria que posibilita el comienzo de la pirólisis. El mecanismo de secado puede expresarse de forma general según la siguiente expresión (Chaney, Liu y Li 2012):



Asociándose el equivalente a una velocidad de reacción para calcular la tasa de evaporación a la temperatura T_{evap} .

El secado comienza de forma inmediata tras introducir la biomasa en el hogar de la caldera, debido a la rápida transferencia de calor por convección desde los gases calientes que rodean al combustible, por conducción desde las partículas vecinas y por radiación. (Klason 2006). Puede verse como, en esta etapa, los mecanismos de transmisión de calor juegan un papel clave, influyendo de forma decisiva en la mayor o menor duración de la misma (Rezeau 2010).

Para simplificar el cálculo del proceso de secado se puede suponer que se compone de dos fases. Inicialmente tiene lugar el calentamiento de los pellets, en el que la biomasa incrementa su temperatura rápidamente por transmisión de calor, desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de evaporación, establecida en 100 °C (373 K). En ese momento comienza la evaporación de la humedad. Tal y como proponen Collazo et al. (2012a), se considera que los pellets son “térmicamente finos”, es decir, la evaporación ocurre a temperatura constante. De esta manera, cuando la biomasa alcanza dicha temperatura, no se producen cambios en la misma hasta que no finaliza el secado. En cuanto a la evolución de la evaporación, Rezeau (2010) subraya que su velocidad es principalmente función del contenido en agua existente en el combustible. La pérdida de agua se produce cuando hay suficiente calor para vencer la entalpía de vaporización del agua.

En relación a lo anterior, resulta interesante mencionar que otros autores, como Gómez et al. (2014) proponen un modelo de secado más complejo, en el que las capas externas de la biomasa ya seca continúan calentándose (sobrecalentamiento) hasta que finaliza por completo la evaporación. De este modo, los procesos de calentamiento y evaporación coexisten, lo cual implica que parte del calor absorbido por la partícula es empleado en la evaporación, y parte en el sobrecalentamiento de los pellets.

A partir de la naturaleza y características del proceso de secado, puede deducirse lo siguiente (Senelwa 1997):

- El secado y la evaporación de los pellets están gobernados principalmente por procesos físicos.
- La energía necesaria para llevar a cabo el secado y la evaporación de los pellets crece conforme aumenta el contenido en humedad de la biomasa. Ello repercute en la eficiencia del proceso de combustión, que se ve penalizada.
- El tamaño de los pellets (diámetro equivalente) tiene un papel clave en el calentamiento y la evaporación de los mismos, pues influye significativamente en los mecanismos de transmisión de calor.

5.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE SECADO

El modelado matemático del secado de los pellets se basa en las siguientes hipótesis:

- El calentamiento de los pellets tiene lugar por convección desde los gases calientes ascendentes presentes en la zona. No se tienen en cuenta otros posibles fenómenos de transmisión de calor.
- Se considera que el proceso de evaporación tiene lugar a una temperatura constante de 100 °C (373 K), es decir, se asume que los pellets se comportan como “térmicamente finos”.
- Durante la evaporación, se reduce la masa de los pellets, manteniéndose intacto el volumen de los mismos. En consecuencia, se reduce su densidad (Gómez 2014).
- Los gases producidos durante el proceso se incorporan de forma instantánea a la corriente gaseosa (Collazo et al. 2012a; Gómez 2014).
- Se considera que los gases son perfectos, y su temperatura es homogénea en toda la zona (Collazo et al. 2012a).
- Se considera que los pellets son esféricos, con un diámetro equivalente obtenido partir de su diámetro y longitud.

5.2.1. CALENTAMIENTO DE LOS PELLETS

La ecuación diferencial que describe el calentamiento de los pellets por convección es la siguiente

$$m_{\text{pellet}} C_{p_{\text{pellet}}} \frac{dT_{\text{pellet}}}{dt} = A_{\text{pellet}} h_{\text{pellet}} (T_{g5.cal} - T_{\text{pellet}}) \quad [27]$$

donde:



- m_{pellet} es la masa real de un pellet individual.
- $C_{p_{\text{pellet}}}$ es el calor específico de los pellets.
- T_{pellet} es la temperatura del pellet en cada instante.
- A_{pellet} es la superficie exterior de un pellet, suponiendo que es esférico.
- h_{pellet} es el coeficiente de película asociado a los pellets.
- $T_{g5,cal}$ es la temperatura a la que se encuentran los gases.

En primer lugar, conviene demostrar que es indiferente expresar la ecuación [27] en términos de un pellet individual que para el conjunto de todos los pellets que experimentan el proceso de calentamiento. Si se analiza la relación área frente a masa puede verse lo siguiente:

$$\frac{A_{\text{biom}}}{m_{\text{biom}}} = \frac{n^{\circ} \text{pellets} A_{\text{pellet}}}{\rho_{\text{real}} V_{\text{biom}}} = \frac{n^{\circ} \text{pellets} A_{\text{pellet}}}{\rho_{\text{real}} V_{\text{pellet}} n^{\circ} \text{pellets}} = \frac{A_{\text{pellet}}}{\rho_{\text{real}} V_{\text{pellet}}} = \frac{A_{\text{pellet}}}{m_{\text{pellet}}}$$

Puede verse como el proceso de calentamiento será similar independientemente del número de pellets considerados, siempre y cuando el calor específico y el coeficiente de película no cambien. En base a ello, puede reescribirse la ecuación [27] para que aparezca de forma explícita la relación área/masa, como puede verse a continuación.

$$\frac{dT_{\text{pellet}}}{dt} = \frac{A_{\text{pellet}} h_{\text{pellet}}}{m_{\text{pellet}} C_{p_{\text{pellet}}}} (T_{g5,cal} - T_{\text{pellet}}) \quad [28]$$

La superficie exterior de un pellet puede calcularse, suponiendo que su geometría es esférica, a partir del concepto de diámetro equivalente (ecuación [1]), de la siguiente manera:

$$A_{\text{eq}} = \pi D_{\text{eq}}^2 \quad [29]$$

En cuanto a la masa del pellet, conocido el diámetro equivalente y la densidad real de la biomasa, puede calcularse mediante la siguiente expresión.

$$m_{\text{pellet}} = V_{\text{eq}} \rho_{\text{real}} = \frac{1}{6} \pi D_{\text{eq}}^3 \rho_{\text{real}} \quad [30]$$

El calor específico de la biomasa puede expresarse, de acuerdo con Pérez (2007, p. 86) y Ragland y Aerts (1991, p. 163), según la siguiente correlación:

$$C_{p_{\text{pellet}}} = 3,867T + 103,1 \quad [31]$$

Se deduce de la expresión anterior que el calor específico está directamente relacionado con la temperatura a la que se encuentra la biomasa, de modo que si ésta aumenta, también aumentará aquél. Teniendo en cuenta que

durante el calentamiento la temperatura de la biomasa crece desde 20 °C hasta 100 °C, resulta interesante, a fin de simplificar los cálculos, definir un calor específico medio:

$$\overline{Cp}_{\text{pellet}} = \frac{Cp_{\text{pellet},20} + Cp_{\text{pellet},100}}{2} \quad [32]$$

Queda por determinar el coeficiente de película. Éste se puede calcular (Collazo et al. 2012a) según la expresión que se muestra a continuación,

$$h_{\text{pellet}} = \frac{Nu \ k}{D_{\text{eq}}} \quad [33]$$

en la que k representa la conductividad térmica de los gases en contacto con la biomasa y Nu es el número de Nusselt. Respecto al cálculo de la conductividad térmica de los gases, algunos autores como Mandl, Obernberger y Biedermann (2010) proponen la siguiente correlación:

$$k = 4,8 \times 10^{-4} T_g^{0,717} \quad [34]$$

Aquí se prefiere, no obstante, adoptar el valor constante propuesto por Pérez (2007, p. 86) de $25,77 \times 10^{-3}$ W/m/K. En cuanto al número de Nusselt, éste se relaciona con los números de Reynolds y de Prandtl a través de la siguiente correlación (Collazo et al. 2012a).

$$Nu = 2 + 1,1Re^{0,6}Pr^{1/3} \quad [35]$$

La correlación anterior tiene la particularidad de que no presenta gran sensibilidad ante cambios en los números de Reynolds y/o de Prandtl, al encontrarse elevados a exponentes menores que la unidad. Por ello, se opta por estimar el valor de dichos números. Así, se establece un número de Prandtl de 0,7 (valor habitual de este número para gases) y un número de Reynolds de 10000, suficientemente alto como para tener en cuenta la aparición de turbulencia en el hogar que se observa experimentalmente.

En cuanto a la temperatura de los gases, inicialmente se supone un valor de 1200 K, si bien en el apartado 5.3 se analizará la sensibilidad del proceso frente a cambios en esta variable. Una vez determinados todos los factores que intervienen en la ecuación [28], se está en disposición de resolverla. Dicha ecuación diferencial puede resolverse de forma analítica, obteniéndose el siguiente resultado:

$$t_{\text{cal},5} = \frac{m_{\text{pellet}} \overline{Cp}_{\text{pellet}}}{A_{\text{pellet}} h_{\text{pellet}}} \ln \left(\frac{T_{g5,\text{cal}} - T_{\text{pellet},0}}{T_{g5,\text{cal}} - T_{\text{pellet},f}} \right) \quad [36]$$

En él, se considera que la temperatura inicial de los pellets es 293 K, y la final 373 K. Una vez conocido el tiempo de calentamiento, puede determinarse la longitud de la zona asociada a esta fase. Para ello es preciso calcular primero la velocidad con la que avanza la biomasa a lo largo de esta zona.

$$v_{\text{biom},5} = \frac{\dot{m}_{\text{biom}}}{3600\rho_{\text{ap}}S_5} \quad [37]$$

En la expresión anterior aparecen la densidad aparente de la biomasa y la sección del hogar, que pueden obtenerse con las siguientes ecuaciones:

$$\rho_{\text{ap}} = \rho_{\text{real}}(1 - \varepsilon) \quad [38]$$

$$S_5 = \frac{\pi D_h^2}{4} \quad [39]$$

Finalmente, la longitud de la zona de calentamiento se obtiene aplicando la siguiente relación:

$$L_{\text{cal},5} = t_{\text{cal},5}v_{\text{biom},5} \quad [40]$$

La siguiente tabla muestra un resumen de las variables implicadas en el proceso de calentamiento, su valor para las condiciones aquí establecidas, y la unidad de medida de cada variable:

Tabla 5.12. Variables que intervienen en el calentamiento, zona 5

VARIABLE	VALOR	UNIDADES	VARIABLE	VALOR	UNIDADES
A_{pellet}	2,73E-04	m ²	Reynolds	10000	-
$C_{p_{\text{pellet}}}$	1390,8	J/kg/K	S_5	0,1134	m ²
D_h	0,38	m	$t_{\text{cal},5}$	0,419	s
D_{eq}	9,32	mm	$T_{\text{pellet},0}$	293	K
h_{pellet}	683	W/m ² /K	$T_{\text{pellet},f}$	373	K
kg_5	0,02577	W/m/k	$T_{g5,\text{cal}}$	1200	K
$L_{\text{cal},5}$	7,43E-05	m	$v_{\text{biom},5}$	1,77E-04	m/s
m_{biom}	50	kg/h	ρ_{real}	1436	kg/m ³
m_{pellet}	6,09E-04	kg	ρ_{ap}	690,7	kg/m ³
Nusselt	247	-	Factor vacío	0,519	-
Prandtl	0,7	-			

La siguiente gráfica muestra la evolución del proceso de calentamiento durante la fase de secado.

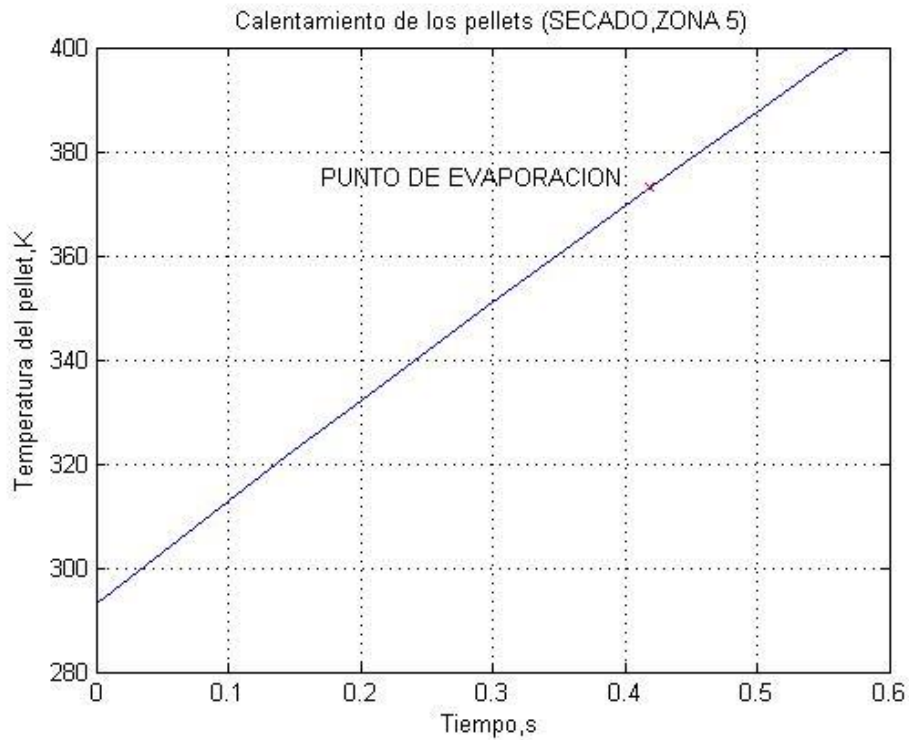


Figura 5.25. Calentamiento de los pellets, zona 5

5.2.2. EVAPORACIÓN DE LA HUMEDAD DE LA BIOMASA

La ecuación que gobierna la evaporación de la humedad, es decir, el secado de la biomasa es, en base húmeda, la siguiente,

$$\frac{dm_{\text{evap}}}{dt} = K_{\text{evap}}(m_{\text{biom}}(t) - m_{\text{wood}}) = K_{\text{evap}}m_{\text{hum}}(t) \quad [41]$$

en la que K_{evap} es la constante cinética del proceso de evaporación (1/s), m_{wood} representa la masa de biomasa libre de humedad (seca), y $m_{\text{hum}}(t)$ representa la cantidad de humedad presente en la biomasa a lo largo del proceso de secado. No obstante, resulta más sencillo de cara a su programación posterior expresar por completo la ecuación anterior en términos de la humedad presente en la biomasa. Así, resulta la siguiente ecuación,

$$\frac{dm_{\text{hum}}}{dt} = -K_{\text{evap}}m_{\text{hum}}(t) = -K_{\text{evap}}m_{\text{biom}}(t=0)Y_{\text{hum}}(t) \quad [42]$$

donde el signo menos indica que la masa de humedad presente en la biomasa se reduce con el tiempo. La ecuación anterior está expresada en base húmeda. Sin embargo, dado que en esta etapa desaparece la humedad, resulta más adecuado trabajar en base da, pues es lo que permanece tras el

proceso. Para pasar de una base de cálculo a otra, basta con aplicar la ecuación [5], obteniéndose:

$$\frac{dm_{\text{hum_daf}}}{dt} = -K_{\text{evap}}m_{\text{hum_daf}}(t) = -K_{\text{evap}}m_{\text{biom_daf}}(t=0)Y_{\text{hum_daf}}(t) \quad [43]$$

Respecto a la constante cinética del proceso, ésta se modela (Pérez 2007, p. 72) según una ecuación de tipo Arrhenius.

$$K_{\text{evap}} = A_{\text{evap}}e^{\left(\frac{-E_{\text{evap}}}{R_u T_{\text{evap}}}\right)} \quad [44]$$

En la ecuación anterior, A_{evap} es un factor preexponencial que puede consultarse en tablas (Pérez 2007 p.73). E_{evap} es la energía de activación necesaria para que la reacción tenga lugar, la cual también se encuentra tabulada (Pérez 2007 p.73). R_u , por su parte, simboliza la constante universal de los gases. Conviene destacar que, al considerar una temperatura constante T_{evap} durante el proceso de evaporación, el valor de la constante cinética es también invariable.

De igual modo que en la fase de calentamiento, las ecuaciones [42] y [43] pueden resolverse directamente de forma analítica, si bien resulta más interesante, de cara a su resolución, expresar la evolución del proceso en términos de fracción másica de humedad. Para conseguirlo, se divide la ecuación [43] entre la cantidad total de biomasa daf, determinada a partir de la siguiente relación:

$$m_{\text{daf}} = m_{\text{biom}}(1 - Y_{\text{hum}} - Y_{\text{ash}}) \quad [45]$$

El resultado se muestra en la siguiente ecuación:

$$\frac{dY_{\text{hum_daf}}}{dt} = -K_{\text{evap}}Y_{\text{hum_daf}}(t) \quad [46]$$

La resolución analítica de la ecuación anterior permite conocer el tiempo necesario para la evaporación. Al tratarse de un proceso con una evolución exponencial, debe imponerse una condición final de proceso. En este caso, se considera que el secado de los pellets se completa cuando la fracción másica de humedad en base daf $Y_{\text{hum_daf_f}}$ se reduce hasta un valor del 1 % del valor inicial absoluto de la masa del pellet.

$$t_{\text{evap},5} = \frac{1}{K_{\text{evap}}} \ln\left(\frac{Y_{\text{hum_daf}_0}}{Y_{\text{hum_daf}_f}}\right) \quad [47]$$

Cabe destacar que la constante cinética está expresada en s^{-1} , luego su inversa da una idea de la velocidad con la que se produce la evaporación. Podría considerarse como la inversa de un tiempo característico del proceso.

$$\tau_{\text{evap}} = \frac{1}{K_{\text{evap}}} \quad [48]$$

$$t_{\text{evap},5} = \tau_{\text{evap}} \ln \left(\frac{Y_{\text{hum_daf}_0}}{Y_{\text{hum_daf}_f}} \right) \quad [49]$$

Una vez conocido el tiempo de evaporación, puede determinarse la longitud de la zona asociada a esta fase. Para ello es preciso calcular la velocidad con la que avanza la biomasa a lo largo de esta zona, la cual puede obtenerse aplicando la ecuación [37], obteniendo un resultado idéntico al de la fase de calentamiento. La longitud de la zona de evaporación se obtiene aplicando la siguiente relación:

$$L_{\text{evap},5} = t_{\text{evap},5} V_{\text{biom},5} \quad [50]$$

Finalmente, el cálculo del tiempo total del proceso de secado, y la altura total del lecho destinada a este proceso, se reduce a las siguientes dos expresiones:

$$t_{\text{secado},5} = t_{\text{cal},5} + t_{\text{evap},5} \quad [51]$$

$$L_{\text{secado},5} = L_{\text{cal},5} + L_{\text{evap},5} \quad [52]$$

Si se comparan los valores mostrados en la tabla siguiente (Tabla 5.2) con los valores mostrados en la Tabla 5.1, puede apreciarse que, comparativamente, el tiempo de calentamiento y la altura de lecho destinada al calentamiento son mucho menores que los respectivos destinados a la evaporación de la humedad, por lo que un análisis que pretenda diseñar un lecho de la forma más simple posible podría llegar a prescindir de dicha fase de calentamiento. No obstante, conviene incluirla, ya que es un proceso que inevitablemente va a tener lugar durante el proceso de combustión de biomasa.

La siguiente tabla muestra las variables implicadas en el proceso de evaporación, su valor para las condiciones aquí establecidas, y la unidad de medida de cada variable:

Tabla 5.13. Variables que intervienen en la evaporación, zona 5

VARIABLE	VALOR	UNIDADES	VARIABLE	VALOR	UNIDADES
A_{evap}	5,13E+10	1/s	S_5	0,1134	m^2
D_h	0,38	m	T_{evap}	40,98	S
D_{eq}	9,32	mm	$t_{evap,5}$	86,14	S
E_{evap}	88000	J/mol	$T_{g5,evap}$	1200	K
Factor vacío	0,519	-	T_{pellet}	373	K
K_{evap}	0,0244	-	$V_{biom,5}$	1,77E-04	m/s
$L_{evap,5}$	0,0153	m	Y_{hum}	0,075	-
m_{biom}	50	kg/h	$Y_{hum,daf}$	0,0815	-
m_{daf}	46	kg/h	$Y_{hum,daf,f}$	0,01	-
m_{hum}	3,75	kg/h	ρ_{real}	1436	kg/m^3
R_u	8,3143	J/mol/K	ρ_{ap}	690,7	kg/m^3

Las siguientes gráficas muestran la evolución del proceso de evaporación durante la fase de secado. La primera está realizada en términos de masa, tanto en base seca como en base daf, y tiene como finalidad mostrar que el resultado es el mismo independientemente de la base de cálculo utilizada. La segunda está realizada en términos de fracción másica, y muestra, por una parte, la evolución completa del proceso de evaporación y, por otra parte, el punto en el que se considera que la evaporación ha finalizado.

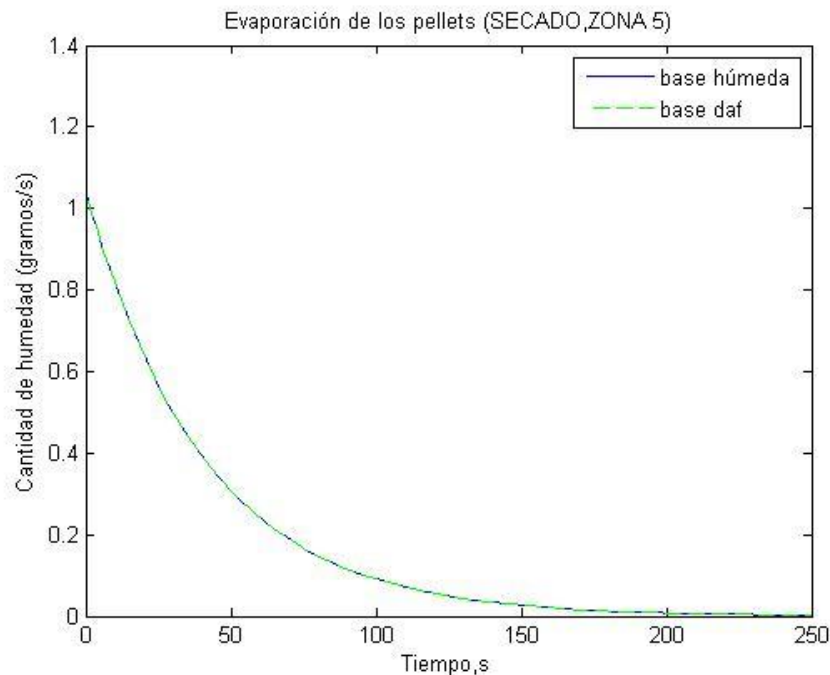


Figura 5.26. Evaporación de los pellets, zona 5, en masa

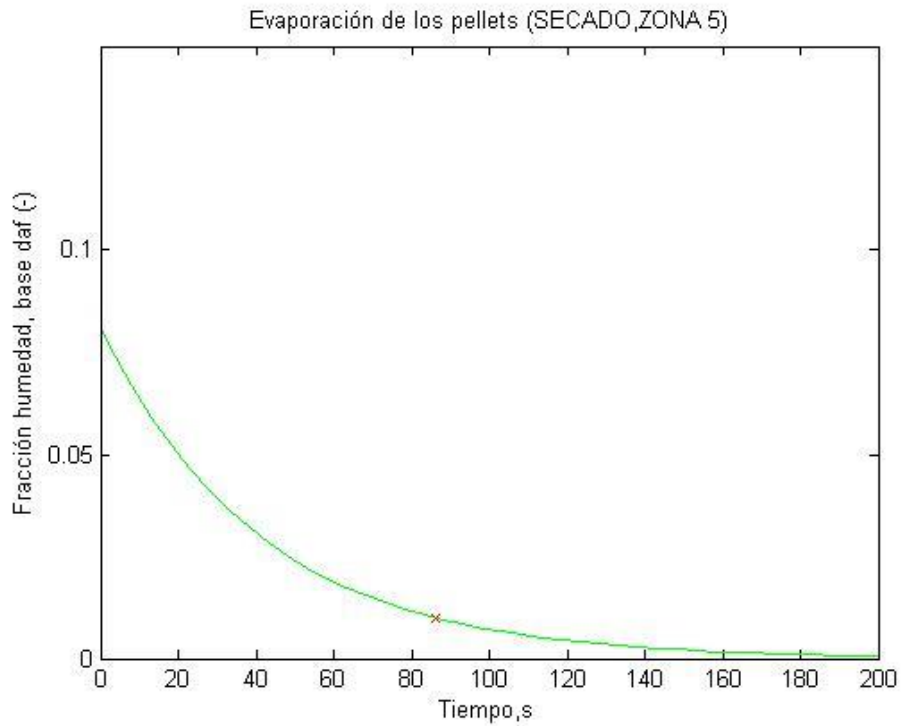


Figura 5.27. Evaporación de los pellets, zona 5, en fracción másica

Para finalizar el modelado de esta zona, se muestra a continuación una gráfica que recoge la evolución de la temperatura del pellet a lo largo del tiempo. En ella, puede verse que la etapa de calentamiento tiene lugar de forma casi instantánea, si se compara con la duración de la etapa de evaporación.

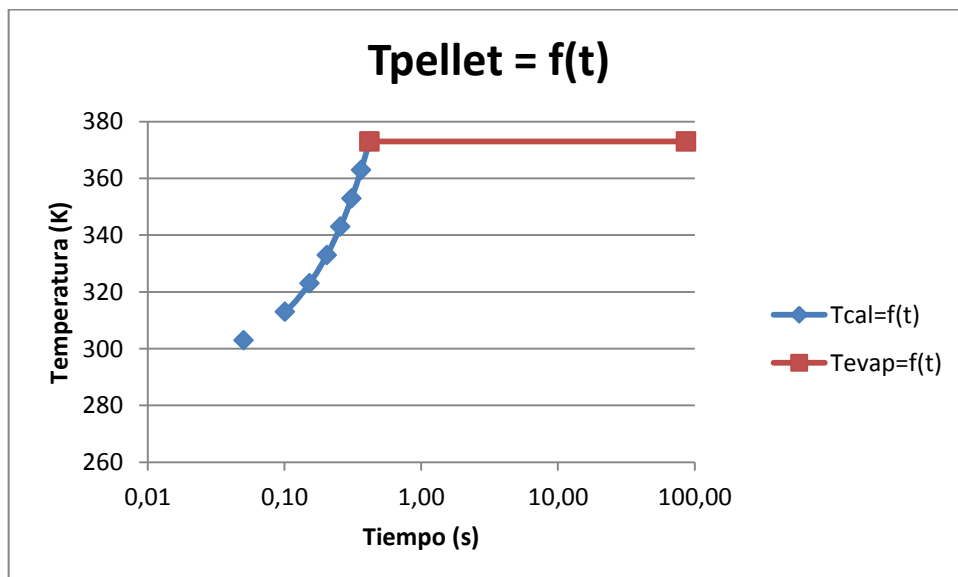


Figura 5.28. Evolución de la temperatura durante el proceso de secado.

5.3. ESTUDIOS PARAMÉTRICOS RELATIVOS AL SECADO

En este apartado se pretende analizar la sensibilidad del modelo ante cambios en alguna de las variables que forman parte del proceso de secado. La gran utilidad de los estudios paramétricos radica en que proporcionan información acerca de cuáles son las variables críticas del proceso, indicando por un lado qué variables deben ser estudiadas de forma exhaustiva y, por otro lado, qué variables pueden ser determinadas de forma menos rigurosa. Esto permite concentrar los esfuerzos en un reducido número de variables, de modo que la calidad del modelo puede mejorarse de una forma más rápida.

Los estudios paramétricos que se muestran a continuación se centran, sobre todo, en analizar aquéllas variables que han sido estimadas o establecidas por conveniencia.

- Número de Reynolds: puede verse como las variaciones en el número de Reynolds, es decir, la mayor o menor turbulencia existente en el hogar, afecta de una forma moderada a la fase de calentamiento (la menos crítica de las dos), de tal forma que, a mayor turbulencia, menor tiempo de calentamiento. Por el contrario, al haber supuesto que el proceso de evaporación es a temperatura constante, no hay efecto del número de Reynolds sobre el tiempo de evaporación.

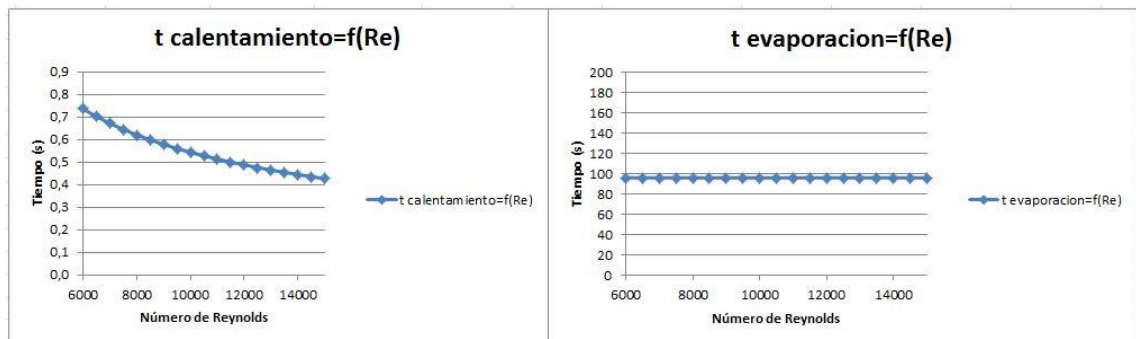


Figura 5.29. Influencia del número de Reynolds en el proceso de secado

- Número de Prandtl: se observa que el número de Prandtl tiene una influencia pequeña sobre el tiempo de calentamiento, y no influye en el proceso de evaporación.

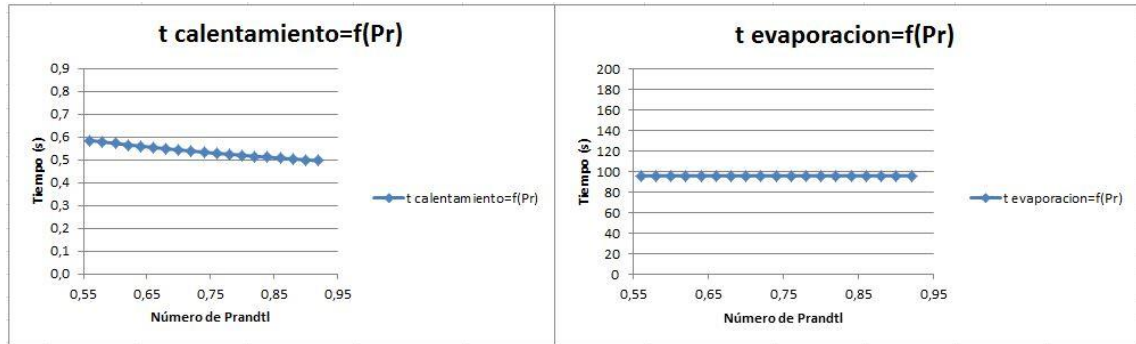


Figura 5.30. Influencia del número de Prandtl en el proceso de secado

- Diámetro equivalente: el diámetro equivalente no afecta a la duración de la etapa de evaporación. Sin embargo, tiene una influencia importante en el calentamiento, ya que es uno de los factores clave a la hora de modelar la transmisión de calor por convección.

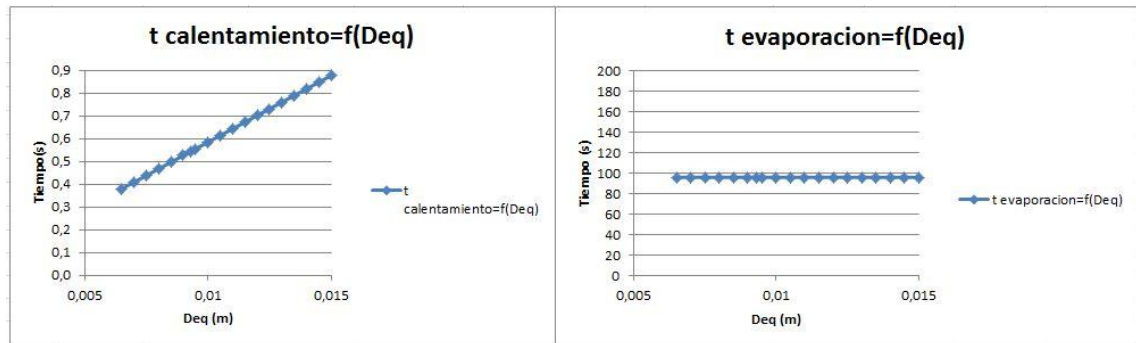


Figura 5.31. Influencia del diámetro del pellet en el proceso de secado

- Calor específico del pellet: la mayor o menor facilidad para incrementar la temperatura de los pellets no influye en el tiempo de evaporación. Si lo hace en el calentamiento, de forma que a mayor C_p , mayor tiempo de calentamiento. No obstante, esta influencia no es fuerte.

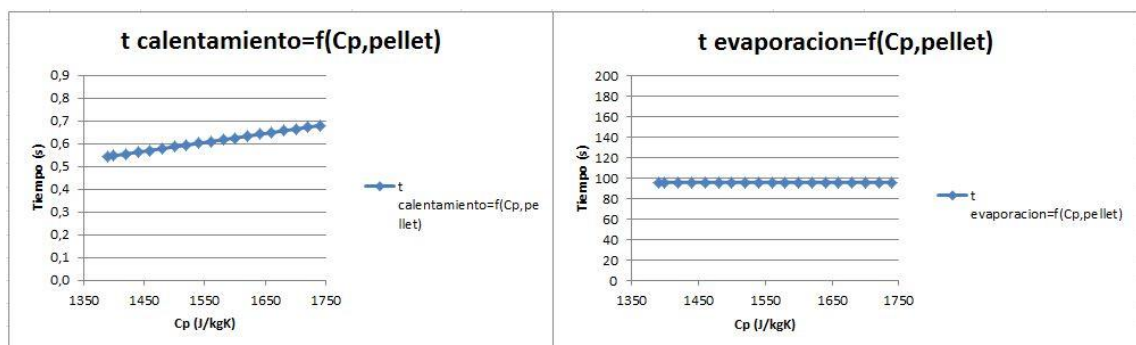


Figura 5.32. Influencia del calor específico en el proceso de secado

- Temperatura de evaporación: algunos autores como Bennadji et al. (2013) proponen que el proceso de evaporación puede tener lugar

entre los 95 °C y los 105 °C. Puede verse en la siguiente figura que al aumentar la temperatura de evaporación, aumenta de forma prácticamente lineal el tiempo de calentamiento (se aporta el mismo calor durante un tiempo mayor). Los grandes cambios se observan al analizar la evaporación de la humedad. Aquí, imponer una temperatura inferior a 100 °C conlleva un aumento moderado en el tiempo de evaporación. Ello se debe a que, al reducirse la temperatura, el valor de la constante cinética de la reacción se reduce, y se tarda más tiempo en completar el proceso de evaporación hasta el valor final de la humedad.

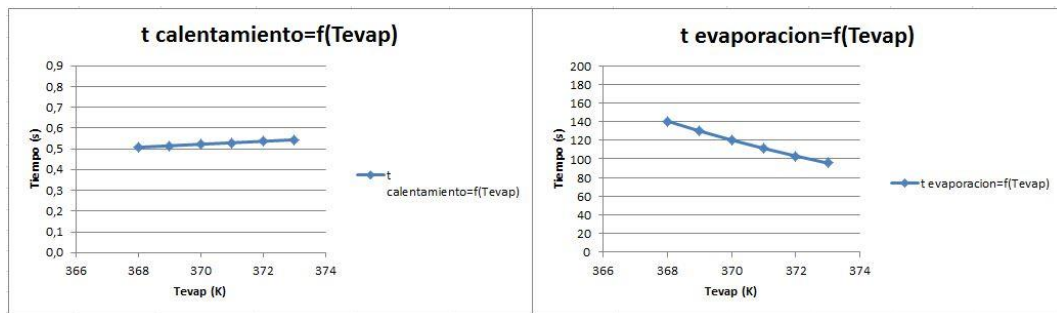


Figura 5.33. Influencia de la T_{evap} en el proceso de secado

- Temperatura de los gases: la temperatura de los gases influye en la fase de calentamiento, de una forma moderada dentro de un rango lógico.

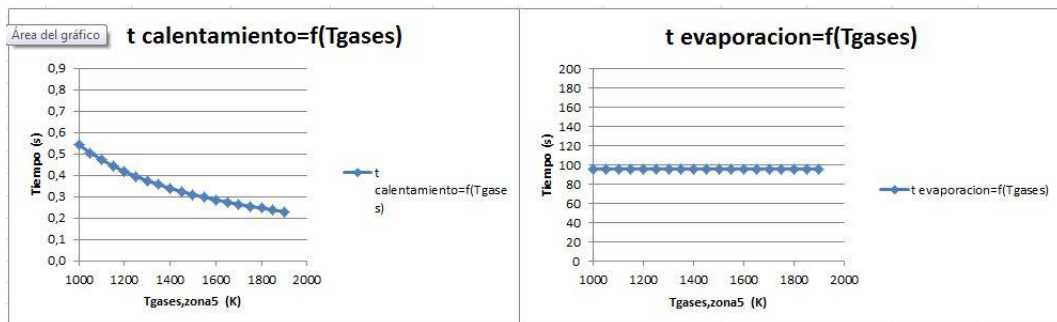


Figura 5.34. Influencia de la temperatura del gas en el proceso de secado

- Condición de fin de secado: durante el desarrollo del modelo, se impuso una cierta fracción másica de humedad para la cual se considera que la evaporación ha finalizado. Al variar dicha condición final puede verse como el tiempo de evaporación cambia sustancialmente. Si bien este límite se establece por conveniencia dentro de un rango lógico (1%), sería interesante realizar experimentos que permitan obtener, de forma empírica, un valor límite ajustado a la realidad.

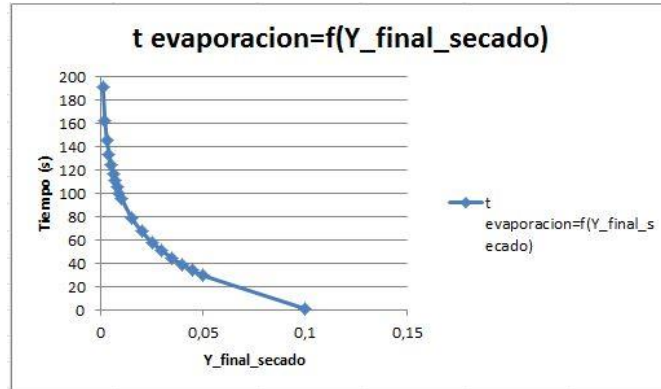


Figura 5.35. Influencia de la condición final en el proceso de secado

5.4. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DEL BALANCE DE MASA

La siguiente figura muestra la evolución de las distintas especies sólidas y gaseosas a lo largo de la etapa de secado. Para una mayor comprensión del proceso, se descompone la biomasa entrante en sus distintos componentes (análisis inmediato, base húmeda). Aunque todas las especies avanzan dentro del lecho verticalmente, con este mismo fin se muestran en dirección horizontal las sustancias que permanecen intactas a lo largo del proceso, mientras que en dirección vertical se encuentran aquellas cuya masa sí se ve afectada.

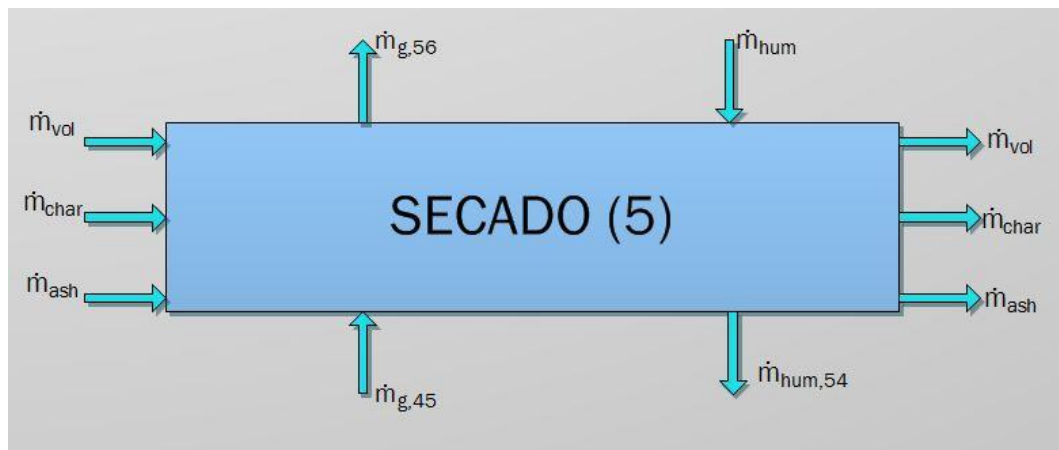


Figura 5.36. Planteamiento del balance de masa durante el secado

A partir de la imagen anterior, aplicando la ecuación de conservación de la masa [53], se plantea el balance de masa en la zona de secado.

$$\sum \dot{m}_{entra} = \sum \dot{m}_{sale} \quad [53]$$

$$\dot{m}_{char} + \dot{m}_{vol} + \dot{m}_{ash} + \dot{m}_{hum} + \dot{m}_{g,45} = \dot{m}_{char} + \dot{m}_{vol} + \dot{m}_{ash} + \dot{m}_{hum,54} + \dot{m}_{g,56} \quad [54]$$



En lo que respecta al balance en moles, que se analiza detalladamente en el Capítulo IX, la única especie química gaseosa que experimenta variación es el agua, que se ve incrementada. Todas las demás especies permanecen inalteradas.



CAPÍTULO VI

PIRÓLISIS DE LA BIOMASA

6.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Tras completarse el secado, la biomasa pierde su contenido en humedad. Se tiene así biomasa seca, que en el trabajo se ha denominado “wood”, la cual puede asemejarse a un polímero orgánico complejo. Dicho polímero, al calentarse y aumentar su temperatura, experimenta una descomposición estructural, esto es, tiene lugar la rotura de los enlaces que conforman y unen entre sí las moléculas que componen el combustible. Los enlaces más débiles se rompen a temperaturas relativamente bajas, en torno a 200 °C, mientras que los enlaces más fuertes se rompen a temperaturas superiores, del orden de 500 °C. Esta transformación inducida por la temperatura se conoce como pirólisis. Como resultado de la misma, la biomasa pirolizada queda reducida a una masa más o menos porosa constituida en mayor o menor medida por carbono fijo (denominado habitualmente char) y cenizas, mientras que los gases generados se incorporan a la corriente gaseosa (Rezeau 2010).

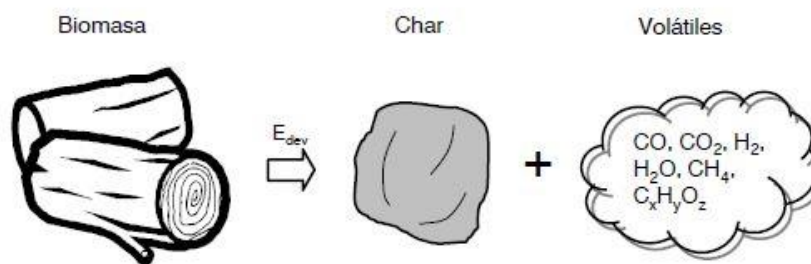


Figura 6.37. Proceso de pirólisis (Pérez 2007)

Atendiendo al diagrama ternario C-H-O (Figura 4.5), se aprecia que durante la pirólisis la biomasa se desplaza hacia la esquina correspondiente al carbono, disminuyendo su contenido en hidrógeno y, sobre todo, su contenido en oxígeno (Basu 2010).

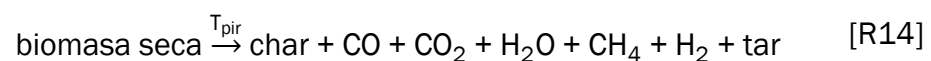
De igual modo que el proceso de secado, puede considerarse de una forma simplificada que la pirólisis está compuesta por dos fases. En primer lugar, la biomasa se debe calentar desde la temperatura de secado hasta una temperatura (T_{pir}), típicamente 500 °C (773 K) a la cual se produce la pirólisis o descomposición de la biomasa. De acuerdo con lo propuesto por Collazo et al. (2012a), se considera que los pellets son “térmicamente finos”, esto es, la pirólisis tiene lugar a temperatura constante. Además, se considera que hasta que la biomasa no alcanza la temperatura de pirólisis no se producen cambios en la misma. No obstante, en otra publicación, los mismos autores (Collazo et al. 2012b) señalan que, en la pirólisis de biomasa, la hipótesis de temperatura constante se aleja más de la realidad que durante el secado de los pellets, si bien permite simplificar notablemente el cálculo del proceso.

Un aspecto adicional a tener en cuenta es que la determinación del carbono fijo, como parte de la información proporcionada por el análisis inmediato de un combustible sólido, se realiza mediante calentamiento a 800°C, mientras que habitualmente se considera que en los dispositivos de combustión la pirólisis se completa a aproximadamente 500°C.

De acuerdo con Collazo et al. (2012a), Porteiro (2009) y Klason (2006), durante la pirólisis no tiene lugar ninguna reacción heterogénea sólido-gas. Teóricamente, conforme las zonas externas del pellet se transforman en char, podrían reaccionar con el oxígeno presente en el hogar. Sin embargo, la gran cantidad de gases generados durante esta etapa impiden que el oxígeno alcance la superficie de los pellets, retrasando el comienzo de la oxidación del char hasta que la biomasa se ha desvolatilizado por completo.

Senelwa (1997) matiza que tanto las reacciones que tienen lugar como los productos que resultan de la pirólisis dependen fundamentalmente de la temperatura a la que tiene lugar el proceso, y de la composición y naturaleza física de la biomasa. En este sentido, destaca que la cantidad de char obtenido se minimiza para temperaturas bajas y largos tiempos de residencia del combustible. En la misma línea, Klason (2006) indica que, para temperaturas iguales o superiores a 500 °C, se considera que la pirólisis es completa, quedando la biomasa reducida exclusivamente a char y cenizas. Otros autores distinguen entre procesos lentos de pirólisis, en los que la temperatura va aumentando de forma relativamente lenta, y procesos rápidos (fast pyrolysis), en los cuales el aumento de temperatura de la biomasa es muy rápido (Basu 2010; Klason 2006; Di Blasi 2008).

Como se ha mencionado antes, la pirólisis genera una serie de productos gaseosos que se incorporan a la corriente de gases en el lecho (ascendente en el caso updraft). De forma general puede escribirse la siguiente expresión, donde todos los productos son gaseosos (incluidos los hidrocarburos pesados - tars), excepto el ya citado char (y las eventuales cenizas que lo acompañan):



Como ejemplo de la composición resultante de la pirólisis, Mandl (2010) da los siguientes valores en porcentaje en peso en base seca, donde la segunda fila de valores proporciona el valor más adecuado (ej. 3,3% para CH₄).

Tabla 6.14. Composición de los productos de la pirólisis en % en peso, bs (adaptada de Mandl 2010)

Reported and modified mass fractions (wt.% d.b.) of the primary pyrolysis reaction							
	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	H ₂	tar	char
r_{p1}	4.5	10	11.5	0.3	0.2	48	25.5
r_{p1}	11.7	11.1	13.8	3.2	0.2	34.5	25.5

Sin embargo, con el objetivo de simplificar el desarrollo matemático de la pirólisis, se adopta en el presente trabajo la hipótesis propuesta por Porteiro et al. (2009) acerca de los productos gaseosos obtenidos en la pirólisis de biomasa, por la cual se considera que éstos están compuestos por dos conjuntos de gases: hidrocarburos ligeros, asimilables a moléculas de metano, e hidrocarburos pesados o tars, asimilables a moléculas de benceno. Considerando los valores recomendados por (Mandl, 2010), los productos de la pirólisis estarían compuestos por un 46 % en peso de tars y un 54 % de metano.

Conviene aclarar algunos aspectos relativos a los tars. De acuerdo con Basu (2010), los tars se definen de la siguiente manera: “las sustancias orgánicas, producidas bajo regímenes térmicos o de oxidación parcial (gasificación) de cualquier materia orgánica, son llamadas “tar” y generalmente se asume que son mayoritariamente aromáticas.”. De una forma menos genérica, puede considerarse que el tar es un líquido a temperatura ambiente, espeso, negro y altamente viscoso y por ello susceptible de condensar en las regiones de baja temperatura de un gasificador. Introduciendo un valor cuantitativo, se considera como tar las sustancias orgánicas formadas en la pirólisis que tienen un peso molecular superior a 78 (peso molecular del benceno). A pesar de que es indeseable, su aparición es inevitable en todo proceso de conversión térmica de biomasa (Basu 2010).

Milne, Evans y Abatzoglou (1998) distinguen distintos tipos de tars en función de la temperatura a la que se produzca la pirólisis. Así, se tiene:

- Tar primario: aparece a bajas temperaturas (entre 200 °C y 500 °C). Está compuesto por productos derivados de la descomposición de la celulosa y de la hemicelulosa, tales como metoxifenoles y compuestos oxigenados.
- Tar secundario: aparece a temperaturas próximas a los 500 °C. Está formado por gases no condensables y una serie de moléculas pesadas como fenoles y olefinas.
- Tar terciario: aparece como consecuencia de la conversión de las sustancias que componen el tar primario. Está formado por compuestos aromáticos tales como benceno, naftaleno, etc.

La composición típica del tar en % en peso puede verse en la siguiente tabla:

Tabla 6.15. Composición típica del tar en % en peso (Basu 2010)

Component	Weight (%)
Benzene	37.9
Toluene	14.3
Other 1-ring aromatic hydrocarbons	13.9
Naphthalene	9.6
Other 2-ring aromatic hydrocarbons	7.8
3-ring aromatic hydrocarbons	3.6
4-ring aromatic hydrocarbons	0.8
Phenolic compounds	4.6
Heterocyclic compounds	6.5
Others	1.0

Source: Adapted from Milne et al., 1998.

La tabla anterior permite considerar como aceptable la simplificación hecha por Porteiro et al. (2009) que, como se indicó anteriormente, estima que la composición del tar se asimila a benceno (con el resto de constituyente con un peso molecular mayor que el del benceno). Esta misma simplificación también puede justificarse si se analizan los experimentos llevados a cabo por Milne et al. (1998). En ellos, se estudia la composición del tar obtenido como resultado del proceso de gasificación. Los resultados de dichos experimentos se muestran en la siguiente gráfica, que representa el peso molecular de las distintas sustancias encontradas en el tar frente a la frecuencia de su aparición. En ella, puede verse como el compuesto más común es aquel de peso molecular 78 g/mol, el cual se corresponde con benceno.

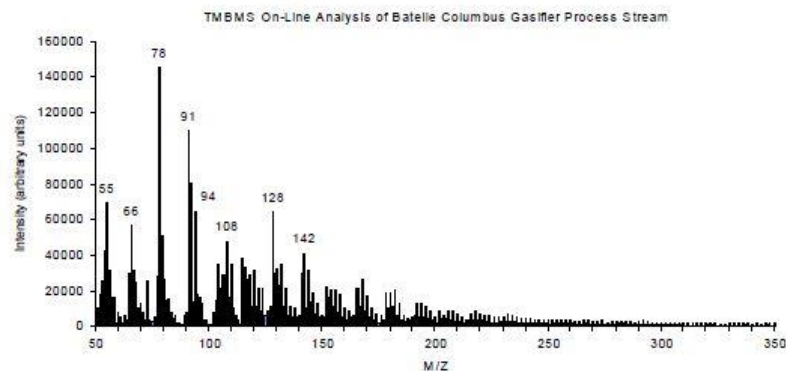


Figura 6.38. Resultado de los experimentos llevados a cabo por Milne et al. (1998)

6.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE PIRÓLISIS

El modelado matemático del proceso de pirólisis se basa en las siguientes hipótesis:

- El calentamiento de los pellets desde la temperatura de secado hasta la de pirólisis tiene lugar por convección desde los gases calientes ascendentes presentes en la zona. No se tienen en cuenta otros posibles fenómenos de transmisión de calor.
- Se considera que el proceso de desvolatilización (pirólisis) tiene lugar a una temperatura constante (típicamente 500 °C - 773 K) también uniforme en toda la partícula de biomasa, es decir, se asume que los pellets se comportan como “térmicamente finos”.
- Durante la evaporación, se reduce la masa de los pellets, manteniéndose intacto el volumen de los mismos. En consecuencia, se reduce su densidad (Gómez 2014).
- A pesar de la gran pérdida de masa asociada a la pirólisis, puesto que el volumen de los pellets se mantiene, también la fracción de vacío permanece constante, asumiendo por tanto que la biomasa no se fragmenta ni se aglomera (Mandl 2010). La justificación de este hecho se basa en que la lignina actúa como agente aglomerante, manteniendo la forma de los pellets durante la desvolatilización (Chaney et al. 2012).
- No se tiene en cuenta la condensación del tar, debido principalmente a dos motivos. En primer lugar, la temperatura de la biomasa en esta zona es suficientemente alta como para poder suponer que el tar generado abandona la zona en estado gaseoso. (Mandl 2010). En segundo lugar, la composición química exacta del tar y, en consecuencia, su punto de condensación, son desconocidos.
- Los gases producidos durante el proceso se incorporan de forma instantánea a la corriente gaseosa (Collazo et al. 2012a; Gómez 2014).
- Se considera que los gases responden al modelo de gas ideal, y su temperatura es homogénea en toda la zona (Collazo et al. 2012a).
- Se considera que los pellets son esféricos, con un diámetro equivalente obtenido partir de su diámetro y longitud.

6.2.2. CALENTAMIENTO DE LOS PELLETS

El desarrollo matemático del calentamiento de los pellets durante la etapa de pirólisis es análogo al desarrollo realizado para el calentamiento durante la etapa de secado. Así, la ecuación diferencial que describe el calentamiento de los pellets por convección es la siguiente,

$$m_{\text{pellet}} C_{p_{\text{pellet}}} \frac{dT_{\text{pellet}}}{dt} = A_{\text{pellet}} h_{\text{pellet}} (T_{g4,\text{cal}} - T_{\text{pellet}}) \quad [55]$$

donde:

- m_{pellet} es la masa real de un pellet individual.
- $C_{p_{\text{pellet}}}$ es el calor específico de los pellets.
- T_{pellet} es la temperatura del pellet en cada instante.
- A_{pellet} es la superficie exterior de un pellet, suponiendo que es esférico.
- h_{pellet} es el coeficiente de película asociado a los pellets.
- $T_{g4,\text{cal}}$ es la temperatura a la que se encuentran los gases en la zona de pirólisis (típicamente 2000 K).

Nuevamente, puede demostrarse que es indiferente expresar la ecuación [55] en términos de un único pellet que para el conjunto de todos los pellets presentes en la zona de pirólisis, ya que la relación entre el área y la masa no depende del número de pellets considerados para calcularla, siempre y cuando sean todos ellos idénticos (ver Capítulo V). Así, puede reescribirse la ecuación [55] para que aparezca de forma manifiesta la relación área/masa.

$$\frac{dT_{\text{pellet}}}{dt} = \frac{A_{\text{pellet}} h_{\text{pellet}}}{m_{\text{pellet}} C_{p_{\text{pellet}}}} (T_{g4,\text{cal}} - T_{\text{pellet}}) \quad [56]$$

En la ecuación anterior, la superficie exterior de un pellet y la masa de dicho pellet pueden calcularse haciendo uso de las ecuaciones [29] y [30]. Respecto al cálculo del calor específico de la biomasa, se observa que, si se aplica la correlación [31], se obtienen valores demasiado elevados del mismo para la temperatura de pirólisis (3090,49 J/kg/K a 773 K). Ni Pérez (2007) ni Ragland y Aerts (1991) especifican de forma explícita cuál es el rango de temperaturas en el que la correlación [31] es aplicable, si bien ninguno de ellos detalla valores de calor específico por encima de los 400 K. Por ello, podría tomarse esta temperatura como valor límite superior. Anca-Couce y Zobel (2013) adoptan en su trabajo un valor constante del calor específico de la biomasa durante el proceso de pirólisis igual a 2551,3 J/kg/K. Por su parte, Bruch, Peters y Nussbaumer (2003) proponen la siguiente correlación (expresada en J/kg/K):

$$C_p = 1500 + T \quad [57]$$

De acuerdo con Ferguson et al. (2013), el calor específico del char oscila entre 715 J/kg/K (a 300 K) y 2040 J/kg/K (a 2000K). Por ello, en el presente desarrollo se opta por determinar un valor que, siendo superior al calculado en la fase de calentamiento anterior, no sea excesivamente elevado. Así, se

establece un calor específico de la biomasa seca constante e igual a 1450 J/kg/K.

El coeficiente de película h_{pellet} puede determinarse mediante las ecuaciones [33], [34] y [35]. De nuevo aquí se adopta como valor de la conductividad térmica de los gases el propuesto por Pérez (2007) de $25,77 \times 10^{-3}$ W/m/K. Igualmente, dado que la correlación [35] no presenta gran sensibilidad ante cambios en los números de Reynolds y de Prandtl, se mantienen los valores establecidos en el proceso de calentamiento anterior (zona de secado de la biomasa) de 0,7 y 10000 respectivamente.

En cuanto a la temperatura de los gases ascendentes, inicialmente se supone un valor de 2000 K, si bien en el apartado 6.3 se analizará la sensibilidad del proceso frente a cambios en esta variable. Una vez determinados todos los factores que intervienen en la ecuación [56], se puede proceder a su resolución. Dicha ecuación diferencial puede resolverse de forma analítica, obteniéndose el siguiente resultado,

$$t_{\text{cal},4} = \frac{m_{\text{pellet}} C_{p_{\text{pellet}}}}{A_{\text{pellet}} h_{\text{pellet}}} \ln \left(\frac{T_{\text{g}4.\text{cal}} - T_{\text{pellet},0}}{T_{\text{g}4.\text{cal}} - T_{\text{pellet},f}} \right) \quad [58]$$

donde ahora la temperatura inicial de los pellets ($T_{\text{pellet},0}$) es 373 K, y la temperatura final ($T_{\text{pellet},f}$) es 773 K. Una vez conocido el tiempo de calentamiento, puede determinarse la longitud de la zona asociada a esta fase. Para ello es preciso calcular primero la velocidad con la que avanza la biomasa a lo largo de esta zona.

$$v_{\text{biom},4} = \frac{\dot{m}_{\text{wood}}}{3600 \rho_{\text{ap,wood}} S_4} \quad [59]$$

donde

$$\dot{m}_{\text{wood}} = \dot{m}_{\text{biom}}(1 - Y_{\text{hum}}) \quad [60]$$

En la expresión anterior aparecen la densidad aparente de la biomasa seca y la sección del hogar, que pueden obtenerse con las siguientes ecuaciones:

$$\rho_{\text{ap,wood}} = \rho_{\text{real}}(1 - Y_{\text{hum}})(1 - \varepsilon) \quad [61]$$

$$S_4 = \frac{\pi D_h^2}{4} \quad [62]$$

Puede observarse como, al mantenerse en esta zona el diámetro equivalente de la biomasa, y reducirse en la misma medida, respecto a su valor inicial, la densidad de la biomasa y la cantidad de biomasa disponible, la velocidad de la biomasa en esta zona será idéntica a la velocidad en la zona de secado

(Mandl 2010). Finalmente, la longitud de la zona de calentamiento se obtiene aplicando la siguiente relación:

$$L_{cal,4} = t_{cal,4} v_{biom,4} \quad [63]$$

La siguiente tabla muestra un resumen de las variables implicadas en el proceso de calentamiento, su valor para las condiciones aquí establecidas, y la unidad de medida de cada variable:

Tabla 6.16. Variables que intervienen en el calentamiento, zona 4

VARIABLE	VALOR	UNIDADES	VARIABLE	VALOR	UNIDADES
A_{pellet}	2,73E-04	m ²	Reynolds	10000	-
$C_{p,pellet}$	1450	J/kg/K	S_4	0,1134	m ²
D_h	0,38	m	$t_{cal,4}$	1,235	s
D_{eq}	9,32	mm	$T_{pellet,0}$	373	K
h_{pellet}	683	W/m ² /K	$T_{pellet,f}$	773	K
kg_4	0,02577	W/m/k	$T_{g4,cal}$	2000	K
$L_{cal,4}$	2,19E-04	m	$v_{biom,4}$	1,77E-04	m/s
m_{wood}	46,25	kg/h	$\rho_{real,wood}$	1328,3	kg/m ³
m_{pellet}	5,63E-04	kg	$\rho_{ap,wood}$	638,9	kg/m ³
Nusselt	247	-	Factor vacío	0,519	-
Prandtl	0,7	-			

La siguiente gráfica muestra la evolución del proceso de calentamiento durante la fase de pirólisis.

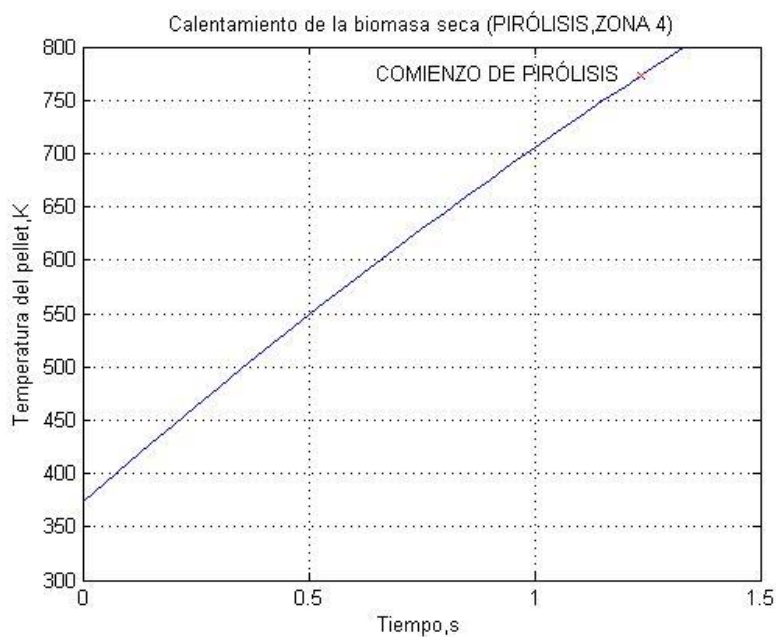


Figura 6.39. Calentamiento de la biomasa seca, zona 4



6.2.3. DESPRENDIMIENTO DE LOS VOLÁTILES

En esta fase tiene lugar el desprendimiento de los compuestos volátiles presentes en la biomasa, que constituye propiamente la pirólisis. Como ya se mencionó en el apartado 6.1, se considera que el 54 % en peso de los productos obtenidos se corresponden con metano (CH_4), mientras que el 46 % restante se considera tar (benceno, C_6H_6).

La evolución del proceso de desvolatilización puede formularse a partir de la siguiente ecuación, expresada como la variación de la masa de volátiles en base húmeda:

$$\frac{dm_{\text{pir}}}{dt} = -K_{\text{pir}}(m_{\text{wood}}(t) - m_{\text{daf}}) = -K_{\text{pir}}m_{\text{pir}}(t) \quad [64]$$

en la que K_{pir} es la constante cinética (1/s) que introduce el efecto de la temperatura sobre el proceso de pirólisis, m_{daf} representa la masa de biomasa libre de humedad y cenizas, y $m_{\text{pir}}(t)$ representa la cantidad de volátiles presentes en la biomasa a lo largo del proceso de pirólisis. Sin embargo, resulta más sencillo de cara a su programación posterior expresar por completo la ecuación anterior en términos de la fracción de volátiles presentes en la biomasa. Así, resulta la siguiente ecuación:

$$\frac{dm_{\text{pir}}}{dt} = -K_{\text{pir}}m_{\text{pir}}(t) = -K_{\text{pir}}m_{\text{biom}}(t=0)Y_{\text{pir}}(t) \quad [65]$$

en la que el signo menos tiene en consideración que la masa de sustancias volátiles presentes en la biomasa se reduce conforme avanza el proceso. La ecuación anterior está expresada en base húmeda. Sin embargo, es aconsejable trabajar en base daf, ya que es la biomasa libre de humedad y cenizas la que es aprovechable desde un punto de vista energético. Para pasar de una base de cálculo a otra, basta con aplicar la ecuación [5], obteniéndose:

$$\frac{dm_{\text{pir_daf}}}{dt} = -K_{\text{pir}}m_{\text{pir_daf}}(t) = -K_{\text{pir}}m_{\text{biom_daf}}(t=0)Y_{\text{pir_daf}}(t) \quad [66]$$

Respecto a la constante cinética del proceso, no existe un criterio uniforme para su determinación. Por un lado, Gómez (2014) y Collazo et al. (2012a) proponen una constante cinética obtenida como resultado de la combinación de tres procesos que tienen lugar durante la pirólisis: la formación de volátiles ligeros, la formación de tar y la aparición del char. De este modo, cada uno de estos procesos se modela a partir de una ecuación de tipo Arrhenius, obteniéndose la constante cinética aplicando la siguiente ecuación (Gómez 2014).

$$K_{pir} = \sum_{i=1}^3 K_i = \sum_{i=1}^3 A_i e^{\left(\frac{-E_i}{R_u T_{pir}}\right)} \quad [67]$$

En la ecuación anterior, A_i es un factor preexponencial (distinto para cada proceso) que puede consultarse en tablas (Gómez 2014 p.720). E_i es la energía de activación necesaria para que tenga lugar cada uno de los procesos, la cual también se encuentra también tabulada (Gómez 2014 p.720). R_u , por su parte, es la constante universal de los gases. Conviene destacar que, al considerar una temperatura constante T_{pir} durante el proceso de pirólisis, el valor de la constante cinética obtenido es también invariable (aunque dependiente del valor de T_{pir}).

Por otro lado, Mandl (2010) considera la pirólisis como un único proceso global y, en consecuencia, propone una constante cinética única, obtenida también según una ecuación de tipo Arrhenius análoga a la anterior:

$$K_{pir} = A_{pir} e^{\left(\frac{-E_{pir}}{R_u T_{pir}}\right)} \quad [68]$$

En el presente trabajo se opta por utilizar la constante propuesta por Mandl (2010) por su mayor simplicidad. De igual modo que en la fase de secado previa, las ecuaciones [65] y [66] tienen solución analítica, si bien resulta más conveniente, de cara a facilitar su resolución, expresar la evolución del proceso en términos de fracción másica de volátiles. Para conseguirlo, se divide la ecuación [66] entre la cantidad total de biomasa daf, determinada a partir de [45]. Así, la ecuación que representa la evolución de la pirólisis en términos de fracción másica de volátiles es la siguiente:

$$\frac{dY_{pir_daf}}{dt} = -K_{pir} Y_{pir_daf}(t) \quad [69]$$

La resolución de la ecuación anterior permite calcular la duración de la pirólisis. Al ser un proceso con una evolución exponencial, se establece una condición final de proceso. En este caso, se considera que la pirólisis finaliza cuando la fracción másica de volátiles en base daf ($Y_{pir_daf_f}$) se reduce hasta un valor del 1 % del valor inicial absoluto de la masa del pellet.

$$t_{pir,4} = \frac{1}{K_{pir}} \ln \left(\frac{Y_{pir_daf_0}}{Y_{pir_daf_f}} \right) \quad [70]$$

Si se observa la ecuación anterior puede verse que, igual que ocurría en el proceso de evaporación de la humedad de la biomasa (Capítulo V), aparece implícito el concepto de tiempo característico del proceso, al estar la

constante cinética expresada en s^{-1} . De este modo, dicho tiempo característico puede calcularse a partir de una ecuación análoga a [48]

$$\tau_{pir} = \frac{1}{K_{pir}} \quad [71]$$

$$t_{pir,4} = \tau_{pir} \ln \left(\frac{Y_{hum_daf_0}}{Y_{hum_daf_f}} \right) \quad [72]$$

Una vez conocido el tiempo de pirólisis, puede establecerse la longitud de la zona asociada a esta fase. Para ello es preciso calcular la velocidad con la que avanza la biomasa a lo largo de esta zona, la cual puede obtenerse aplicando la ecuación [59], obteniendo un resultado idéntico al de la fase de calentamiento. La altura del lecho destinada a la pirólisis se obtiene aplicando la siguiente relación:

$$L_{pir,4} = t_{pir,4} v_{pir,4} \quad [73]$$

Finalmente, el tiempo total del proceso de pirólisis, y la altura total del lecho destinada a este proceso, puede obtenerse a partir de las siguientes dos expresiones:

$$t_{pirólisis,4} = t_{cal,4} + t_{pir,4} \quad [74]$$

$$L_{pirólisis,5} = L_{cal,4} + L_{pir,4} \quad [75]$$

En la siguiente tabla pueden verse, a modo de resumen, las distintas variables que aparecen a lo largo de la pirólisis de la biomasa, su valor para las condiciones estudiadas, y la unidad de medida de cada variable.

Tabla 6.17. Variables que intervienen en la pirólisis, zona 4

VARIABLE	VALOR	UNIDADES	VARIABLE	VALOR	UNIDADES
A_{pir}	10700	1/s	S_4	0,1134	m^2
D_h	0,38	m	$T_{a,pir}$	16,9	s
D_{eq}	9,32	mm	$t_{pir,4}$	74,25	s
E_{pir}	77800	J/mol	$T_{g4,pir}$	2000	K
Factor vacío	0,519	-	T_{pellet}	773	K
K_{pir}	0,0592	-	$v_{biom,4}$	1,77E-04	m/s
$L_{pir,4}$	0,0132	m	Y_{pir}	0,745	-
m_{wood}	46,25	kg/h	Y_{pir_daf}	0,8098	-
m_{daf}	46	kg/h	$Y_{pir_daf_f}$	0,01	-
m_{hum}	3,75	kg/h	$\rho_{wood,real}$	1328,3	kg/m^3
R_u	8,3143	J/mol/K	$\rho_{wood,ap}$	638,9	kg/m^3

Las siguientes gráficas muestran la evolución del proceso de pirólisis durante la fase de descomposición de los volátiles. La primera está realizada en términos de masa, en base daf, y permite comprobar como la velocidad de conversión de la biomasa es máxima en los instantes iniciales, y se va reduciendo conforme la cantidad de volátiles restantes se reduce. La segunda está realizada en términos de fracción másica, y muestra, por una parte, la evolución completa del proceso de desvolatilización y, por otra parte, el punto en el que se considera que la pirólisis ha finalizado.

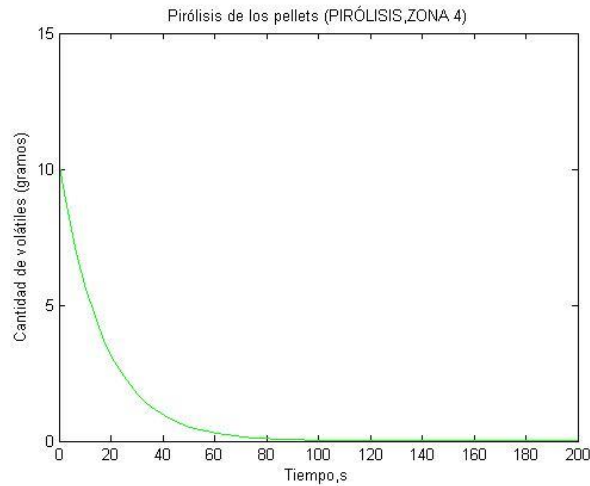


Figura 6.40. Pirólisis de los pellets, zona 4, en masa

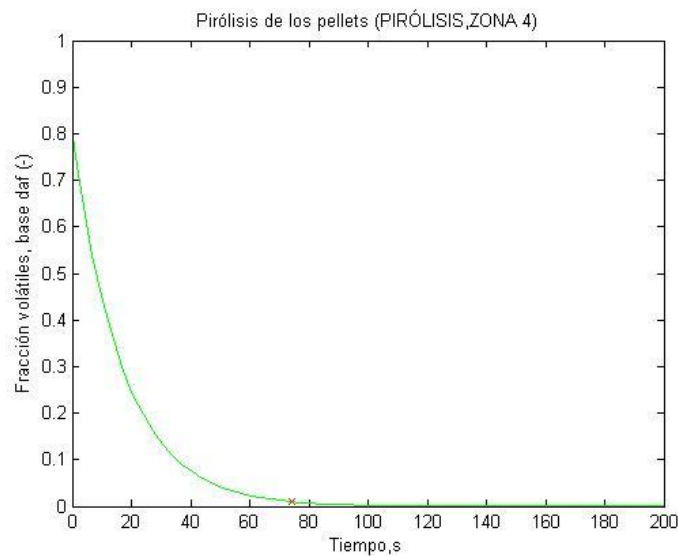


Figura 6.41. Pirólisis de los pellets, zona 4, en fracción másica

Del mismo modo que se hizo en el Capítulo anterior, se muestra a continuación una gráfica que recoge la evolución de la temperatura del pellet a lo largo del tiempo (en escala logarítmica) durante el proceso de pirólisis. En ella, puede verse que la etapa de calentamiento tiene lugar de forma casi

instantánea (del orden de 1 s), si se compara con la duración de la etapa de pirólisis propiamente dicha (del orden de 80 s).

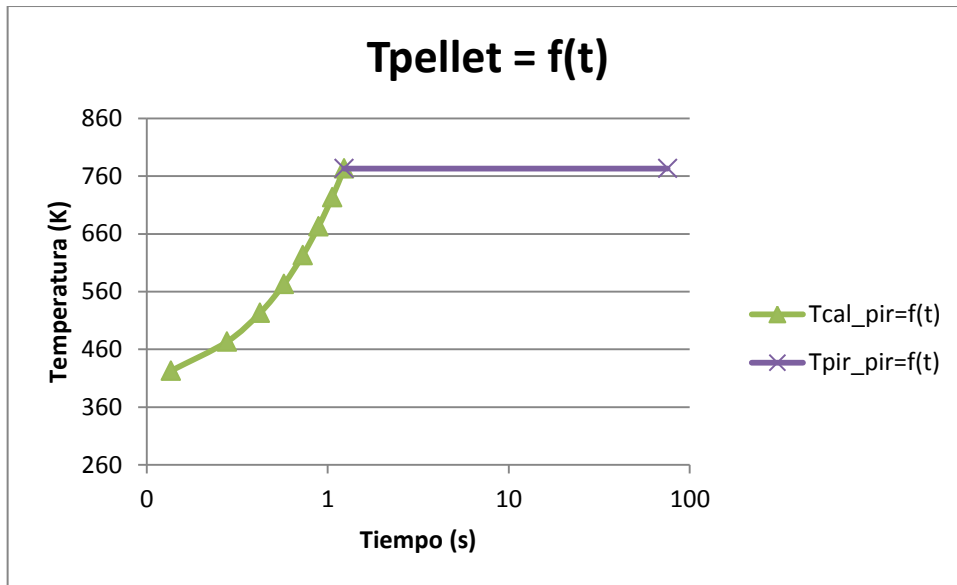


Figura 6.42. Evolución de la temperatura durante el proceso de pirólisis

Asimismo, en la siguiente gráfica se muestra una evolución de la temperatura de la biomasa desde el momento en que se introduce en la caldera (también en escala logarítmica). Al integrar todos los procesos, se puede observar como las fases de calentamiento, en las que no hay ningún tipo de conversión de la biomasa, suceden de forma casi instantánea, mientras que son las fases en las que la biomasa sufre algún tipo de transformación las que determinan el tiempo de residencia en el hogar de la caldera.

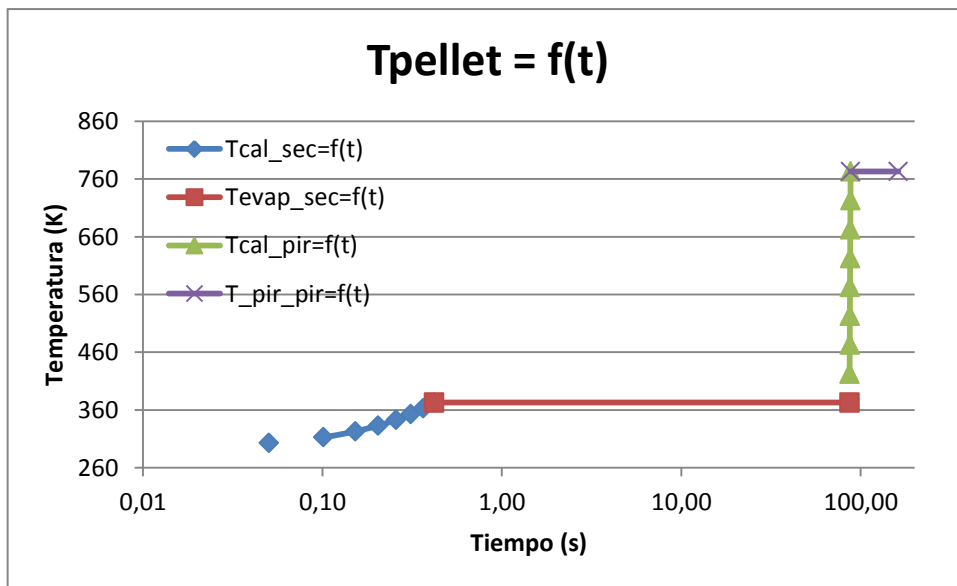


Figura 6.43. Evolución de la temperatura desde el comienzo de la combustión de la biomasa.

6.3. ESTUDIOS PARAMÉTRICOS RELATIVOS A LA PIRÓLISIS

En el presente apartado se pretende conocer cómo reacciona el proceso de pirólisis de la biomasa si cambia alguna de las variables que intervienen en él. Como ya se destacó en el apartado 5.3, el objetivo es determinar cuáles son las variables de mayor influencia en la pirólisis, de cara a realizar una posterior optimización del modelo aquí planteado.

Los estudios paramétricos que se muestran a continuación se centran, sobre todo, en analizar aquellas variables que han sido estimadas o establecidas por conveniencia.

- Número de Reynolds: puede verse como las variaciones en el número de Reynolds, afectan de forma significativa a fase de calentamiento, de tal forma que, a mayor turbulencia, menor tiempo de calentamiento. Por el contrario, al haber supuesto que el proceso de pirólisis tiene lugar a temperatura constante, no hay influencia del número de Reynolds sobre el tiempo de pirólisis.

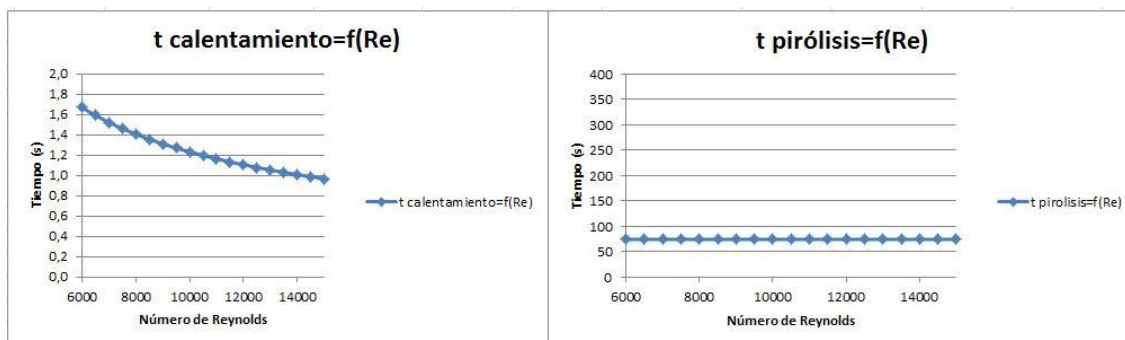


Figura 6.8. Influencia del número de Reynolds en el proceso de pirólisis

- Conductividad térmica de los gases: se puede apreciar como la conductividad térmica de los gases tiene una influencia mínima en el tiempo de calentamiento, y no afecta al proceso de pirólisis.

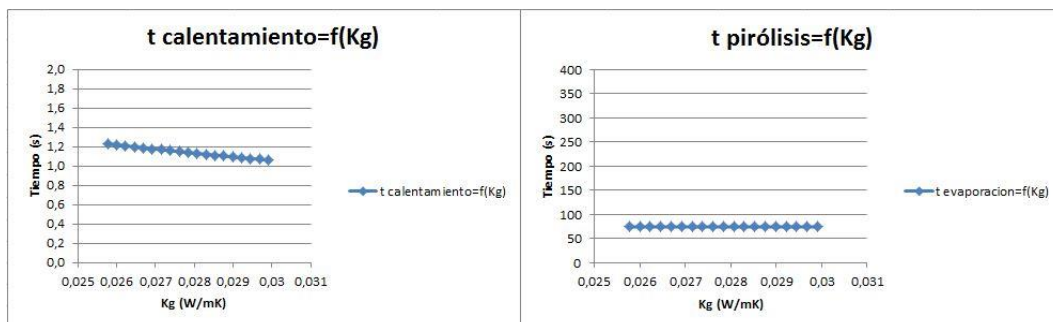


Figura 6.9. Influencia la conductividad térmica de los gases en el proceso de pirólisis

- Número de Prandtl: se puede apreciar como el número de Prandtl apenas influye el tiempo de calentamiento, y no influye en absoluto durante el proceso de pirólisis.

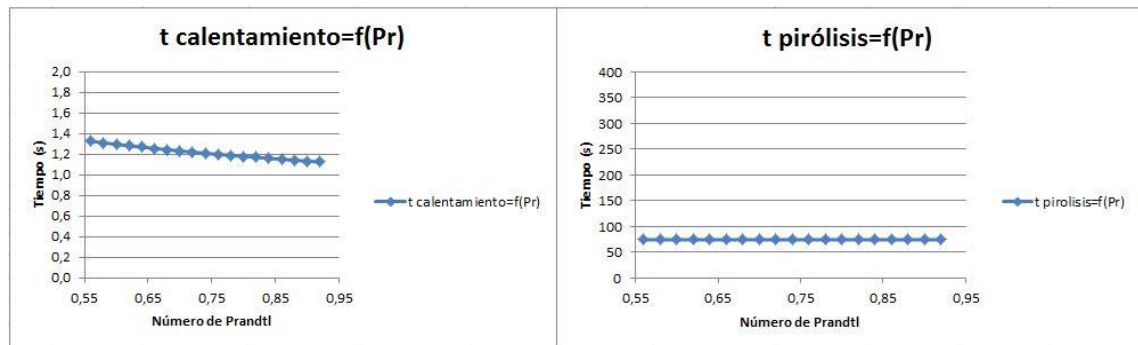


Figura 6.10. Influencia del número de Prandtl en el proceso de pirólisis

- Diámetro equivalente: el diámetro equivalente no afecta a la duración de la etapa de pirólisis, ya que no aparece en el desarrollo matemático de la misma. Sin embargo, tiene una influencia importante en el calentamiento, ya que es uno de los factores clave a la hora de modelar la transmisión de calor por convección. De este modo, cuanto mayor sea el diámetro equivalente del pellet, menos intensa es la transmisión de calor y, por tanto, se tarda más tiempo en alcanzar T_{pir} . Este efecto se puede ver directamente considerando que la relación entre la masa del pellet y su superficie depende directamente del producto del diámetro y la densidad, y afecta directamente al cálculo del tiempo de calentamiento (expresión [58]).

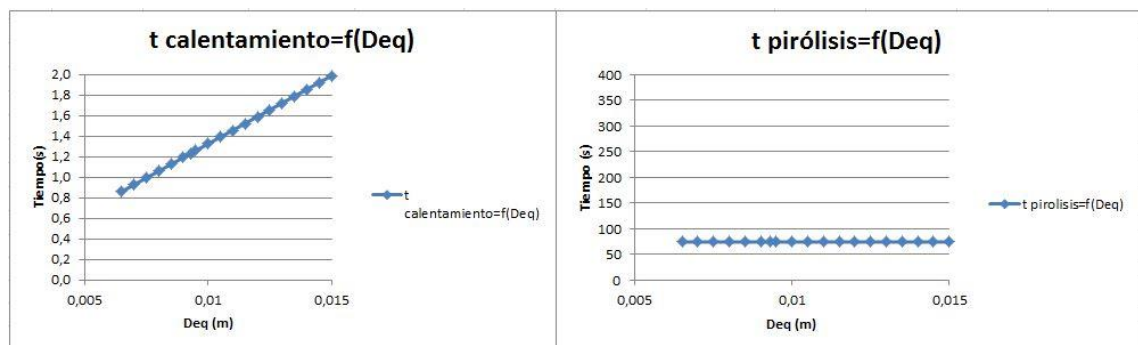


Figura 6.11. Influencia del diámetro del pellet en el proceso de pirólisis

- Calor específico del pellet: el calor específico no influye en el proceso de pirólisis, ya que éste se desarrolla según la cinética de la reacción química. Por el contrario, sí influye durante el calentamiento, de forma que a mayor C_p , mayor es la cantidad de calor que hay que aportar a la biomasa para incrementar su temperatura y, por ello, el tiempo de calentamiento es mayor (expresión [58]).

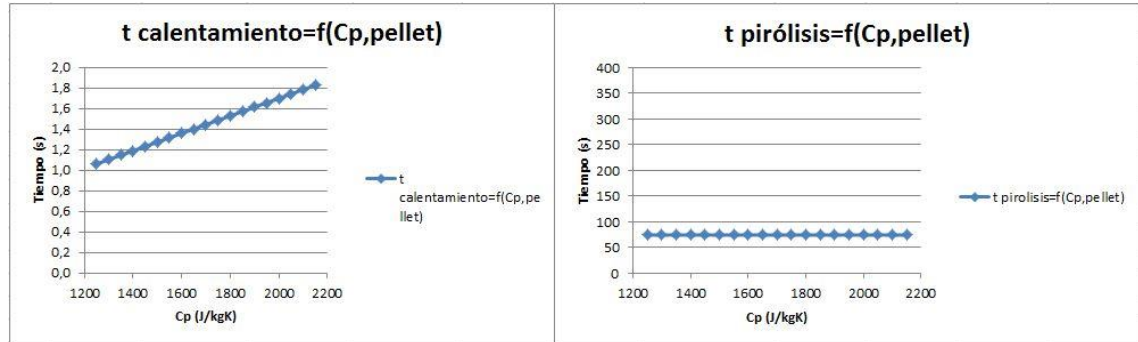


Figura 6.12. Influencia del calor específico en el proceso de pirólisis

- Temperatura de pirólisis: como se ha comentado en el apartado 6.1, de acuerdo con diversos autores como Senelwa (1997) y Klason (2006), los productos que se obtienen de la pirólisis varían en función de la temperatura a la que ésta tiene lugar. Por ello, es interesante analizar también en qué medida la temperatura de pirólisis T_{pir} influye en la duración del proceso de pirólisis. Atendiendo a lo mostrado en la figura 6.13, puede determinarse que la temperatura a la que tiene lugar el proceso de pirólisis afecta tanto al calentamiento como a la desvolatilización de la biomasa, si bien es en ésta última fase donde su influencia es decisiva, ya que el tiempo de pirolisis es siempre mucho mayor que el de calentamiento previo. Será necesario, por lo tanto, determinar con precisión esta temperatura.

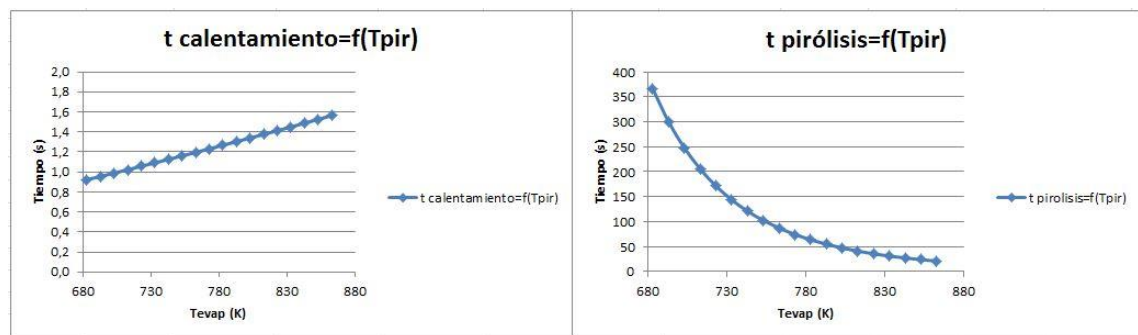


Figura 6.13. Influencia de la T_{pir} en el proceso de pirólisis

- Temperatura de los gases: la temperatura de los gases influye únicamente en la fase de calentamiento, de una forma moderada dentro de un rango lógico.

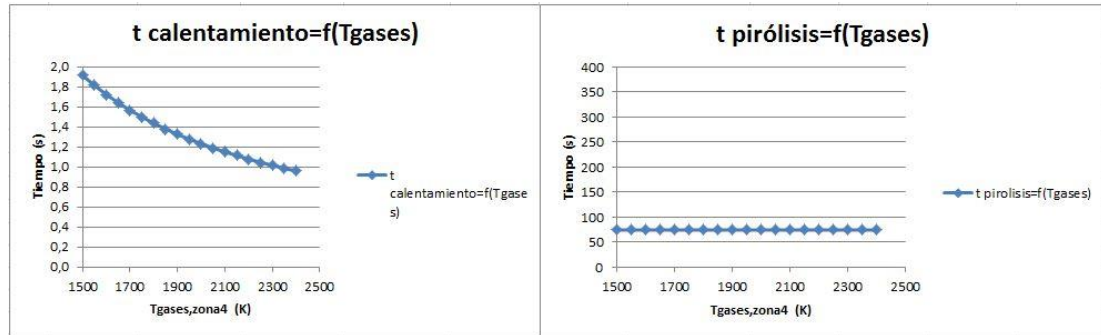


Figura 6.14. Influencia de la temperatura del gas en el proceso de pirólisis

- Condición de fin de pirólisis:** durante el desarrollo del modelo, se impuso una cierta fracción másica de volátiles para la cual se da por finalizada la pirólisis (1%). Al variar dicha condición final puede verse como el tiempo de evaporación cambia significativamente. Por ejemplo, el tiempo de pirólisis pasa de 74 s para 1% a 62 s para 2%. Si bien este límite se establece por conveniencia dentro de un rango lógico, sería interesante realizar experimentos que permitan obtener, de forma empírica, un valor límite ajustado a la realidad.

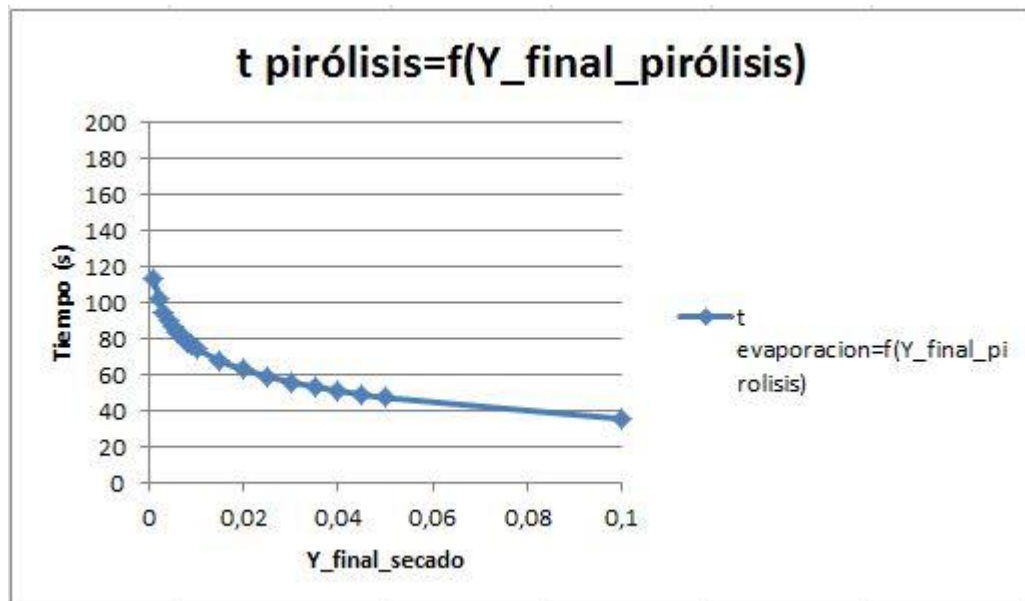


Figura 6.15. Influencia de la condición final en el proceso de pirólisis

6.4. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DEL BALANCE DE MASA

En la siguiente figura se muestran los cambios que experimentan las sustancias sólidas y gaseosas durante el proceso de pirólisis de la biomasa. Para facilitar la comprensión del proceso, se descompone la biomasa entrante en sus distintos componentes (análisis inmediato, base húmeda). A pesar de que todas las especies avanzan dentro del lecho verticalmente (los

gases ascienden y la biomasa descende), con este mismo fin se muestran en dirección horizontal las sustancias que no se ven afectadas por el proceso, mientras que en dirección vertical se encuentran aquellas cuya masa sí se ve afectada.

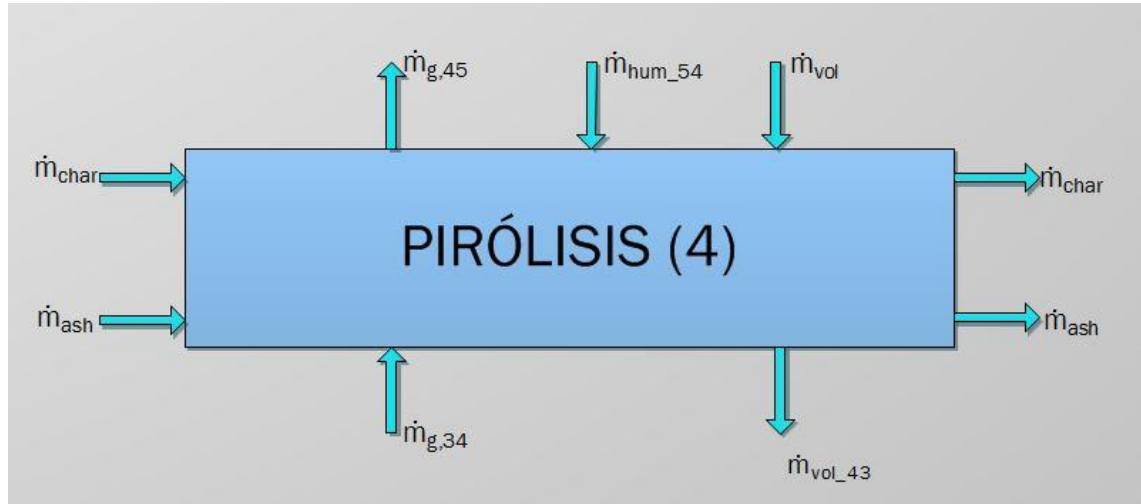


Figura 6.16. Planteamiento del balance de masa durante la pirólisis

El balance de masa en la zona de pirólisis puede plantearse a partir de la ecuación de conservación de la masa [53] en régimen estacionario. De acuerdo con la figura 6.16, al aplicar dicha ecuación se obtiene lo siguiente:

$$\dot{m}_{char} + \dot{m}_{vol} + \dot{m}_{ash} + \dot{m}_{hum_54} + \dot{m}_{g,34} = \dot{m}_{char} + \dot{m}_{ash} + \dot{m}_{vol,43} + \dot{m}_{g,45} \quad [76]$$

En lo que respecta al balance de moles de las especies gaseosas, que se analiza detalladamente en el Capítulo IX, en esta etapa tiene lugar la aparición de metano y benceno como consecuencia de la descomposición de las sustancias volátiles contenidas en la biomasa. También experimenta un ligero crecimiento la cantidad de agua presente en los gases debido a la evaporación de la fracción másica de humedad que no se evaporó en la zona de secado (1 % en base daf sobre el valor absoluto de la masa de biomasa). Todas las demás especies permanecen inalteradas.





CAPÍTULO VII

REACCIONES GASES-CHAR (REDUCCIÓN)

7.1. INTRODUCCIÓN. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Al final del proceso de pirólisis, la biomasa ha perdido la mayor parte de su masa, quedando reducida a char y una pequeña cantidad de ceniza. Tal y como apunta Basu (2010) el char producido durante la pirólisis no tiene por qué ser carbono puro, pudiendo contener también oxígeno e hidrógeno, aunque en cantidades reducidas.

Tras la pirólisis, el char obtenido experimenta una serie de reacciones con los componentes de la fase gaseosa (reacciones heterogéneas sólido – gas) que completan su transformación y posibilitan la obtención de energía, dado el carácter exotérmico de alguna de ellas. Los componentes de la fase gaseosa que se reducen con el char son distintos atendiendo la configuración del gasificador. De este modo, en un gasificador updraft como el que se estudia en el presente trabajo, en el sentido de avance del flujo de gases aparece primero la zona con las reacciones de reducción de la biomasa (reacción del char con CO_2 , con H_2O y con H_2) y después la zona de oxidación del char en presencia de O_2 . En cambio, en gasificadores de tipo downdraft, el orden de las reacciones es el inverso considerando el sentido del flujo de gases, es decir, en primer lugar hay una zona de oxidación del char seguida de una zona de reducción del char restante con los con los compuestos gaseosos presentes en el hogar. Este hecho puede apreciarse en la siguiente imagen (en el gasificador updraft de la izquierda, la zona de reducción aparece denominada como “Gasification”).

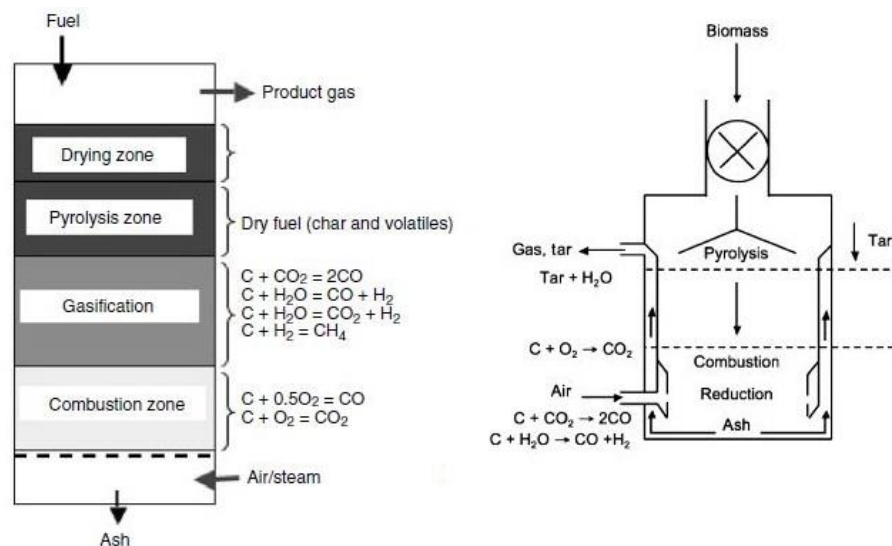


Figura 7.44. Etapas de la gasificación en gasificador updraft (izq.) y downdraft (der.) (Basu 2010)

Cuando se estudian reacciones químicas heterogéneas hay que tener en cuenta que en su desarrollo influye no sólo la **cinética química**, sino también el **transporte de las especies gaseosas** hasta la superficie del sólido. Por ello,

la velocidad de reacción global se determina muy a menudo de forma experimental. Debido a las limitaciones asociadas a la difusión de la especie gaseosa, las reacciones heterogéneas de reducción y oxidación son procesos muy lentos en comparación con los procesos de secado y pirólisis (Rezeau 2010). Puede deducirse por tanto que el volumen de un gasificador es más dependiente de la tasa de reducción que de la tasa de pirólisis, ya que la primera es más pequeña que la segunda. Esta misma conclusión puede deducirse a partir de los resultados obtenidos por Mandl (2010) y Saravanakumar (2011) en sus trabajos.

Conviene profundizar en el análisis de la influencia relativa de la cinética química y la difusión en el proceso de reducción de la biomasa. De acuerdo con Basu (2010), si la tasa de reacción cinética es lenta comparada con la tasa de transporte de moléculas gaseosas, entonces el gas se puede difundir en los poros del sólido y reaccionar. Se dice entonces que la reacción está controlada cinéticamente. En el caso contrario, es decir, si la tasa de reacción cinética es superior a la tasa de difusión, la reacción química tiene lugar únicamente en la superficie del sólido, ya que el gas no tiene tiempo suficiente para difundir en él. En este caso se tiene una reacción con control difusivo.

Si $K_{diff} \gg K_{cin} \rightarrow$ Control cinético

Si $K_{cin} \gg K_{diff} \rightarrow$ Control difusivo

Arauzo, Gea y Sánchez (2010) establecen una metodología para determinar la etapa controlante de la velocidad de reacción en una reacción química heterogénea. Con tal fin estudian la influencia de distintas variables en la conversión de la biomasa, obteniendo los siguientes resultados:

- Efecto de la temperatura: como norma general, la cinética química depende de la temperatura de una forma más acusada que los fenómenos difusivos. Por ello, si la velocidad de reacción aumenta rápidamente con la temperatura, para temperaturas elevadas es muy posible que la etapa controlante de la velocidad sea la difusión.
- Efecto del tamaño de partícula: se observa que el tiempo de reacción, cuando el tamaño de partícula permanece constante, depende en mayor medida de dicho tamaño de la partícula cuando la etapa controlante de la velocidad es la difusión de la especie gaseosa. Así, si el tiempo de reacción varía notablemente al hacer reaccionar partículas de distintos tamaños, es síntoma de que la etapa controlante de la velocidad es la difusión del gas en los poros del sólido.

- Efecto de la velocidad del gas: la cinética química no depende en ningún caso de la velocidad con la que circule el gas en el interior del gasificador. Por lo tanto, si al realizarse experimentos a distintas velocidades del gas se aprecian cambios notables en la velocidad de reacción, es muy probable que la etapa controlante de la velocidad sea la difusiva.

Estos mismos autores destacan que la mayor conversión de la biomasa se logra cuando la etapa controlante de la velocidad es la cinética química. En base a lo expuesto anteriormente, se puede afirmar que el control cinético se ve favorecido por tamaños de partícula pequeños y altas velocidades del gas.

Respecto a la reducción del char propiamente dicha, se trata de un proceso complejo que consta de las siguientes reacciones químicas heterogéneas, tanto exotérmicas como endotérmicas, en las que el char se combina con algunas de las especies gaseosas presentes en el hogar³ (Basu 2010):

- Reacción del char con CO₂ (reacción de Boudouard)



- Reacción del char con H₂O



- Reacción del char con H₂ (reacción de hidrogasificación)



De las reacciones anteriores la más rápida es [R16], mientras que la más lenta es [R17]. No obstante, todas ellas pueden considerarse lentas si se comparan con la tasa de reacción de la oxidación del char [R3]. Así, se tiene que la tasa de [R16] es entre 3 y 5 órdenes de magnitud más lenta que la tasa de oxidación del char, siendo la diferencia con [R17] y [R15] aún mayor. Por ello, las tasas de reacción “R” de las distintas reacciones heterogéneas que tienen lugar en la caldera pueden relacionarse de la siguiente forma (Basu 2010):

$$R_{\text{C}+\text{O}_2} \gg R_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} > R_{\text{C}+\text{CO}_2} \gg R_{\text{C}+\text{H}_2}$$

³ El calor absorbido (o liberado) en las reacciones está determinado a una temperatura de 25 °C.

7.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE REDUCCIÓN

La construcción de un modelo matemático 0-D que permita describir en su conjunto la evolución durante la etapa de reducción de las variables que caracterizan a la biomasa y a la corriente gaseosa presentes en el hogar de la caldera, tales como la temperatura (del sólido y del gas) o la concentración de cada una de las especies gaseosas, presenta notables dificultades debido a causas de diversa naturaleza. De todas ellas, las más relevantes se enumeran a continuación:

- La **reducción del char** en presencia de CO_2 es una **reacción química heterogénea**. Como se ha comentado en el apartado anterior, el estudio de las reacciones heterogéneas es complejo debido a la competencia que existe entre la difusión de la especie gaseosa a través del sólido y la cinética química. Por ello, es habitual enfocar el análisis de estas reacciones a partir de resultados experimentales previamente obtenidos, sin llegar a construir un modelo matemático detallado, o bien implementando el problema en un software CFD⁴.

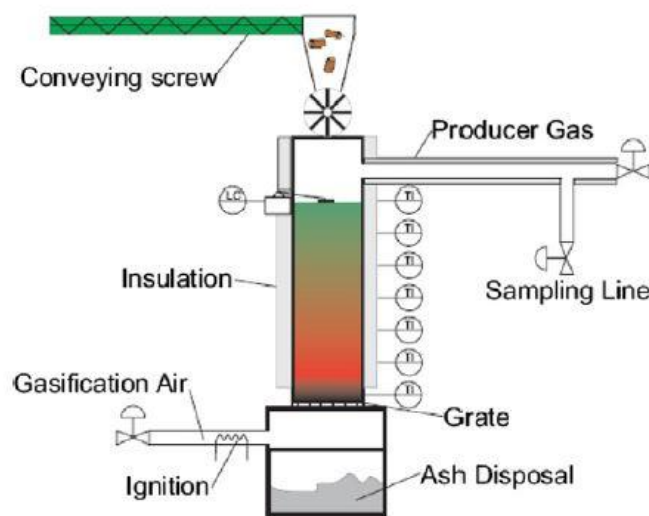


Figura 7.45. Esquema de gasificador updraft experimental (Mandl 2010)

- No es correcto suponer que la etapa de reducción del char tiene lugar a **temperatura del gas y de la biomasa constante**. Esta hipótesis, que sí se estableció en los procesos previos de secado y pirólisis, no es aplicable en este caso ya que los cambios en las variables características del proceso son mucho más significativos. Adoptar, por ejemplo, valores medios de la temperatura, la concentración o la tasa de reacción arrojaría resultados muy alejados de la realidad, y no permitiría extraer ninguna información válida.

⁴ CFD: Computational Fluid Dynamics

- Como consecuencia del punto anterior, **no es posible separar el problema térmico del problema fisico-químico**. Es decir, las ecuaciones de conservación de masa y las de conservación de energía no pueden tratarse por separado, ya que no son independientes entre sí, y debe resolverse el sistema formado por todas ellas para poder conocer la evolución de las distintas variables a lo largo del proceso.

Por todo lo anterior, a diferencia de lo realizado en capítulos anteriores, en el presente apartado se analizan algunos de los aspectos de mayor importancia a la hora de modelar el proceso de reducción del char, sin llegar a construirse un modelo 0-D completo que permita conocer, por ejemplo, el tiempo total asociado a esta etapa. Por otro lado, en los desarrollos siguientes sólo se tiene en cuenta la reacción de reducción del char en presencia de CO₂ [R15], al ser la más relevante de todas ellas, ya que la cantidad de CO₂ en los gases presentes en el hogar es mucho mayor que la cantidad de agua o de hidrógeno.

7.2.1. DETERMINACIÓN DE LA ETAPA CONTROLANTE DE LA VELOCIDAD

En la bibliografía pueden encontrarse distintas expresiones que permiten calcular la tasa de reducción del char. Cooper (2000) propone la siguiente expresión para la tasa de reducción (en kg/m²/s):

$$\dot{\omega}_{\text{red}}'' = A_{\text{CO}_2} p_{\text{CO}_2} e^{\left(\frac{-E_{\text{CO}_2}}{R_u T_s}\right)} \quad [77]$$

donde:

- A_{CO_2} es una constante característica del proceso y tiene un valor de 10400 kg/m²/s/atm.
- p_{CO_2} se corresponde con la presión parcial de dióxido de carbono en los gases presentes en el hogar, en la zona de reducción, expresada en atm.
- E_{CO_2} es la energía de activación de la reacción química y tiene un valor de 178 kJ/mol.
- R_u es la constante universal de los gases, en J/mol/K.
- T_s es la temperatura del sólido, en este caso char.

Por su parte, Gómez (2014) calcula la tasa de reducción del char por unidad de volumen de lecho (en kg/m³/s) utilizando la siguiente expresión:

$$\dot{\omega}_{\text{red}}''' = K_{\text{red}} A_v [\text{CO}_2] P M_c = K_{\text{red}} A_v \rho_g Y_{\text{CO}_2} \frac{P M_c}{P M_{\text{CO}_2}} \quad [78]$$

donde:

- K_{red} es la constante global del proceso de reducción.
- A_v es la relación entre la superficie de biomasa susceptible de reaccionar en esta etapa y el volumen total de lecho asociado al proceso de reducción del char (m^2/m^3).
- $[CO_2]$ es la concentración de dióxido de carbono en la corriente gaseosa que atraviesa la zona de reducción.
- Y_{CO_2} es la fracción másica de dióxido de carbono en ídem.
- PM_c y PM_{CO_2} son, respectivamente, los pesos moleculares del carbono y del dióxido de carbono.

Se escoge para el presente desarrollo la ecuación propuesta por Gómez (2014) ya que recoge de forma más intuitiva la influencia de la cinética química y la difusión del CO_2 en el proceso de reducción del char. Esta influencia se pone de manifiesto en la constante global del proceso, la cual se obtiene como resultado de aplicar la siguiente expresión,

$$K_{red} = \frac{1}{\frac{1}{K_{red,cin}} + \frac{1}{K_{red,diff}}} \quad [79]$$

en la que la constante asociada a la cinética de la reacción química se puede calcular a partir de la siguiente expresión de Arrhenius (Gómez 2014),

$$K_{red,cin} = 3,42T_s \exp\left(-1.56 \times 10^4 / T_s\right) \quad [80]$$

y la constante asociada a la difusión del CO_2 puede obtenerse a partir de la siguiente expresión, propuesta por Pérez (2007).

$$K_{red,diff} = \frac{Sh D_{CO_2}}{D_p} \quad [81]$$

En la expresión [81] aparecen el número de Sherwood y la difusividad del dióxido de carbono. Ambos términos deber ser calculados en primer lugar para poder obtener el valor de la constante difusiva. Respecto al número de Sherwood, puede obtenerse a partir de la siguiente correlación (Pérez 2007):

$$Sh = \phi(2+0,6Re^{0,6}Sc^{1/3}) \quad [82]$$

En la correlación anterior, ϕ es un coeficiente que, de acuerdo con Pérez (2007) adopta valores entre 0,6 y 1. En este trabajo se toma el mismo valor adoptado por dicho autor en su trabajo, esto es, 0,9. Por otro lado, Sc hace

referencia al número de Schmidt, el cual se define de la siguiente manera (Klason 2006):

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_i}, \quad \text{donde } i = \text{CO}_2 \quad [83]$$

En cuanto a la viscosidad del gas, que aparece tanto en el número de Reynolds como en el número de Schmidt, puede utilizarse para su determinación la siguiente correlación (Mandl 2010).

$$\mu_g = 1,98 \times 10^{-5} \left(\frac{T_{\text{gas}}}{300} \right)^{2/3} \quad [84]$$

Puede verse que, tal y como ocurre en la ecuación [81], en [83] aparece la difusividad másica “D” del CO₂. Ésta puede obtenerse de dos maneras. Si se supone que su valor es fijo e independiente de la temperatura, puede adoptarse el valor propuesto por Pérez (2007) de 6,16x10⁻⁴ m²/s. Si se tiene en cuenta el efecto de la temperatura, como se hace en el presente trabajo, puede recurrirse a la correlación propuesta por Virto (2014), que se muestra a continuación.

$$D(T,P) = 2,7 \times 10^{-9} T^{1,590} e^{\left(\frac{-102,1}{T} \right)} \frac{P_0}{P} \quad [85]$$

Por simplicidad, se considera que las caídas de presión en el interior del hogar de la caldera no son muy acusadas. En consecuencia, puede suponerse que la presión en el interior del hogar es aproximadamente igual a la presión exterior de referencia. Con ello, se consigue que la difusividad no sea dependiente de la presión, resultando finalmente la siguiente expresión:

$$D(T) = 2,7 \times 10^{-9} T^{1,590} e^{\left(\frac{-102,1}{T} \right)} \quad [86]$$

Aplicando las ecuaciones [80] a [86], pueden calcularse los valores de las constantes difusiva y cinética asociadas al proceso de reducción del char. En la siguiente gráfica se muestran los valores de estas constantes, calculadas para un rango de temperaturas del char entre 800 y 2000 K.

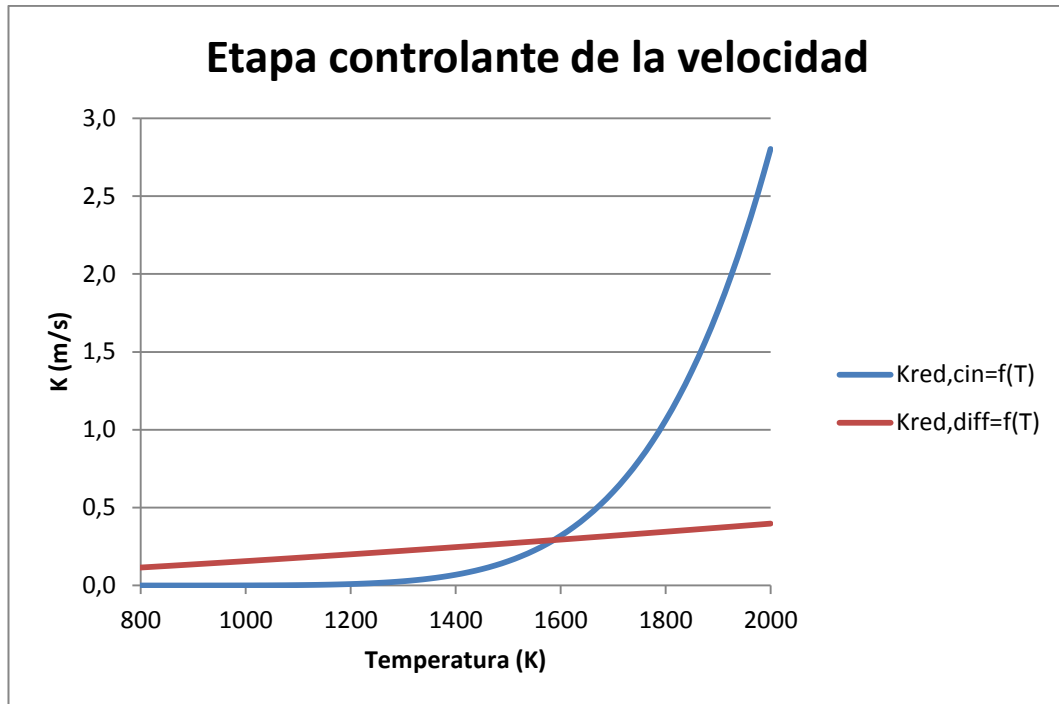


Figura 7.46. Constantes cinética y difusiva del proceso de reducción, en función de la temperatura

Del gráfico anterior pueden extraerse varias conclusiones acerca de cuál es la etapa controlante de la velocidad durante el proceso de reducción del char:

- Para temperaturas del char bajas, suponiendo que se alcancen las condiciones necesarias para que la reacción de reducción tenga lugar, se observa que la reacción está controlada por la cinética química. Esto es lógico, ya que como se mencionó al principio del capítulo, y como puede observarse en el gráfico, la cinética química muestra una fuerte dependencia de la temperatura, por lo que cabe esperar que a bajas temperaturas la cinética química sea el factor limitante de la velocidad.
- A temperaturas medias del char, entre 1200 y 1600 K, se aprecia que ambas constantes son aproximadamente del mismo orden de magnitud. Por ello, en este intervalo de temperaturas puede afirmarse que la reacción se ve influida por ambos factores, no pudiendo excluir ninguno de ellos a la hora de estudiar el proceso.
- A altas temperaturas la constante cinética crece rápidamente, debido a su fuerte influencia de la temperatura, hasta el punto de ser en torno a un orden de magnitud mayor que la constante difusiva. Así, en esta situación puede asumirse que el único factor determinante de la velocidad de reacción es la difusión de CO_2 a través de los poros del char.

Cabe destacar además el hecho de que la constante difusiva no muestra una gran dependencia de la temperatura, si bien crece con ella de una forma sostenida.

7.2.2 EVOLUCIÓN DE LA BIOMASA DURANTE EL PROCESO DE REDUCCIÓN

En este punto se pretende describir de forma aproximada, con excepción de la temperatura, la evolución de las distintas variables que caracterizan a la biomasa. Para ello, se establecen inicialmente las siguientes hipótesis:

- No se consideran fenómenos de transmisión de calor entre la biomasa y la corriente gaseosa ascendente.
- Se considera que los gases responden al modelo de gas ideal, y su temperatura es homogénea en toda la zona (Collazo et al. 2012a).
- Durante la reducción, se reducen la masa y el volumen de los pellets de tal forma que la densidad de los mismos permanece constante a lo largo del proceso (Gómez 2014).
- La fracción de vacío permanece constante durante el proceso (Chaney et al. 2012).
- Los gases producidos durante el proceso se incorporan de forma instantánea a la corriente gaseosa (Collazo et al. 2012a; Gómez 2014).
- A pesar de su que el volumen de los pellets se reduce durante el proceso, se considera que mantienen su forma esférica, por lo que puede aplicarse también aquí el concepto de diámetro equivalente (D_{eq}).

Para poder llevar a cabo el desarrollo propuesto desde la perspectiva de un modelo 0-D, la solución encontrada consiste en discretizar la zona de reducción, esto es, dividir la zona en un número " N_z " de subzonas. Esta solución permite considerar variaciones más pequeñas de las distintas variables que intervienen en la reducción del char, lo que posibilita tener un mejor conocimiento de la evolución de las mismas.

Inicialmente se ha de establecer un criterio de discretización. Los tres criterios de mayor utilidad se enumeran a continuación, junto con las ventajas e inconvenientes que presenta la aplicación de cada uno de ellos en el presente trabajo:

1. Establecer una estimación de la longitud total de la zona de reducción.
Este criterio presenta la ventaja de que permite conocer el volumen de la zona y, dividiendo entre el número de subzonas, el volumen de cada subzona. A partir de ello, dado que la densidad de la biomasa en esta zona es constante y conocida, puede calcularse la cantidad de

biomasa presente en cada subzona. Sin embargo, se trata de un criterio difícil de aplicar, ya que la longitud de la zona es precisamente una de las incógnitas a calcular, por lo que los resultados que se obtengan dependerán en gran medida de la bondad de la estimación de dicha longitud.

2. Establecer una estimación del incremento de temperatura del char en cada subzona. La principal ventaja de este criterio radica en que permite resolver los balances de masa y energía en su conjunto de una forma relativamente sencilla, ya que la temperatura del char deja de ser una incógnita. No obstante, la información que se tiene acerca de la evolución de la temperatura en el interior del hogar de la caldera es muy escasa, por lo que los resultados obtenidos pueden estar muy alejados de la realidad.
3. Establecer la cantidad de biomasa que reacciona en cada subzona. Si se establece un criterio que marque el fin de la etapa de reducción, es posible conocer la cantidad total de char que se reduce. Una vez conocido esto, dividiendo entre las “N_z” subzonas, puede conocerse la cantidad de char que se consume en cada subzona. Este criterio puede formularse matemáticamente según la siguiente expresión:

$$\Delta m_{\text{char},i+1} = \frac{\Delta m_{\text{char,red}}}{N_z} \quad [87]$$

En el presente trabajo se opta por discretizar utilizando el último de los criterios expuestos anteriormente. Para poder hacerlo, se establece además que la etapa de reducción se completa cuando desaparece todo el CO₂ presente en el hogar inferior de la caldera. De este modo, a partir de la reacción [R15] se puede conocer la cantidad de cada una de las especies gaseosas que se consumen/generan, así como la variación de las fracciones másicas y molares en cada subzona.

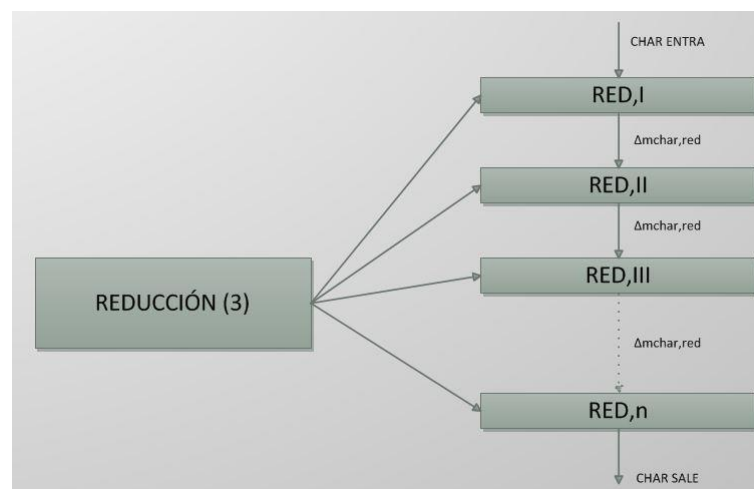


Figura 7.47. Modelo de discretización de la zona de reducción

Los datos de partida se obtienen a partir del balance de masa en la zona de reducción, el cual puede consultarse en el Capítulo IX. En él, puede observarse que, tal y como se ha establecido, el dióxido de carbono disminuye hasta desaparecer, mientras que la cantidad de CO aumenta notablemente. El resto de gases, por su parte, no se ven afectados por el proceso.

En cada subzona se debe cumplir la ecuación de conservación de la masa, que puede expresarse de la siguiente forma:

$$\dot{m}_{\text{CHAR},i+1} = \dot{m}_{\text{CHAR},i} - \Delta\dot{m}_{\text{CHAR},i+1} \quad [88]$$

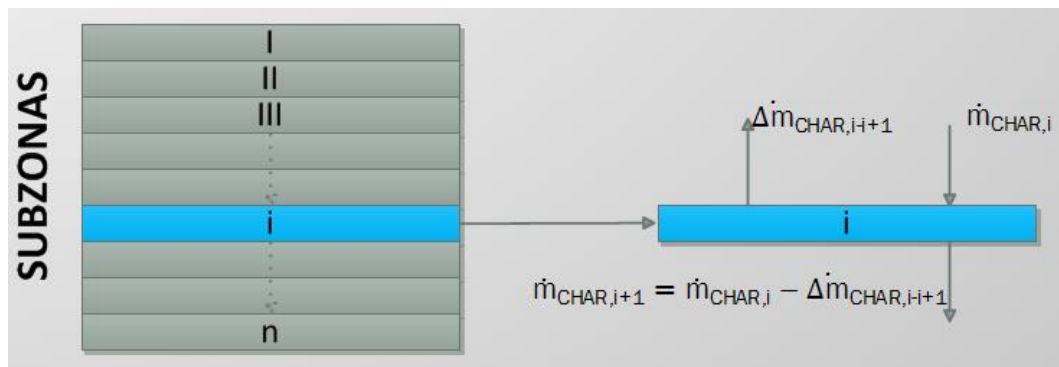


Figura 48. Planteamiento del balance de masa en la subzona i, zona de reducción (3)

Cabe destacar que, a medida que la biomasa atraviesa las distintas subzonas, su velocidad de avance disminuye progresivamente. La justificación de este hecho se encuentra en la ecuación [37]: si la cantidad de biomasa disponible se reduce, manteniéndose constante la densidad y la superficie de paso de la biomasa, necesariamente la velocidad debe reducirse también.

Respecto a la densidad de la biomasa en esta zona, puede calcularse aplicando la ecuación [89]. Cabe destacar que los resultados obtenidos al aplicarla concuerdan aproximadamente con las medidas de la densidad del char realizadas por Mandl (2010) y Bruch (2003) en sus trabajos.

$$\rho_{\text{char+ash}} = \rho_{\text{biom}}(1 - Y_{\text{hum}} - Y_{\text{pir}}) \quad [89]$$

Es de gran utilidad calcular la reducción del diámetro equivalente de los pellets al atravesar cada una de las subzonas de reducción. Para ello, como se mencionó anteriormente, se considera que el factor de vacío permanece constante a lo largo del proceso. Inicialmente se calcula el volumen del pellet aplicando la siguiente relación:

$$V_{\text{pellet},i} = \frac{m_{\text{pellet},i}}{\rho_{\text{char+ash}}} \quad [90]$$

En la ecuación anterior, la masa del pellet en la subzona “i” puede calcularse a partir del volumen inicial del pellet, teniendo en cuenta que la masa de char disminuye en la medida en que éste se consume al atravesar las distintas subzonas de reducción, utilizando la siguiente expresión,

$$m_{\text{pellet},i} = V_{\text{pellet},\text{ini}} \rho_{\text{biom},\text{ini}} \left(Y_{\text{ash}} + \frac{Y_{\text{char}}(\dot{m}_{\text{char},\text{ini}} - Z \Delta \dot{m}_{\text{CHAR},i-i+1})}{\dot{m}_{\text{char},\text{ini}}} \right) \quad [91]$$

donde “Z” representa el número de subzonas atravesadas por la biomasa hasta llegar a la zona “i”. Una vez conocido el volumen del pellet en la subzona “i”, el diámetro del mismo puede obtenerse de forma simple aplicando la siguiente relación:

$$D_{\text{eq},i} = \left(\frac{6V_{\text{pellet},\text{ini}}}{\pi} \right)^{1/3} \quad [92]$$

Cabe destacar que utilizando el método propuesto (ecuaciones [90],[91] y [92]) se obtienen valores del diámetro de la partícula que concuerdan con los valores obtenidos al aplicar la siguiente relación propuesta por Di Blasi (2008), en la que X hace referencia al grado de conversión de la partícula, siendo 0 el valor para el cual la partícula permanece intacta, y 1 el valor para el cual la partícula se convierte por completo y desaparece.

$$D_x = D_0(1-X)^{1/3} \quad [93]$$

Una vez conocido el diámetro de la partícula, es posible calcular la relación superficie de biomasa – volumen de lecho en cada una de las subzonas, aplicando la siguiente ecuación:

$$A_{v,i} = \frac{6(1-\varepsilon)}{D_{\text{eq},i} \phi} \quad [94]$$

Con todos estos datos ya conocidos, la fracción molar de cada una de las especies gaseosas y el peso molecular del conjunto de los gases en cada subzona puede calcularse de forma sencilla utilizando expresiones análogas a [13] y [23].

7.2.3. PLANTEAMIENTO TEÓRICO DE LA EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA

Para calcular la evolución de la temperatura (tanto del sólido como del gas) a lo largo de la zona de reducción de la biomasa, es preciso tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- La reacción de reducción es endotérmica. La energía necesaria para que la reacción pueda llevarse a cabo se obtiene a partir del estado térmico de la corriente gaseosa y del propio char.
- Se producen unas ciertas pérdidas de calor por radiación a otras zonas del hogar (pirólisis, oxidación) así como a las paredes de la caldera.
- Dado que en esta zona el gas se encuentra a mayor temperatura que el char, habrá una cierta transferencia de calor desde el primero hacia el segundo. En consecuencia, el char se calienta y el gas se enfría.

En base a lo anterior, puede plantearse el problema térmico como un sistema formado por dos ecuaciones: una ecuación de transmisión de calor [95] y un balance de energía en la zona [96].

$$\Delta m_{\text{char}} C_{p_{\text{char}}} \frac{dT_{\text{char}}}{dt} = A_{\text{char}} h_{\text{char}} (T_g - T_{\text{char}}) \quad [95]$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{char},43} h_{\text{char},4} + \dot{m}_{\text{gas},23} h_2 = & \dot{m}_{\text{gas},34} h_3 + \\ + \dot{m}_{\text{char},32} h_{\text{char},3} + \dot{m}_{\text{char},34} h_{\text{char},3} - \dot{Q}_{\text{perdidas}} - \Delta \dot{m}_{\text{char,red}} \Delta h_{\text{char,red}} \end{aligned} \quad [96]$$

7.3. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA

En la siguiente figura se muestran los cambios que experimentan las sustancias sólidas y gaseosas durante la reducción de la biomasa. Para facilitar la comprensión del proceso, se descompone la biomasa entrante en los distintos componentes que aparecen en esta zona (análisis inmediato, base húmeda). A pesar de que todas las especies avanzan dentro del lecho verticalmente (los gases ascienden y la biomasa desciende), con este mismo fin se muestran en dirección horizontal las sustancias que no se ven afectadas por el proceso, mientras que en dirección vertical se encuentran aquellas que sí experimentan cambios durante el proceso.

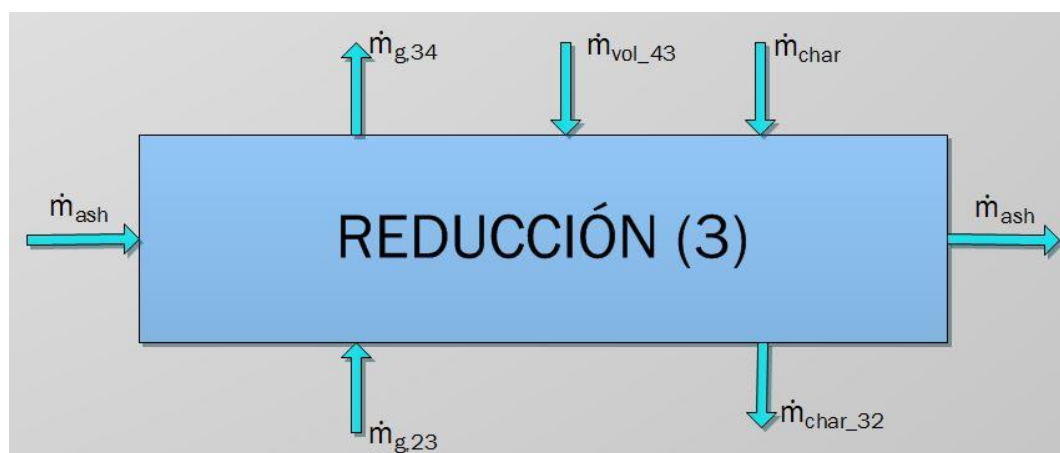


Figura 7.49. Planteamiento del balance de masa durante la reducción.

El balance de masa en la zona de reducción puede plantearse a partir de la ecuación de conservación de la masa [53] en régimen estacionario. De acuerdo con la figura 7.6, al aplicar dicha ecuación se obtiene lo siguiente:

$$\dot{m}_{\text{char}} + \dot{m}_{\text{vol}_43} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g}_23} = \dot{m}_{\text{char}_32} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g}_34} \quad [97]$$

En lo relativo al balance de moles de las distintas especies gaseosas que circulan a través del hogar de la caldera, aspecto que se analiza en profundidad en el Capítulo IX, en esta etapa tiene lugar la desaparición total de los compuestos volátiles presentes en la biomasa.





CAPÍTULO VIII

REACCIONES GASES-CHAR

(OXIDACIÓN)

8.1. INTRODUCCIÓN. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En los capítulos anteriores se ha visto que, durante el tiempo de residencia de la biomasa en el hogar de la caldera, ésta se ve sometida a distintos procesos que ocurren de forma sucesiva a medida que se incrementa su temperatura. Exceptuando la reacción de hidrogasificación del char [R17], el resto de reacciones químicas que constituyen los procesos de secado, pirólisis y reducción de la biomasa son de carácter endotérmico, esto es, precisan de un aporte de energía para poder llevarse a cabo. Esta energía se obtiene a partir de la reacción exotérmica más importante, la oxidación del char.

En un reactor updraft, la oxidación del char es el último proceso que experimenta la biomasa en la dirección del flujo de gases, y completa su conversión. En él, el **char** se combina en una reacción heterogénea con **oxígeno** para generar **monóxido y dióxido de carbono** en una proporción que es función de la temperatura a la que tiene lugar la reacción química.



Desde un punto de vista estrictamente energético, y teniendo en cuenta que la oxidación del char debe proporcionar suficiente energía para que puedan ocurrir los demás procesos que conforman la conversión de la biomasa, interesa que los productos de [R18] estén constituidos en su mayor parte por CO_2 , ya que la reacción [R19] de oxidación completa del carbono libera una cantidad de calor por kmol de char consumido sensiblemente mayor que la reacción [R20] de oxidación parcial. No obstante, hay que señalar que el CO que se obtiene como producto de [R20] es a su vez un gas combustible, el cual reacciona durante la etapa de combustión completa en la parte superior del hogar según [R10], una vez que hay suficiente disponibilidad de oxígeno debido a la entrada de aire secundario, liberando también una cantidad considerable de energía (284 KJ por kmol de CO que reacciona) (Basu 2010).



Igual que en el capítulo anterior, **la reacción [R18] es heterogénea**, es decir, se trata de una reacción química en la que interviene un sólido (char) y una especie gaseosa (oxígeno). Por lo tanto, son de nuevo aplicables todas aquellas consideraciones acerca de las reacciones químicas heterogéneas que se describieron en el apartado 7.1.

Si se analizan los resultados de los trabajos llevados a cabo por distintos autores, puede apreciarse que la mayor parte de ellos coincide en señalar la **difusión del oxígeno** como la **etapa controlante de la velocidad de oxidación**

del char. Así, Porteiro (2006) y Collazo (2012a) apuntan que, durante la etapa de oxidación del char, la velocidad de reacción está normalmente controlada por la difusión del oxígeno y que, bajo control difusivo, la reacción del char ocurre en la superficie de la partícula, por lo que ésta se encogerá durante la combustión heterogénea. Mandl (2010), por su parte, afirma que se ha comprobado que la oxidación del char está controlada más intensamente por fenómenos difusivos que por la cinética química, por lo que la tasa de reacción química del char es de menor relevancia y puede incluso no tenerse en cuenta a la hora de estudiar el proceso. Cooper (2000) matiza que la etapa controlante de la velocidad de reacción cambia según se estudie la oxidación del char en condiciones de funcionamiento transitorias o estacionarias de la caldera. De este modo, en combustión estacionaria, la oxidación del char está fundamentalmente controlada por la difusión del oxígeno, mientras que los fenómenos transitorios (encendido y apagado de la caldera) muestran una fuerte dependencia de la cinética química.

Como ya se mencionó en el capítulo anterior, las reacciones heterogéneas (sólido - gas) transcurren de forma lenta si se comparan con la velocidad de las reacciones homogéneas (entre gases). Sin embargo, cabe destacar que, pese a ser la reducción y la oxidación del char ambos procesos heterogéneos, las tasas de oxidación, debido a la mayor temperatura a la que ocurren son, como mínimo, un orden de magnitud superiores a las tasas de reducción. Por ello, el proceso de reducción del char es el más crítico a la hora de dimensionar el hogar de la caldera.

Finalmente, resulta interesante comparar de forma breve las características del char obtenido a partir de biomasa con el char que se obtiene a partir de un combustible fósil como el carbón. Como norma general, el char derivado de la biomasa es mucho más poroso que el derivado del carbón. Así, el primero presenta una porosidad de entre el 40 y el 50 %, mientras que el segundo oscila entre el 2 y el 18 %. Asimismo, los poros del char de biomasa son varios órdenes de magnitud mayores que los del char de combustible fósil. En consecuencia, el comportamiento de ambos durante la oxidación es distinto. Mientras que la reactividad del char procedente de biomasa aumenta cuando aumenta el tiempo de reacción y la cantidad de char oxidado, con el char procedente del carbón ocurre lo contrario, tal y como puede apreciarse en el siguiente gráfico (Basu 2010):

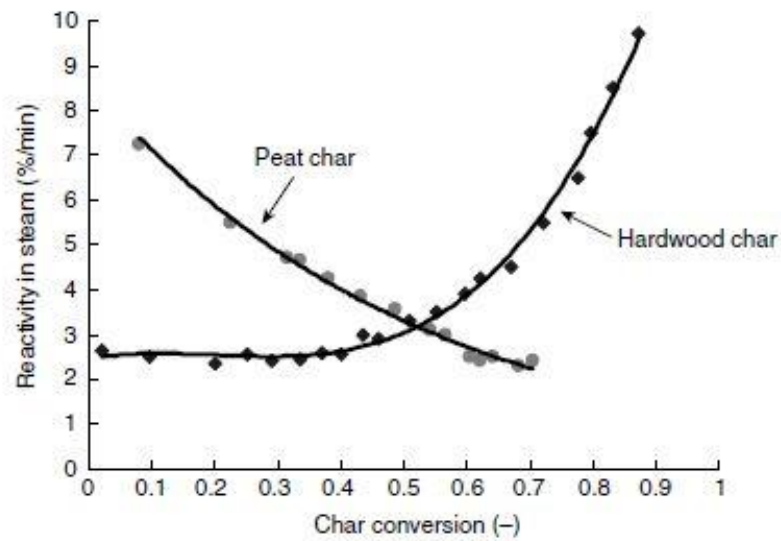


Figura 8.50. Reactividad del char procedente de biomasa y de carbón (turba), en función de su grado de conversión (Basu 2010)

8.2. MODELADO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE OXIDACIÓN

La elaboración de un modelo matemático 0-D que refleje de forma detallada la evolución que experimenta la biomasa durante el proceso de oxidación del char presenta dificultades similares a las que se han expuesto en el capítulo VII de reducción del char. Nuevamente se trata de una **reacción química heterogénea** que, además, presenta un **fuerte carácter exotérmico** y se desarrolla de una forma relativamente rápida comparada con las reacciones propias de la reducción de los gases con el char. Por ello, cabe esperar que tanto el char como los gases que circulan a través del hogar se vean sometidos a variaciones intensas de temperatura, composición, etc. Por ello, en este apartado se analizan los aspectos más relevantes de la oxidación del char de forma aislada, sin llegar a construir un modelo matemático completo, con el objetivo de posibilitar un mejor conocimiento del proceso.

8.2.1. EXPRESIONES DE LA TASA DE OXIDACIÓN DEL CHAR

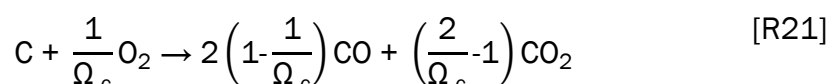
En la descripción teórica del proceso se mencionó que la cantidad de CO y de CO₂ que se genera como resultado de la oxidación del char es una función de la temperatura a la que tiene lugar la reacción química. Existen en la bibliografía distintas expresiones que permiten calcular dicha proporción. Una de ellas, propuesta por Cooper (2000), establece lo siguiente:

$$\frac{CO}{CO_2} = 10^{3,4} e^{\left(\frac{-12400}{R_u T}\right)} \quad [98]$$

Sin embargo, la **siguiente expresión** es utilizada por un mayor número de autores (Pérez 2007; Porteiro 2006; Collazo et al. 2012b), por lo que **es la que se adopta en el presente trabajo**:

$$\Omega_c = \frac{2(1+4,3e^{(-3390/T)})}{2+4,3e^{(-3390/T)}} \quad [99]$$

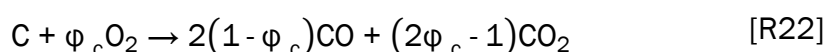
A partir de [99], puede reformularse la reacción de oxidación [R18]. De este modo, se obtiene la siguiente reacción química ajustada (Porteiro 2006):



Aunque la reacción anterior está expresada correctamente, resulta más cómodo trabajar con la inversa de Ω_c . Así, si se define la inversa de la relación CO-CO₂ como

$$\varphi_c = \frac{1}{\Omega_c} \quad [100]$$

la reacción [R21] puede expresarse como



Una vez establecida la reacción de oxidación del char, la tasa de reacción del mismo (en kg/m³/s) puede calcularse aplicando la siguiente relación (adaptada de Porteiro 2009):

$$\dot{\omega}_{ox}''' = -K_{ox} e^{(-E_c/R_u T)} \rho_g Y_{O_2} \frac{PM_c}{PM_{O_2}} A_v \quad [101]$$

donde:

- K_{ox} es un factor preexponencial de la expresión de Arrhenius, y toma un valor de 301 cuando Ω_c es igual a 2, esto es, cuando únicamente se genera CO como producto de la oxidación.
- El signo menos hace referencia a que durante el proceso la cantidad de char disminuye, esto es, se consume char.
- A_v es la relación entre la superficie de biomasa susceptible de reaccionar en esta etapa y el volumen total de lecho asociado al proceso de reducción del char.
- E_c es la energía de activación de la reacción. Toma un valor de 149,38 KJ/mol cuando Ω_c es igual a 2.

- Y_{O_2} es la fracción másica de oxígeno en la corriente gaseosa que atraviesa la zona de oxidación.
- PM_c y PM_{O_2} son, respectivamente, los pesos moleculares del carbono y del oxígeno.

Conviene señalar algunos aspectos concernientes a la expresión anterior. En primer lugar, puede observarse la presencia de una expresión de tipo Arrhenius, lo cual es indicativo de que el autor únicamente tiene en cuenta a la hora de calcular la tasa de reacción los fenómenos relacionados con la cinética química, y no aquéllos relacionados con la difusión del oxígeno. En segundo lugar, si se compara esta expresión con [78] puede verse que ambas tienen la misma estructura, lo cual es lógico, dado que ambas expresiones se refieren al cálculo de tasas de reacción de char en reacciones heterogéneas.

En la bibliografía pueden encontrarse otras expresiones que permiten calcular la tasa de reacción del char, como la propuesta por Bardi y Astolfi (2010) [102]. No obstante, los autores no especifican el significado de cada uno de los términos que aparecen ni las unidades en las que están expresados, por lo que no resultan prácticas.

$$\dot{m} = -n_p A_s K_{eff} \rho_{vO_2, \infty}^n \quad [102]$$

Para finalizar este apartado, conviene señalar una posible incoherencia observada al analizar la expresión [99]. Varios autores como Cooper (2000), Pérez (2007) y el propio Porteiro (2006) afirman que al analizar los productos generados durante la oxidación del char, éstos están constituidos en su mayoría por CO, siendo la presencia de CO₂ muy reducida. En base a ello establecen en sus trabajos un valor de Ω_c igual a 2, lo cual equivale a no considerar la presencia de CO₂ entre los productos de la oxidación. Sin embargo, si se grafica la expresión [99], se observa que, aunque Ω_c aumenta conforme aumenta la temperatura, nunca alcanza el valor de 2, presentando un máximo en torno a 1,68 cuando la temperatura tiende a infinito, como puede apreciarse en la siguiente gráfica:

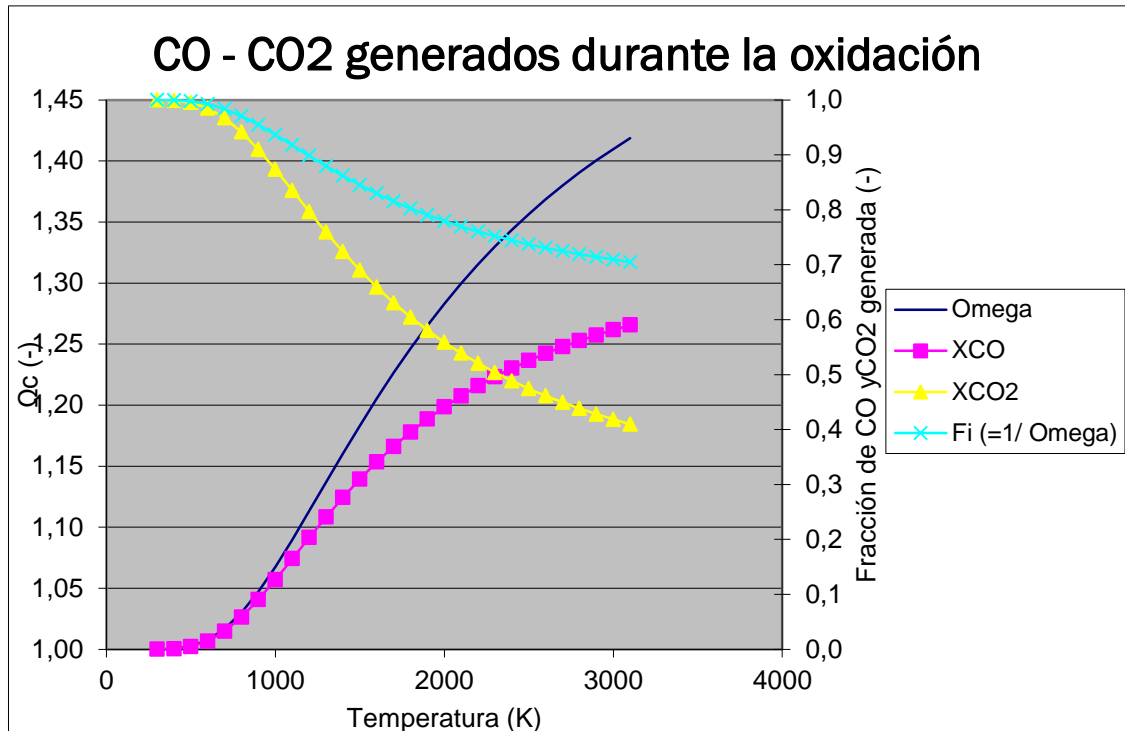


Figura 8.51. CO y CO₂ generados durante la oxidación del char.

8.2.2. CONDICIÓN FINAL DE LA REACCIÓN DE OXIDACIÓN

Es preciso establecer una condición que marque el final de la reacción de oxidación del char. A continuación se señalan algunos posibles criterios a utilizar:

- El **caso límite** sería aquél en el que **se consume todo el oxígeno** presente en la zona de oxidación. Como es lógico, si se agota el oxígeno, la reacción de oxidación no puede llevarse a cabo. Sin embargo, al analizar esta posibilidad en base al análisis inmediato de la biomasa, la cantidad de O₂ introducido en la caldera y la reacción [R22], se observa que, aún en el caso de que se consuma todo el char, la cantidad de O₂ es suficiente para permitir que la reacción progrese, por lo que éste no parece el criterio más recomendable.
- Algunos autores, como Collazo et al. (2012b), tienen en consideración la posibilidad de que la partícula sea arrastrada por la corriente gaseosa ascendente. Dado que como consecuencia de la oxidación el diámetro de la partícula se reduce, puede ocurrir que la fuerza aerodinámica de arrastre sea mayor que la fuerza de la gravedad, lo que implicaría que la partícula es arrastrada por la corriente gaseosa y abandona el lecho. En estas condiciones, puede establecerse un diámetro crítico de la partícula, el cual viene dado por la siguiente expresión:

$$d_{cr} = \frac{3C_D\rho_g v^2}{4\rho_s g} \quad [103]$$

Esta condición no tiene sentido físico en un gasificador updraft como el estudiado en este trabajo.

- La condición final más común y, por lo tanto, la que se adopta en este trabajo, consiste en establecer que la reacción de oxidación se termina cuando la partícula tiene un diámetro lo suficientemente pequeño como para atravesar las rejillas de la parrilla y caer al cenicero. Puede considerarse que la partícula cae exactamente en el momento en que su diámetro es igual a la separación entre las rejillas, o cuando tiene un diámetro ligeramente menor. De un modo general, si d_{parr} simboliza la separación entre las barras que conforman la parrilla y “k” representa un factor de corrección que hace que el diámetro crítico sea ligeramente menor que d_{parr} , puede establecerse la siguiente condición final:

$$d_{cr} = k d_{parr}, \quad \text{con } k \leq 1 \quad [104]$$

8.2.3. DETERMINACIÓN DE LA ETAPA CONTROLANTE DE LA VELOCIDAD

Al trabajar con una reacción heterogénea, como en el capítulo VII, aparece de nuevo la influencia en el proceso de dos factores: por un lado la **cinética química** y, por otro lado, la **difusión del oxígeno** a través de los otros gases hasta alcanzar el char. Así, puede definirse una constante global del proceso mediante una expresión similar a [79]:

$$K_{ox} = \frac{1}{\frac{1}{K_{ox,cin}} + \frac{1}{K_{ox,diff}}} \quad [105]$$

Respecto a la constante asociada a la cinética de la reacción química, ésta se puede obtener a partir de una expresión de tipo Arrhenius como las siguientes, propuestas por Pérez (2007) y Porteiro (2006) respectivamente.

$$K_{ox,cin} = 301e^{\left(\frac{-149380}{R_u T_s}\right)} \quad [106]$$

$$K_{ox,cin} = 1,7T_s e^{\left(\frac{-74800}{R_u T_s}\right)} \quad [107]$$

En lo concerniente a la constante difusiva del oxígeno, puede aplicarse alguna correlación obtenida de forma empírica, tal y como hace Mandl (2010),

$$K_{\text{ox,diff}} = \frac{1,57 v_g \rho_g Sc^{-2/3} Re^{-0,41} (1 - \varepsilon)^{0,2}}{PM_g p} \quad [108]$$

o bien aplicar el procedimiento descrito por las ecuaciones [81] a [84], utilizando la siguiente correlación para el cálculo de la difusividad del O₂ en función de la temperatura (Virto 2014):

$$D(T) = 1,13 \times 10^{-9} T^{1,724} \quad [109]$$

En la siguiente gráfica se muestran los valores de estas constantes, calculadas para un rango de temperaturas del char entre 800 y 2000 K (eje Y en escala logarítmica).

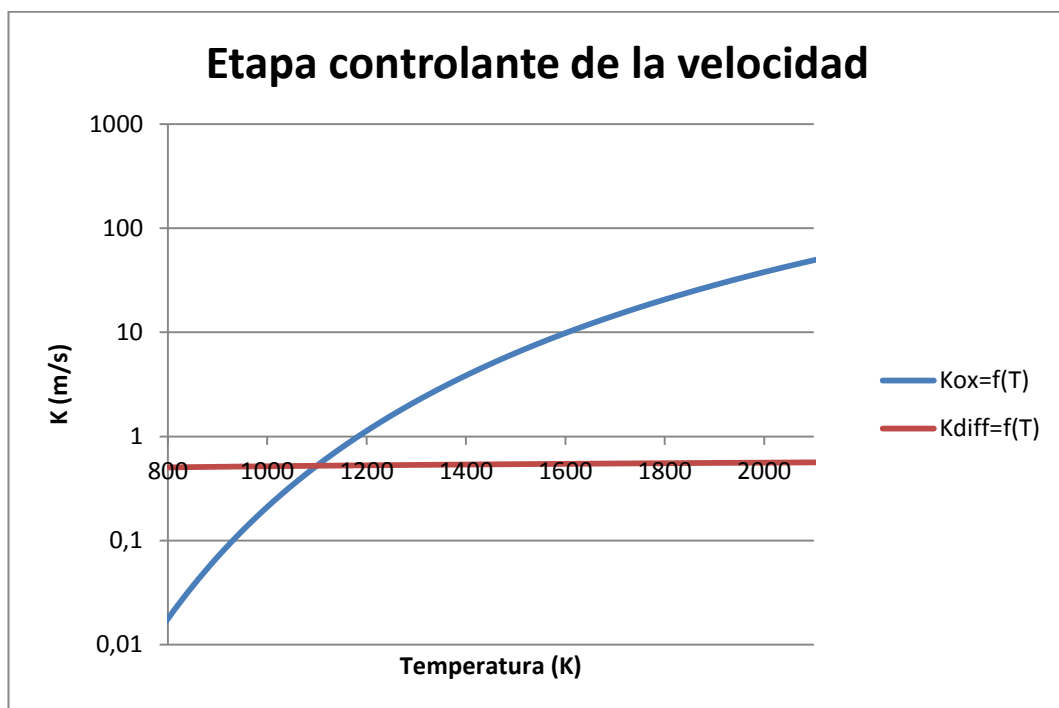


Figura 8.52. Constantes cinética y difusiva del proceso de oxidación, en función de la temperatura

De la figura anterior pueden extraerse algunas conclusiones útiles sobre el proceso de oxidación del char:

- A bajas temperaturas, por debajo de los 1000 K, la velocidad de reacción está controlada por la cinética química. Sin embargo, no es habitual que la oxidación del char tenga lugar en este rango de temperaturas.
- A temperaturas medias y altas del char la constante cinética experimenta un rápido crecimiento, llegando incluso a ser en torno a 1 o 2 órdenes de magnitud mayor que la constante difusiva. Por ello,

puede asumirse que el factor limitante de la velocidad de reacción es la difusión del oxígeno.

Puede verse como los resultados obtenidos se ajustan a lo mostrado por diversos autores en sus trabajos.

8.3. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA

La siguiente figura muestra los cambios que experimentan las sustancias sólidas y gaseosas durante la oxidación del char. Para expresarlo de un modo más intuitivo, se descompone la biomasa entrante en los distintos componentes que aparecen en esta zona (análisis inmediato, base húmeda). A pesar de que todas las especies avanzan dentro del lecho verticalmente (los gases ascienden y el char descende), con este mismo fin se muestran en horizontal las sustancias que no se ven afectadas por el proceso, mientras que en dirección vertical se pueden ver aquéllas que sí experimentan cambios durante el proceso.

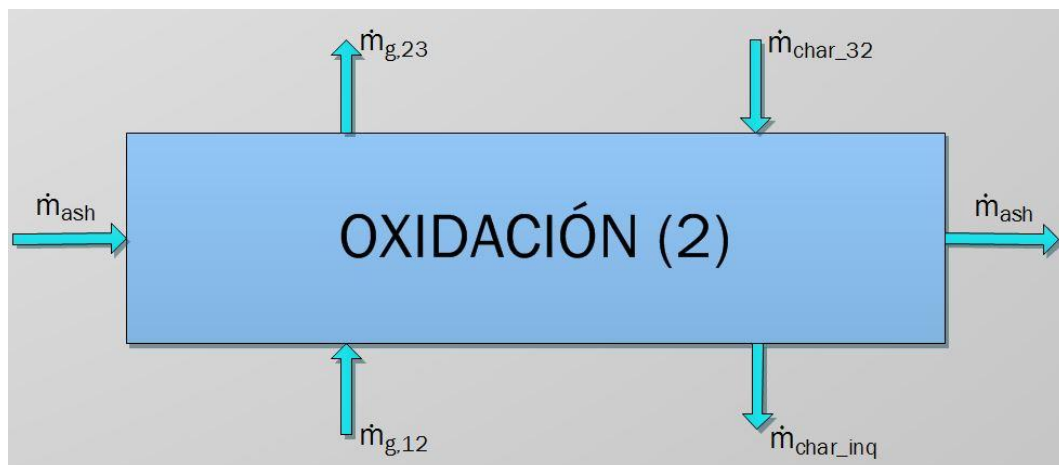


Figura 8.53. Planteamiento del balance de masa durante la reducción.

El balance de masa en la zona de oxidación puede plantearse a partir de la ecuación de conservación de la masa [53] en régimen estacionario. De acuerdo con la figura 8.4, al aplicar dicha ecuación se obtiene lo siguiente:

$$\dot{m}_{\text{char}_32} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g},12} = \dot{m}_{\text{char}_\text{inq}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g},23} \quad [110]$$



CAPÍTULO IX

PLANTEAMIENTO GLOBAL DE LA COMBUSTIÓN DE LA BIOMASA

9.1. INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se expone un análisis global del proceso de combustión de la biomasa. Se persigue con ello facilitar la comprensión de los distintos procesos a los que se ve sometida la biomasa en su conjunto, sin necesidad de tener que consultar el modelo matemático (más o menos complejo) elaborado para cada uno de ellos.

El capítulo comienza con el planteamiento de las ecuaciones de conservación de la masa y de moles en cada una de las zonas. Este planteamiento se acompaña de resultados numéricos obtenidos con el software MATLAB®. Posteriormente, se lleva a cabo un planteamiento teórico de las ecuaciones de conservación de la energía para cada zona y, para finalizar, se expone un método que permite conocer, sin necesidad de resolver las ecuaciones de conservación de la masa, las variaciones de temperatura que experimentan los gases en cada proceso.

Para facilitar la comprensión del capítulo, se adjunta a continuación una figura que muestra de forma esquemática las distintas etapas que atraviesa la biomasa en la caldera (coincide con la figura 3.8):

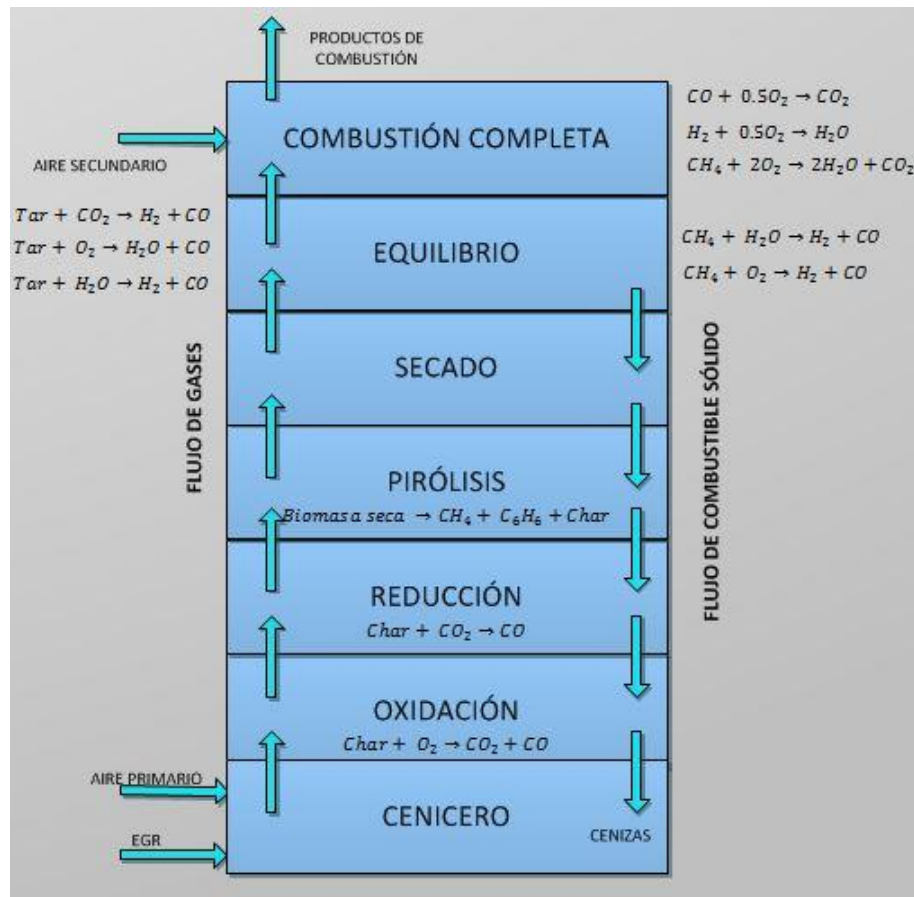


Figura 9.54. Esquema de flujos y zonas en el lecho y el volumen de la caldera up-draft

9.2. ECUACIONES DE CONSERVACIÓN DE LA MASA

En este apartado se plantean las ecuaciones de conservación de la masa y de moles en cada una de las zonas que componen el hogar de la caldera.

9.2.1. SECADO DE LA BIOMASA

Durante la etapa de secado, el único proceso que tiene lugar es la evaporación de la humedad presente en la biomasa. Cabe destacar que la humedad no desaparece por completo, pues hay una pequeña parte que llega a la zona de pirólisis. En base a esto, puede establecerse el siguiente balance de masa (coincide con [54]):

$$\dot{m}_{\text{char}} + \dot{m}_{\text{vol}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{hum}} + \dot{m}_{\text{g},45} = \dot{m}_{\text{char}} + \dot{m}_{\text{vol}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{hum},54} + \dot{m}_{\text{g},56} \quad [111]$$

Respecto a las ecuaciones de conservación de moles, en esta etapa únicamente se ve afectado el agua presente en la corriente gaseosa, que se ve incrementado en la medida que se evapora la humedad presente en la biomasa. Así, se tiene:

$$\dot{n}_{\text{H}_2\text{O},56} = \dot{n}_{\text{H}_2\text{O},45} + \dot{n}_{\text{H}_2\text{O},\text{evap}} \quad [112]$$

9.2.2. PIRÓLISIS DE LA BIOMASA

A lo largo de la zona de pirólisis, la biomasa ya seca se ve sometida a dos procesos: la evaporación de la humedad que aún permanece en el pellet tras la etapa de secado, y la desvolatilización del pellet. Como consecuencia de la pirólisis, aparece una cierta cantidad de metano y de benceno que se incorpora a la corriente gaseosa. Hay que tener en cuenta que no todos los compuestos volátiles presentes en la biomasa se pirolizan, pues hay parte que atraviesa la zona sin reaccionar y llega hasta la zona de reducción.

Así, la ecuación de conservación de la masa aplicada a esta zona es la siguiente (coincide con [76]):

$$\dot{m}_{\text{char}} + \dot{m}_{\text{vol}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{hum},54} + \dot{m}_{\text{g},34} = \dot{m}_{\text{char}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{vol},43} + \dot{m}_{\text{g},45} \quad [113]$$

Respecto a las ecuaciones de conservación de moles, durante etapa de pirólisis aumenta en mayor o menor medida la cantidad de agua, metano y benceno presente en los gases que ascienden a través del hogar. El resto de especies gaseosas no experimenta cambios. A continuación se muestran dichas ecuaciones de conservación:

$$\dot{n}_{\text{H}_2\text{O}_{45}} = \dot{n}_{\text{H}_2\text{O}_{34}} + \dot{n}_{\text{H}_2\text{O}_{\text{pir}}} \quad [114]$$

$$\dot{n}_{\text{CH}_4_{45}} = \dot{n}_{\text{CH}_4_{34}} + \dot{n}_{\text{CH}_4_{\text{pir}}} \quad [115]$$

$$\dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_6_{45}} = \dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_6_{34}} + \dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_6_{\text{pir}}} \quad [116]$$

9.2.3. REDUCCIÓN DEL CHAR

Durante la etapa de reducción del char tienen lugar dos procesos: por un lado, el char se combina con CO_2 para formar CO según [R15]; por otro lado, el char reacciona con el vapor de agua para formar monóxido de carbono e hidrógeno, de acuerdo con [R16]. Sin embargo, debido a la pequeña cantidad de agua presente en los gases en esta zona (sólo hay el que se introdujo formando parte del EGR), puede considerarse que sólo tiene lugar la primera reacción.

A priori no se conoce qué cantidad de char se reduce aquí y qué cantidad de char se oxida en la zona siguiente. No obstante, esta cantidad puede conocerse aplicando un procedimiento iterativo entre las reacciones [R15] y [R22], tomando como valor inicial de char que se reduce la cantidad total de char presente en la biomasa. Se debe llevar a cabo un número suficiente de iteraciones para garantizar que la solución se estabiliza.

Hay que tener en cuenta también el hecho de que a la zona de reducción llega una pequeña cantidad de compuestos volátiles que no ha reaccionado durante la pirólisis. Se considera que estos compuestos reaccionan por completo en esta zona, incorporándose a la corriente gaseosa.

Teniendo todo esto en cuenta, la ecuación de conservación de la masa aplicada a esta zona es la siguiente (coincide con [97]):

$$\dot{m}_{\text{char}} + \dot{m}_{\text{vol}_{43}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g}_{23}} = \dot{m}_{\text{char}_{32}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g}_{34}} \quad [117]$$

Respecto a las ecuaciones de conservación de moles, en esta etapa el CO_2 disminuye hasta desaparecer, el CO se incrementa y aparecen pequeñas cantidades de metano y benceno. El resto de especies gaseosas permanecen inalteradas. A continuación se muestran dichas ecuaciones de conservación:

$$\dot{n}_{\text{CO}_2_{34}} = \dot{n}_{\text{O}_2_{23}} - \dot{n}_{\text{O}_2_{\text{red}}} = 0 \quad [118]$$

$$\dot{n}_{\text{CO}_{34}} = \dot{n}_{\text{CO}_{23}} + \dot{n}_{\text{CO}_{\text{red}}} \quad [119]$$

$$\dot{n}_{\text{CH}_4_{34}} = \dot{n}_{\text{CH}_4_{\text{red}}} \quad [120]$$

$$\dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_6_{34}} = \dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_6_{\text{red}}} \quad [121]$$

9.2.4. OXIDACIÓN DEL CHAR

En la zona de oxidación del char tiene lugar la descomposición térmica del char en presencia de CO_2 según la reacción [R22]. Se considera que los compuestos volátiles que no habían reaccionado durante la pirólisis ya han reaccionado por completo en la zona de reducción del char.

En lo que respecta al char, cabe destacar que éste no reacciona por completo, sino que parte atraviesa la zona sin reaccionar, constituyendo lo que se denomina como char inquemado. La condición que determina la cantidad de char que no reacciona está relacionada con la separación de la rejilla sobre la que descansa el char, como puede verse en [104]. En las condiciones de cálculo (separación de la parrilla de 5 mm y $k=0.9$), el char inquemado representa el 11,25 % del char total (ver Figura 8.4).

La ecuación de conservación de la masa aplicada a esta zona es la siguiente (coincide con [110]):

$$\dot{m}_{\text{char}_{32}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g},12} = \dot{m}_{\text{char}_{\text{inq}}} + \dot{m}_{\text{ash}} + \dot{m}_{\text{g},23} \quad [122]$$

Respecto a las ecuaciones de conservación de moles, durante la oxidación del char el O_2 , el CO_2 y el CO experimentan variaciones (el O_2 disminuye y CO y CO_2 aumentan). El resto de especies gaseosas permanecen intactas. A continuación se muestran dichas ecuaciones de conservación:

$$\dot{n}_{\text{O}_2,23} = \dot{n}_{\text{O}_2,12} - \dot{n}_{\text{O}_2,\text{ox}} \quad [123]$$

$$\dot{n}_{\text{CO}_2,23} = \dot{n}_{\text{CO}_2,12} + \dot{n}_{\text{CO}_2,\text{ox}} \quad [124]$$

$$\dot{n}_{\text{CO},23} = \dot{n}_{\text{CO},12} + \dot{n}_{\text{CO},\text{ox}} \quad [125]$$

9.2.5. CENICERO

En el cenicero no tiene lugar ningún tipo de proceso: los gases que entran procedentes del exterior, bien sean EGR, bien sean aire, atraviesan la zona sin reaccionar entre sí ni con otras posibles sustancias presentes en el cenicero. La siguiente figura muestra un esquema del balance de masa aplicado al cenicero:

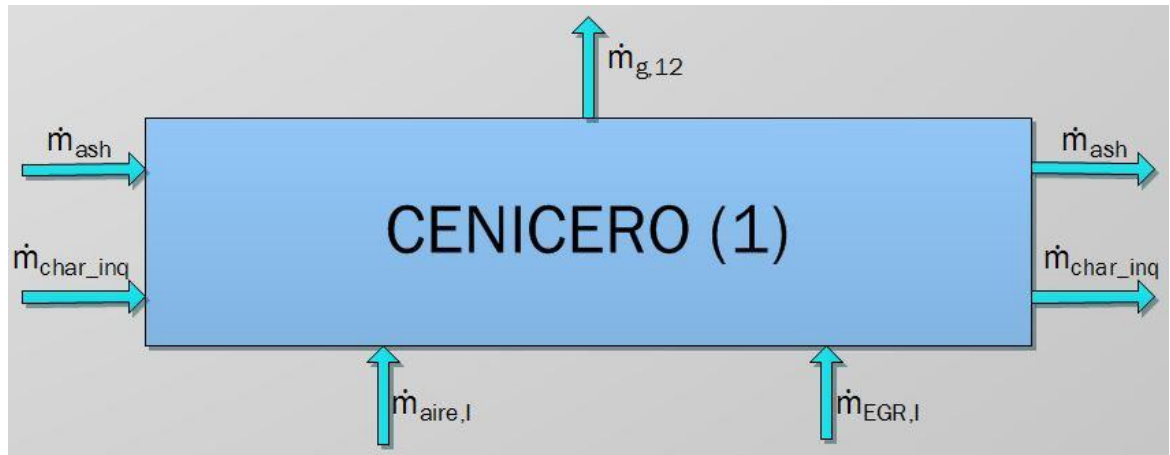


Figura 9.55. Planteamiento del balance de masa en el cenicero

El balance de masa en la zona del cenicero puede plantearse a partir de la ecuación de conservación de la masa [53] en régimen estacionario. De acuerdo con la figura 9.2, se obtiene lo siguiente:

$$\dot{m}_{char_inq} + \dot{m}_{ash} + \dot{m}_{aire,I} + \dot{m}_{EGR,I} = \dot{m}_{char_inq} + \dot{m}_{ash} + \dot{m}_{g,12} \quad [126]$$

9.2.6. PRESENTACIÓN DE RESULTADOS

Para finalizar el apartado se muestran a continuación una serie de gráficas en las que se puede ver el resultado de aplicar las ecuaciones anteriores a las condiciones de funcionamiento de la caldera (análisis inmediato de la biomasa, cantidad de EGR y aire primario introducido). En ellas se aprecia con claridad la evolución de distintas variables de interés a lo largo del proceso. Para facilitar su comprensión se aclara que el eje de abscisas se corresponde con la salida de la zona que representa. Así, por ejemplo, $x=1$ se corresponde con la salida del cenicero, ya que éste se identifica con la zona 1 en el modelo desarrollado.

La primera gráfica muestra la evolución de la fracción molar de cada una de las especies gaseosas presentes en el hogar de la caldera a lo largo del proceso de conversión de la biomasa:

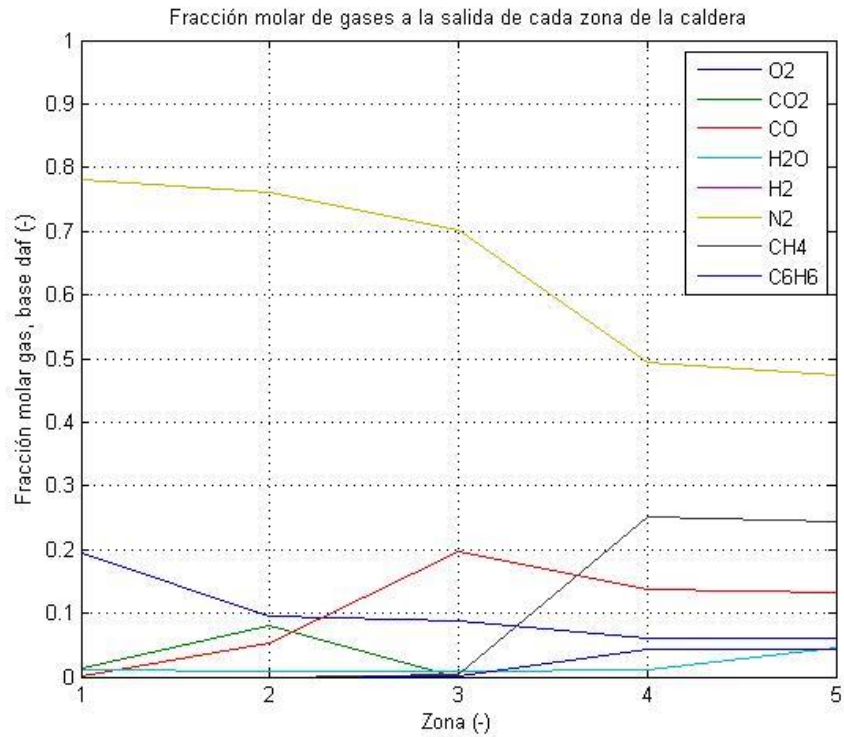


Figura 9.56. Fracción molar de gases a lo largo del hogar de la caldera.

En la segunda gráfica se muestra lo mismo que en la gráfica anterior, pero ahora expresado en términos de fracciones másicas:

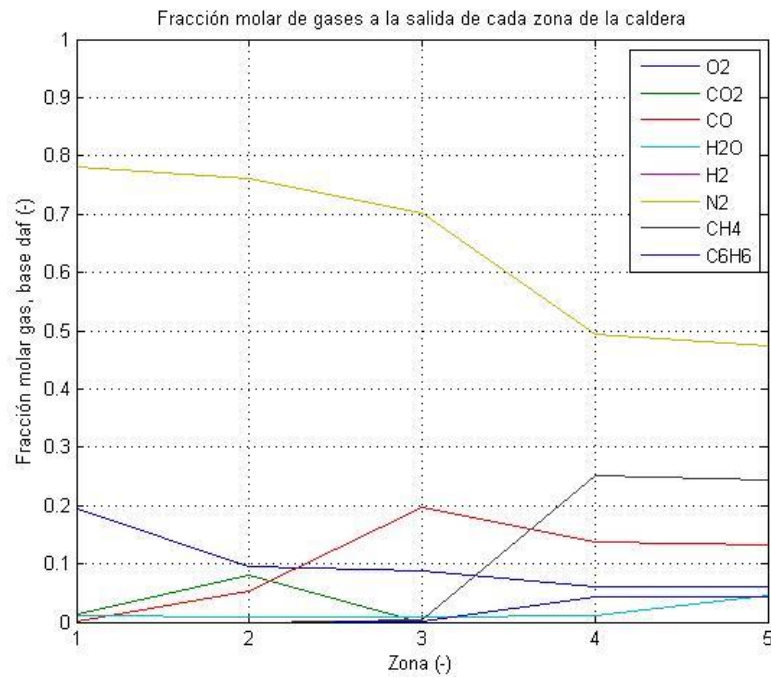


Figura 9.57. Fracción molar de gases a lo largo del hogar de la caldera.

Las siguientes tres gráficas muestran, respectivamente, la evolución a lo largo del proceso de conversión de la biomasa de los moles de cada especie gaseosa, del peso molecular del conjunto de los gases presentes en el hogar y de los moles de gas totales que atraviesan cada una de las zonas:

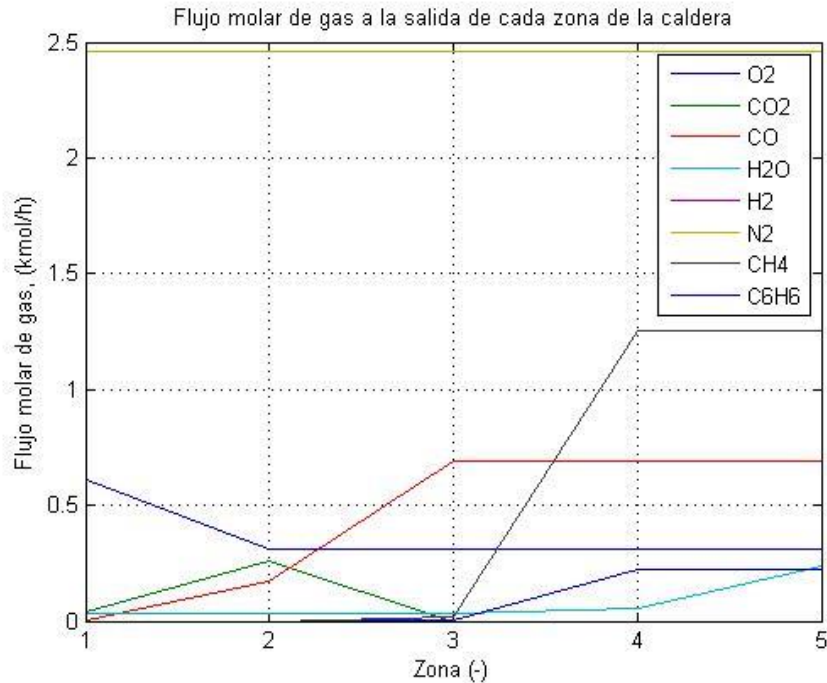


Figura 9.58. Flujo molar cada especie gaseosa a lo largo del hogar de la caldera.

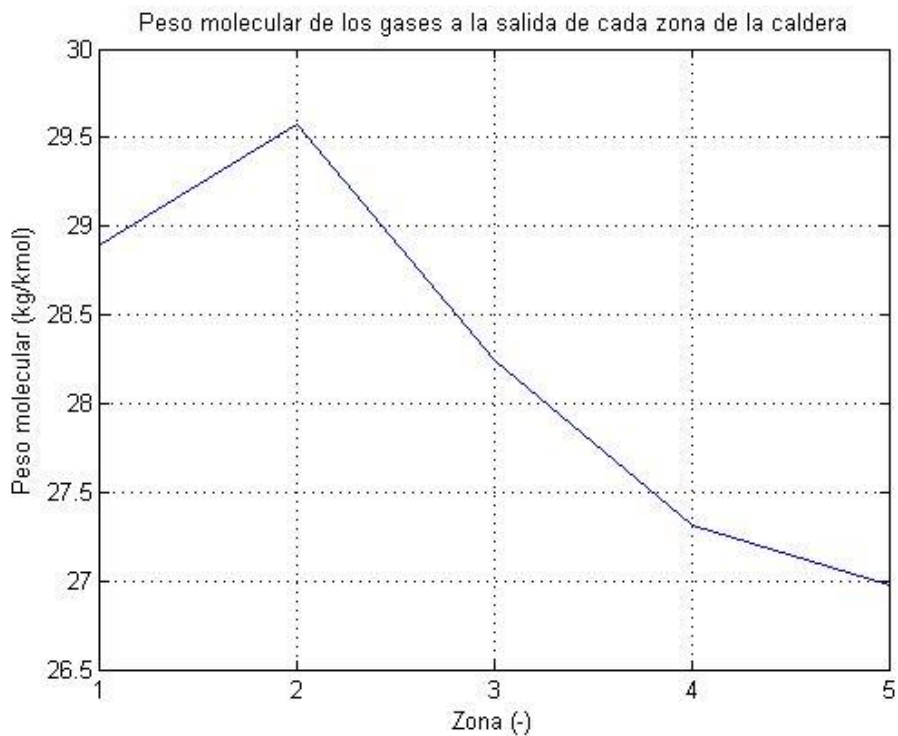


Figura 9.59. Peso molecular del conjunto de gases en cada zona del hogar de la caldera.

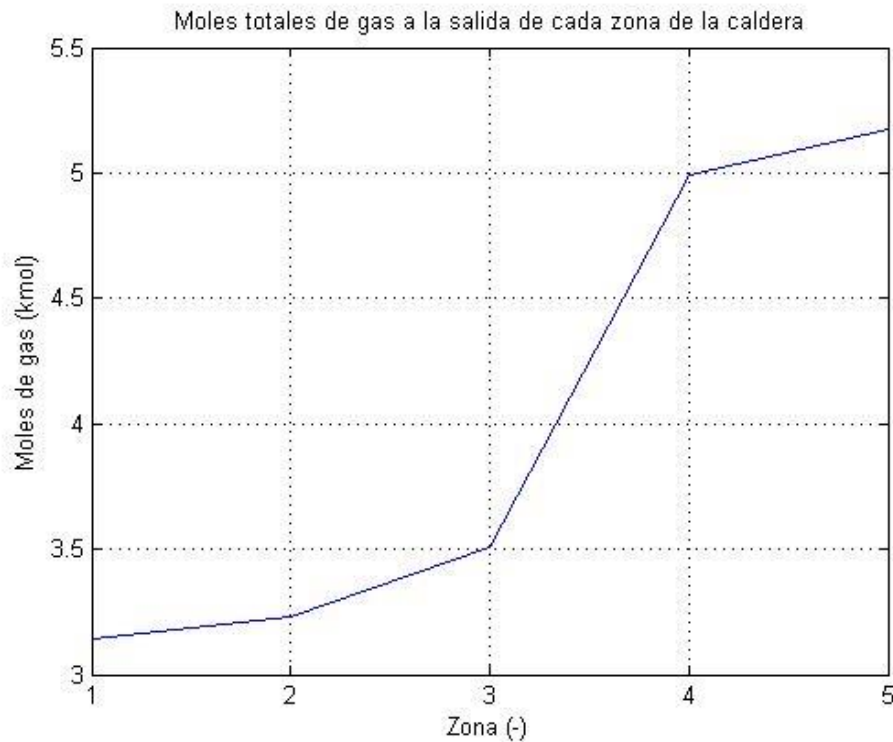


Figura 9.60. Cantidad total de moles de gas presentes en cada zona del hogar de la caldera.

9.3. ECUACIONES DE CONSERVACIÓN DE LA ENERGÍA

En este apartado se exponen los resultados de aplicar la ecuación de conservación de la energía a las distintas zonas en las que se ha dividido el hogar inferior de la caldera. En la siguiente figura puede verse un esquema de los distintos procesos que experimenta la biomasa durante su conversión, así como el resultado (desde el punto de vista de la biomasa) de cada uno de dichos procesos:

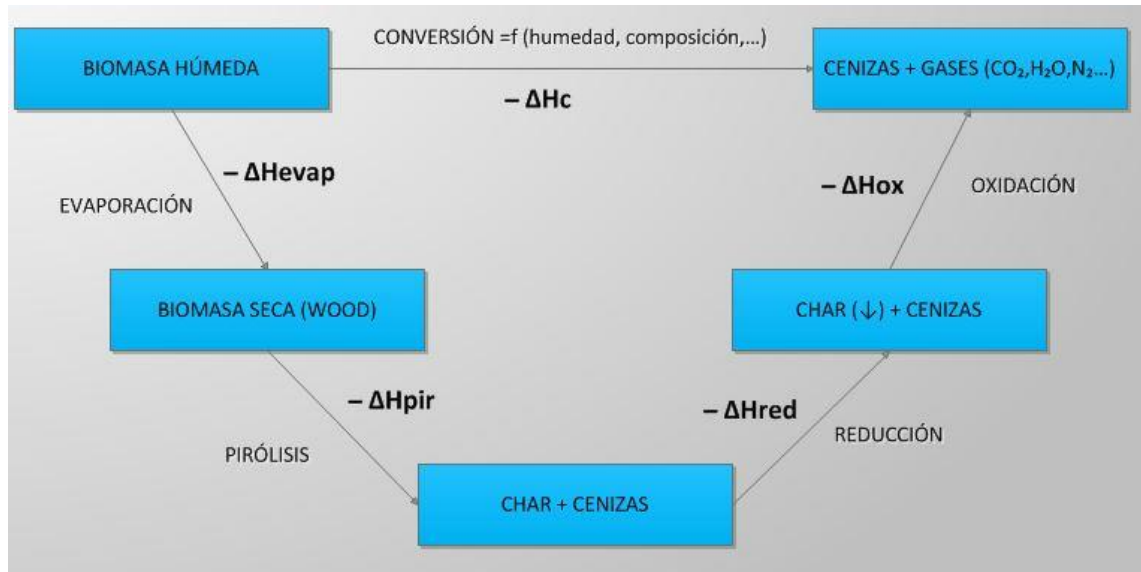


Figura 9.61. Esquema del proceso de conversión de la biomasa.

SECADO DE LA BIOMASA

$$\begin{aligned} \dot{m}_{char,65} h_{char,6} + \dot{m}_{gas,45} h_4 + \dot{m}_{ash} h_{ash,6} + \dot{m}_{vol,65} h_{vol,6} + \dot{m}_{hum,65} h_{hum,6} = \dot{m}_{ash} \\ + \dot{m}_{char,54} h_{char,5} + \dot{m}_{gas,56} h_5 + \dot{m}_{vol,54} h_{vol,5} \\ + \dot{m}_{hum,54} h_{hum,5} - \dot{Q}_{perdidas} - \Delta \dot{m}_{evap} \Delta h_{evap} \end{aligned} \quad [127]$$

PIRÓLISIS DE LA BIOMASA

$$\begin{aligned} \dot{m}_{char,54} h_{char,5} + \dot{m}_{gas,34} h_3 + \dot{m}_{ash} h_{ash,5} + \dot{m}_{vol,54} h_{vol,5} + \dot{m}_{hum,54} h_{hum,5} = \dot{m}_{ash} h_{ash,4} \\ + \dot{m}_{char,43} h_{char,4} + \dot{m}_{gas,45} h_4 + \dot{m}_{vol,43} h_{vol,4} - \dot{Q}_{perdidas} - \Delta \dot{m}_{pir} \Delta h_{pir} \end{aligned} \quad [128]$$

REDUCCIÓN DEL CHAR

$$\begin{aligned} \dot{m}_{char,43} h_{char,4} + \dot{m}_{gas,23} h_2 + \dot{m}_{ash} h_{ash,4} + \dot{m}_{vol,43} h_{vol,3} = \dot{m}_{ash} h_{ash,3} + \\ + \dot{m}_{char,32} h_{char,3} + \dot{m}_{gas,34} h_3 - \dot{Q}_{perdidas} - \Delta \dot{m}_{char,red} \Delta h_{red} \end{aligned} \quad [129]$$

OXIDACIÓN DEL CHAR

$$\begin{aligned} \dot{m}_{char,32} h_{char,3} + \dot{m}_{gas,12} h_1 + \dot{m}_{ash} h_{ash,3} = \dot{m}_{ash} h_{ash,2} + \\ + \dot{m}_{char,inq} h_{char,2} + \dot{m}_{gas,23} h_2 - \dot{Q}_{perdidas} + \Delta \dot{m}_{char,ox} \Delta h_{ox} \end{aligned} \quad [130]$$

CENICERO

$$\begin{aligned} (\dot{m}_{aire,l} + \dot{m}_{EGR,l}) h_{aire,ext} + \dot{m}_{char,inq} h_2 + \dot{m}_{ash} h_{ash,2} = \dot{m}_{ash} h_{ash,1} + \\ + \dot{m}_{char,inq} h_{char,1} + \dot{m}_{gas,12} h_1 - \dot{Q}_{perdidas} \end{aligned} \quad [131]$$

9.4. CÁLCULO DE LA VARIACIÓN DE TEMPERATURA DEL GAS EN CADA ZONA

En este último apartado se pretende calcular la variación de la temperatura del gas a su paso por cada una de las zonas que componen el hogar de la caldera. Básicamente, esta variación de temperatura se justifica por dos razones:

- La temperatura de los gases y de la biomasa no es la misma a lo largo de la caldera. En consecuencia, es razonable establecer una cierta transferencia de calor, en uno u otro sentido, que provoca variaciones de temperatura en los gases.
- La biomasa, en su recorrido, se ve sometida a varias reacciones químicas. Ya sean éstas exotérmicas o endotérmicas, existe un flujo de calor que modifica el estado térmico del gas. Cuando la reacción sea endotérmica, la reacción tomará el calor necesario del estado térmico del gas, y en consecuencia su temperatura disminuirá. Cuando la reacción sea exotérmica, parte del calor liberado en la reacción será absorbido por el gas, produciéndose un aumento de su temperatura.

9.3.1. ZONA DE SECADO DE LA BIOMASA

En la zona de secado de la biomasa tienen lugar dos procesos que contribuyen a modificar la temperatura de los gases. El primero de ellos es un **proceso de calentamiento** de la toda la biomasa entrante a la caldera desde la temperatura ambiente, establecida en 20 °C, hasta la temperatura de evaporación (100 °C), que se modela mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{biom}} \overline{Cp}_{\text{biom}} \Delta T_{\text{biom}} = \dot{m}_{\text{gas},45} Cp_{\text{gas},45} \Delta T_{\text{gas},\text{cal}45} \quad [132]$$

Para poder conocer la variación de temperatura del gas, es necesario calcular el resto de miembros de la ecuación anterior. El calor específico medio de la biomasa puede calcularse aplicando las ecuaciones [31] y [32]. Los flujos másicos, tanto de biomasa como de gas pueden obtenerse a partir de la ecuación de conservación de la masa aplicada en la zona de secado. El calor específico del gas, por su parte, puede conocerse aplicando la siguiente correlación, propuesta por Khodaei (2015):

$$Cp_g = 0,99 + 0,122 \times 10^{-3} T_g - 5,6 \times 10^{-3} T_g^2 \quad [133]$$

Aplicando lo anterior, se obtiene una variación de temperatura del gas (el gas se enfría) de **38,5 K** aproximadamente.

El segundo de los procesos que aparecen durante el secado de la biomasa es la **evaporación de la humedad**, la cual, teniendo en cuenta que la entalpía de vaporización del agua es de 2250 KJ/kg, puede expresarse de la siguiente forma:

$$\dot{m}_{\text{hum, evap}} \Delta H_{\text{evap}} = \dot{m}_{\text{gas, 45}} C_{p, \text{gas, 45}} \Delta T_{\text{gas, evap45}} \quad [134]$$

En ella, la cantidad de humedad que se evapora puede obtenerse nuevamente a partir de la ecuación de conservación de la masa en esta zona. Se obtiene una variación de temperatura del gas de **51 K**. Como en el caso anterior, se trata de un enfriamiento del gas, ya que la reacción de evaporación del agua es endotérmica.

9.3.2. ZONA DE PIRÓLISIS DE LA BIOMASA

En la zona de pirólisis de la biomasa el esquema a seguir es el mismo que en el caso anterior. Así, inicialmente tiene lugar un **proceso de calentamiento** de la toda la biomasa ya seca desde la temperatura de evaporación, establecida en 100 °C, hasta la temperatura de pirólisis, que se considera constante e igual a 500 °C. El proceso se modela mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{wood}} \overline{C_{p, \text{wood}}} \Delta T_{\text{wood}} = \dot{m}_{\text{gas, 34}} C_{p, \text{gas, 34}} \Delta T_{\text{gas, cal34}} \quad [135]$$

Para poder conocer la variación de temperatura del gas, es necesario calcular el resto de miembros de la ecuación anterior. El calor específico medio de la biomasa se considera constante e igual a 1450 J/kg/K, tal y como se hizo en el Capítulo VI. Los flujos máxicos, tanto de biomasa como de gas pueden obtenerse a partir de la ecuación de conservación de la masa aplicada en la zona de pirólisis. El calor específico del gas, por su parte, puede conocerse aplicando [133]. De este modo, se obtiene una variación de temperatura del gas (el gas se enfría) de **240 K** aproximadamente. Se puede observar como en este caso la variación de temperatura es sensiblemente superior a la del caso anterior. Ello se debe a que la mayor parte de la biomasa está formada por compuestos volátiles, por lo que en esta etapa se ve involucrada una gran cantidad de masa.

El segundo proceso que aparece durante la pirólisis de la biomasa es la **desvolatilización**, que supone la transformación de los compuestos volátiles en hidrocarburos ligeros (metano) y pesados (benceno, tars). Si se considera que la entalpía de la reacción de pirólisis es de 610 KJ/kg (Porteiro 2009), puede expresarse de la siguiente forma:

$$\dot{m}_{\text{pir}} \Delta H_{\text{pir}} = \dot{m}_{\text{gas, 34}} C_{p, \text{gas, 34}} \Delta T_{\text{gas, pir34}} \quad [136]$$

En ella, la cantidad de biomasa que reacciona puede obtenerse nuevamente a partir de la ecuación de conservación de la masa aplicada en esta zona. Se obtiene una variación de temperatura del gas de **200 K**. Como en el caso anterior, se trata de un enfriamiento del gas, ya que la reacción de pirólisis es endotérmica.

Cabe destacar que en la bibliografía aparecen distintos valores de la entalpía de la reacción de pirólisis. Por ejemplo, Mandl (2010) establece un valor de 350 KJ/kg, lo cual supondría un enfriamiento del gas de unos 115 K.

9.3.3. ZONA DE REDUCCIÓN DEL CHAR

En la zona de reducción del char tienen lugar dos procesos de forma simultánea. Por un lado, debido a la presencia de gases a elevada temperatura la biomasa, que en este punto ha quedado reducida a char y cenizas, se calienta progresivamente. Por otro lado, parte del char existente reacciona en presencia de CO_2 para formar CO de acuerdo con la reacción endotérmica [R15]. Ambos procesos, por lo tanto, provocan un enfriamiento del gas, que puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{char+ash}} \overline{Cp}_{\text{char}} \Delta T_{\text{char}} + \dot{m}_{\text{char,red}} \Delta H_{\text{red}} = \dot{m}_{\text{gas,23}} Cp_{\text{gas,23}} \Delta T_{\text{gas,red}} \quad [137]$$

Para poder conocer la variación de temperatura del gas, es necesario calcular el resto de miembros de la ecuación anterior. El calor específico medio del char puede conocerse de forma aproximada suponiendo un valor medio de la temperatura del char durante el proceso (aquí se supone una temperatura de 700 °C y un incremento de temperatura total de 400 K), aplicando la siguiente correlación (Pérez 2007):

$$Cp_{\text{char}} = 1390 + 0,36T_{\text{char}} \quad [138]$$

Los flujos máxicos, tanto de char como de gas pueden obtenerse a partir de la ecuación de conservación de la masa aplicada en esta zona. El calor específico del gas, por su parte, puede conocerse aplicando [133]. En cuanto a la entalpía de la reacción de reducción, Basu (2010) establece un valor de 172 KJ/mol. De este modo, al aplicar la relación anterior se obtiene una variación de temperatura del gas de **465 K** aproximadamente. Se trata, como en los casos anteriores, de un enfriamiento del gas, ya que los gases se encuentran a mayor temperatura del char, y la reacción de reducción es endotérmica.

Es interesante analizar la contribución de cada proceso a la variación de la temperatura del gas. Puede observarse como el calentamiento sólo provoca un enfriamiento de 57 K aproximadamente, siendo la reacción química la que



varía sustancialmente la temperatura del gas, pues provoca una disminución de la misma de 409 K.

9.3.4. ZONA DE OXIDACIÓN DEL CHAR

Igual que en la zona anterior, en la zona de oxidación del char tienen lugar dos procesos de forma simultánea. Por un lado, existe una cierta transferencia de calor entre el char y los gases que atraviesan la zona. Por otro lado, parte del char existente reacciona en presencia de O_2 para formar CO y CO_2 de acuerdo con la reacción [R22]. La variación de temperatura del gas se modela aquí a partir de la siguiente ecuación:

$$(\dot{m}_{\text{char+ash}} - \dot{m}_{\text{char,red}})\overline{Cp}_{\text{char}}\Delta T_{\text{char}} - \dot{m}_{\text{char,ox}}\Delta H_{\text{ox}} = \dot{m}_{\text{gas,12}}Cp_{\text{gas,12}}\Delta T_{\text{gas,ox}} \quad [139]$$

En la expresión anterior, el signo “-” hace referencia al carácter exotérmico de la reacción de oxidación. Para poder conocer la variación de temperatura del gas, es necesario calcular el resto de miembros de la ecuación anterior. El calor específico medio del char puede conocerse de forma aproximada suponiendo un valor medio de la temperatura del char durante el proceso (aquí se supone una temperatura de 1000 °C y un incremento de temperatura total de 200 K), aplicando [138]. Los flujos másicos, tanto de char como de gas pueden obtenerse a partir de la ecuación de conservación de la masa aplicada en esta zona. El calor específico del gas, por su parte, puede conocerse aplicando [133]. En cuanto a la entalpía de la reacción de oxidación, puede obtenerse a partir de la entalpía de las reacciones [R19] y [R20], teniendo en cuenta los coeficientes de la reacción de oxidación ajustada. De este modo, al aplicar la relación anterior se obtiene una variación de temperatura del gas de **-985 K** aproximadamente. El signo - indica que en este caso el gas se calienta. Efectivamente, este hecho se puede justificar teniendo en cuenta que la reacción de oxidación libera calor. Además, los gases entran a la caldera a una temperatura ligeramente superior a la ambiente, y acto seguido llegan a la zona de oxidación, por lo que cabe esperar que se calienten rápidamente.

Es interesante analizar la contribución de cada proceso a la variación de la temperatura del gas. Puede observarse como la transmisión de calor provoca un enfriamiento de, aproximadamente, 20 K, siendo la reacción química la que varía sustancialmente la temperatura del gas, pues provoca un aumento de la misma de 1005 K.



CAPÍTULO X

CONCLUSIONES Y PROPUESTAS DE DESARROLLO FUTURO

10.1. CONCLUSIONES DEL TFG

10.1.1. CONCLUSIONES GENERALES

Las calderas de biomasa posibilitan el aprovechamiento energético de un recurso renovable muy abundante en la naturaleza. Sin embargo, no están preparadas para recibir la biomasa directamente en la forma en la que ésta se encuentra en la naturaleza, por lo que es preciso un proceso previo de acondicionamiento, como el peletizado.

En el presente TFG se pone de manifiesto la gran importancia de las características de la materia prima (en este caso pellets) suministrada a la caldera. De este modo, se aprecia que factores como la humedad presente en la biomasa, su análisis inmediato (cantidad de humedad, cenizas, char y volátiles existente) y elemental o su tamaño tienen una gran relevancia, influyendo significativamente en aspectos como la potencia extraída de la caldera o el tiempo necesario para su conversión energética.

Cabe destacar también que la conversión energética de la biomasa no es un proceso que tenga lugar en una única etapa, sino que son varios los procesos a los que ésta se ve sometida en el interior de la caldera. Así, la biomasa se descompone de forma progresiva, perdiendo primero su contenido en humedad y compuestos volátiles y quedando reducida a char y cenizas. Posteriormente, dicho char experimenta una serie de reacciones heterogéneas que posibilitan la obtención de energía debido al carácter exotérmico de alguna de ellas.

10.1.2. CONCLUSIONES PARTICULARES

Respecto a los procesos analizados, se ha comprobado la influencia de una serie de variables operativas y de características de la biomasa, observándose las siguientes tendencias:

- **SECADO:** en la etapa de secado se ha visto que el tiempo necesario para calentar la biomasa hasta la temperatura de secado es mucho menor que el tiempo destinado a completar la evaporación de la humedad. Se ha observado también que el tiempo de calentamiento disminuye conforme aumenta el número de Reynolds en el interior de la caldera, ya que la turbulencia intensifica los fenómenos de transferencia de calor. Se ha visto también como un mayor tamaño de los pellets penaliza el proceso de secado, ya que se alarga la etapa de calentamiento. Por otra parte, se ha observado que el proceso evoluciona de forma exponencial, por lo que se debe establecer una condición que marque el fin de la etapa.



- **PIRÓLISIS:** en la etapa de pirólisis se ha visto que, como en la etapa anterior, el tiempo necesario para calentar la biomasa hasta la temperatura de pirólisis es sensiblemente menor que el tiempo necesario para completar la pirólisis. Se ha visto que, como resultado de la pirólisis, los compuestos volátiles presentes en la biomasa se transforman en una amplia gama de productos gaseosos de propiedades diversas que, en primera aproximación pueden reducirse a metano (volátiles ligeros) y benceno (volátiles pesados o tars). Se ha observado también que el tiempo de calentamiento disminuye conforme aumenta el número de Reynolds en el interior de la caldera. Se ha visto también que cuanto mayor es la temperatura de los gases que atraviesan esta zona del hogar, menor es el tiempo asociado al calentamiento de la biomasa. Por otra parte, se ha observado que el proceso evoluciona de forma exponencial, por lo que es preciso establecer una condición que marque el fin de la etapa.
- **REDUCCIÓN:** la etapa de reducción está compuesta por una serie de reacciones heterogéneas, tanto exotérmicas como endotérmicas, en las que el char se combina con alguna de las especies gaseosas presentes en el interior de la caldera. Se ha visto que la velocidad de las reacciones de reducción está limitada por dos factores: la cinética química y la difusión de la especie gaseosa. La cinética química muestra una fuerte dependencia de la temperatura, de modo que a temperaturas medias y altas el factor controlante de la velocidad es exclusivamente la difusión del gas. Se ha comprobado también que, como resultado de la reducción, la biomasa reduce su tamaño.
- **OXIDACIÓN:** durante la etapa de oxidación el char se combina con oxígeno para generar monóxido y dióxido de carbono en una proporción que depende de la temperatura, de tal forma que cuanto mayor sea la temperatura a la que tiene lugar la reacción, mayor es la cantidad de CO que se genera. Pese a tratarse de una reacción heterogénea, se desarrolla de una forma notablemente más rápida que la reacción de reducción, si bien es mucho más lenta que las reacciones de secado y pirólisis. Se ha comprobado también que, excepto a bajas temperaturas (a las que es posible que no se den las condiciones necesarias para que la reacción tenga lugar), la reacción de oxidación está fundamentalmente controlada por la difusión del oxígeno.

10.2. PROPUESTAS DE DESARROLLO FUTURO

En este apartado se exponen algunas líneas de trabajo a fin de continuar los desarrollos llevados a cabo dentro del ámbito de este Trabajo Fin de Grado:



- Validación de los resultados obtenidos mediante ensayos experimentales específicos.
- Integración de todos los procesos a nivel de conservación de masa, especies y energía, para tener un modelo predictivo completo, pudiendo incluirse en el mismo las zonas situadas por encima del lecho (equilibrio y combustión completa).



CAPÍTULO XI

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

11.1. LIBROS

Anca-Couce, A.; Zobel, N. (2013). Multi-scale modeling of fixed-bed thermo-chemical processes of biomass with the representative particle model: Application to pyrolysis. *Fuel* 103. p. 773-782.

Arauzo, J.; Gea, G.; Sánchez, J.L. (2010). Reacciones sólido - gas. En: Sebastián, F. et al. (eds.). *Energía de la biomasa (Volumen I)*. Zaragoza: Prensas Universitarias de Zaragoza, p.435-479.

Bardi, S.; Astolfi, A. (2010). Modeling and Control of a Waste-to-Energy Plant. *IEEE Control Systems Magazine*, December 2010: p. 27-37.

Barroso, M. (2010). *Pretratamiento de Biomasa Celulósica para la Obtención de Etanol en el marco de una Biorrefinería*. Proyecto fin de carrera. Escuela Universitaria de Ingeniería Técnica Forestal. Universidad Politécnica de Madrid. Madrid (España).

Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical Design and Theory*. 1ª edición. Oxford: Elsevier. 365 pp. ISBN 978-0-12-374988-8.

Bennadji, H. et al. (2013). Low-temperature Pyrolysis of Woody Biomass in the Thermally Thick Regime. *Energy & Fuels* 27. p. 1453-1459.

Bruch, C.; Peters, B.; Nussbaumer, T. (2003). Modelling wood combustion under fixed bed conditions. *Fuel* 82. p. 729-738.

Chaney, J.; Liu, H.; Li, J. (2012). An overview of CFD modelling of small-scale fixed-bed biomass pellet boilers with preliminary results from a simplified approach. *Energy Conversion and Management* 63. p. 149-156.

Collazo, J. et al. (2012a). Numerical modeling of the combustion of densified wood under fixed-bed conditions. *Fuel* 93. p. 149-159.

Collazo, J. et al. (2012b). Numerical simulation of a small-scale biomass boiler. *Energy Conversion and Management* 64. p. 87-96.

Cooper, J.; Hallett, W.L.H. (2000). A numerical model for packed-bed combustion of char particles. *Chemical Engineering Science* 55: p. 4451-4460.

Damien, A. (2010). *La biomasa. Fundamentos, tecnologías y aplicaciones*. 1ª edición. Madrid: AMV Ediciones. 267 pp. ISBN: 978-84-96709-17-1.

Del Val, V.; Antolín, G. (2009). *Planta de Cogeneración Mediante Gasificación de Biomasa Residual*. Proyecto Fin de Carrera. Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales. Universidad de Valladolid. Valladolid (España).

Di Blasi, C. (2008). *Kinetic Modeling of Biomass Gasification and Combustion*. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Nápoles “Federico II”. Nápoles (Italia).

Ferguson, S. et al. (2013). Numerical investigation of influence of initial moisture content on thermal behavior of heated wood. En: *8th U.S. National Combustion Meeting*. Utah, 19-22 de mayo.

FUNDACIÓN CIDAUT. (2012). Caldera vertical de combustible sólido. España, patente de invención número PCT/ES2012/070739, 2012-10-23.

FUNDACIÓN CIDAUT. (2015). Hogar TP-200_v1 [Plano]. Boecillo, España Marzo 02, 2015.

Gea, G. et al. (2010). Reactores sólido-gas. En: Sebastián, F. et al. (eds.). *Energía de la biomasa (Volumen I)*. Zaragoza: Prensas Universitarias de Zaragoza, p.305-335.

Giménez, B. “*Parámetros característicos de los MCIA*”. Apuntes de Motores de Combustión Interna Alternativos. Grado en Ingeniería Mecánica. Universidad de Valladolid. Febrero 2015.

Gómez, M.A. et al. (2014). CFD modelling of thermal conversion and packed bed compaction in biomass combustion. *Fuel* 117. p. 716-732.

Grønli, M.G. (1996). *A Theoretical and Experimental Study of the Thermal Degradation of Biomass*. Tesis doctoral. Facultad de Ingeniería Mecánica. Universidad Noruega de Ciencia y Tecnología. Trondheim (Noruega).

Jones, J.M. (2014). Combustion of Solid Biomass: Classification of Fuels. En: Jones, J.M. et al. (eds.). *Pollutants Generated by the Combustion of Solid Biomass Fuels*. Springer-Verlag London, p.9-24.

Khodaei, H. et al. (2015). An overview of processes and considerations in the modelling of fixed-bed biomass combustion. *Energy*.

Klason, T. (2006). *Modelling of Biomass Combustion in Furnaces*. Departamento de Mecánica de Fluidos. Instituto Tecnológico de Lund. Lund (Suecia).

López, E.; Llera, E. (2010). Caracterización de los biocombustibles sólidos. En: Sebastián, F. et al. (eds.). *Energía de la biomasa (Volumen I)*. Zaragoza: Prensas Universitarias de Zaragoza, p.125-154.

Mandl, C.; Obernberger, I.; Biedermann, F (2010). Modelling of an updraft fixed-bed gasifier operated with softwood pellets. *Fuel* 89. p. 3795-3806.

Marcos, M. (2000). *Biocombustibles sólidos de origen forestal*. 1ª edición. Madrid: AENOR. 299 pp. ISBN 84-8143-272-5.

Milne, T.A.; Evans, R.J.; Abatzoglou, N. (1998). *Biomass Gasifier "Tars": Their Nature, Formation and Conversion*. National Renewable Energy Laboratory. Golden, Colorado (Estados Unidos): NTIS. 204 pp.

Pérez, J.F. (2007). *Modelado unidimensional del proceso de gasificación de biomasa lignocelulósica en lechos empacados en equicorriente*. Tesis doctoral. Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales. Universidad de Valladolid. Valladolid (España).

Porteiro, J. et al. (2006). Mathematical modelling of the combustion of a single wood particle. *Fuel Processing Technology* 87. P. 169-175.

Porteiro, J. et al. (2009). Numerical modeling of a Biomass Pellet Domestic Boiler. *Energy & Fuels* 23. p. 1067-1075.

Ragland, K.W.; Aerts, D.J. (1991). Properties of Wood for Combustion Analysis. *Bioresource Technology* 37. p. 161-168.

Rezeau, A. (2010). Combustión de biocombustibles sólidos. En: Sebastián, F. et al. (eds.). *Energía de la biomasa (Volumen I)*. Zaragoza: Prensas Universitarias de Zaragoza, p.435-479.

Saravanakumar, A. et al. (2011). Numerical modelling of a fixed bed updraft long stick wood gasifier. *Biomass and Bioenergy* 35. p. 4248-4260.

Senelwa, K. (1997). *The air gasification of woody biomass from short rotation forests. Opportunities for small scale biomass-electricity systems*. Tesis doctoral. Ingeniería Agrícola. Universidad de Massey. Massey (Nueva Zelanda).

Surjosatyo, A.; Vidian, F.; Sulisty, Y. (2010). A Review on Gasifier Modification for Tar Reduction in Biomass Gasification. *Jurnal Mekanikal* 31, December 2010, p. 62-77.

Tinaut, F. "Lección 7: Energía de la biomasa". Apuntes de Tecnología Energética. Máster Ingeniería Industrial. Universidad de Valladolid. Abril 2015.

Virto, L. (2014). *Agua, aire y vida*. Departamento de Mecánica de Fluidos. Universidad Politécnica de Cataluña.

11.2. PÁGINAS WEB

Barro, R. *Calidad de los biocombustibles*. Sevilla: CIEMAT (2008) [en línea]. Disponible en versión pdf. <http://p29596.typo3server.info/fileadmin/Files/Documents/05_Workshops_Training_Events/Taining_materials/spanish/02_Fuel_Quality.pdf> [Consulta: 10 de junio de 2015]

Carrasco, J.E. *Combustión directa de la biomasa*. Máster en Energías Renovables y Mercado Energético 2007/2008: EOI Escuela de Negocios (2008) [en línea]. Disponible en versión pdf. <http://api.eoi.es/api_v1_dev.php/fedora/asset/eoi:45279/componente45278.pdf> [Consulta: 8 de abril de 2015]

Chimeneas Mediterránea Muro, S.L. (CMM). *Din Plus*. Muro de Alcoy, Alicante (2007) [en línea]. Disponible en versión pdf. <<http://www.chimeneasmediterranea.com/catalog/CATA/img/Normativa%20DIN%20PLUS.pdf>> [Consulta: 16 de mayo de 2015]

CIDERPLUS energía. *Calderas CIDERPLUS TP*. Boecillo, Valladolid (2014). [en línea]. Disponible en < <http://www.ciderplusenergia.es/calderas-ciderplus-tp/>> [Consulta: 15 de marzo de 2015]

Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). *Manuales de Energías Renovables 2: Energía de la Biomasa*. Madrid (2007) [en línea]. Disponible en versión pdf en <<http://www.aperca.org/temp/pdf/Biomasa.pdf>> [Consulta: 12 de agosto de 2015]

Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). *Guía Técnica: Instalaciones de biomasa en edificios*. Madrid (2009) [en línea]. Disponible en versión pdf. <<http://www.minetur.gob.es/energia/desarrollo/EficienciaEnergetica/RITE/Reconocidos/Reconocidos/Biomasa.pdf>> [Consulta: 2 de marzo de 2015]

Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). *Guía Técnica 16: Instalaciones de Calefacción Individual*. Madrid (2008) [en línea]. Disponible en versión pdf. <http://www.coatcordoba.com/gestor/ficheros/Climatizacion_16_InstCalefaccionIndividual5.pdf> [Consulta: 23 de junio de 2015]

Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). *Mapa Tecnológico: Calor y Frío Renovables*. Madrid (2012) [en línea]. Disponible en versión pdf. <http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_Calor_y_Frio_Renovables_Biomasa_11012012_global_v2_09570f12.pdf> [Consulta: 19 de mayo de 2015]



Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). *Resumen del Plan de Energías Renovables 2011-2020*. Madrid (2011a) [en línea]. Disponible en versión pdf.

< http://www.minetur.gob.es/energia/es-ES/Novidades/Documents/Resumen_PER_2011-2020.pdf > [Consulta: 17 de mayo de 2015]

Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE). *Plan de Energías Renovables 2011-2020*. Madrid (2011b) [en línea]. Disponible en versión pdf.

<http://www.idae.es/index.php/mod.documentos/mem.descarga?file=/documentos_11227_per_2011-2020_def_93c624ab.pdf> [Consulta: 17 de mayo de 2015]

Lomas, J.M. et al. *Valorización de la Biomasa en el País Vasco*. 1ª edición. Bilbao: Ente Vasco de la Energía (2001). [en línea]. Disponible en versión pdf.

<<http://www.eve.es/CMSPages/GetFile.aspx?guid=8512077b-883d-4239-8ab9-39e2aeba2bca>> [Consulta: 21 de mayo de 2015]

Universidad Nacional de la Plata. (UNLP). *Caracterización de partículas*. Provincia de Buenos aires, Argentina (2010) [en línea]. Disponible en versión pdf.

<http://www.ing.unlp.edu.ar/dquimica/paginas/catedras/iofq809/apuntes/Caracterizacion_De_Partículas_100519_V0.pdf> [Consulta: 15 de febrero de 2015]