

# **ANEXOS**

## **ANEXO 1. PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN Y RESULTADOS EN LA PLANTA PILOTO DE GASIFICACIÓN**

A continuación se muestra el procedimiento de operación seguido para el desarrollo de los experimentos y las tablas que se han tomado como referencia para realizar el apartado de “Resultados en la planta de gasificación” y que han sido elaboradas a partir de la experimentación en la planta piloto de gasificación del ICB-CSIC. En ellas se muestran las variables que se han considerado, las condiciones de operación utilizadas y los resultados obtenidos.

### **1.1 Procedimiento de operación**

Antes de realizar los experimentos es necesario que el día previo a la experimentación se limpie y se prepare la instalación para evitar los problemas de taponamiento provocados por compuestos condensables formados tras la parada del experimento anterior. Para llevar a cabo estas tareas se hace pasar aire a presión mediante una pistola de aire comprimido por el interior de las tuberías de escape de gases y conexiones con los analizadores. Además se han de limpiar y sustituir los filtros utilizados en la instalación y debe cargarse la cantidad de sólido del lecho y biomasa que durante la experimentación anterior han sido retenidos en el filtro situado en el combustor y consumida respectivamente.

Para la puesta en marcha de la instalación se hace pasar un flujo de  $N_2$  al gasificador, de aire al combustor y el flujo de  $N_2$  correspondiente al *loop*, para que el sólido circule entre ambos reactores, y estos mantengan condiciones de fluidización a medida que se van alcanzando las temperaturas deseadas para cada reactor. Esta etapa suele prolongarse durante un par de horas.

Una vez alcanzadas las temperaturas de operación deseadas y un comportamiento estacionario de la instalación se procede a gasificar. Llegado este punto, se sustituye la corriente de  $N_2$  al gasificador por agua y se enciende el dispositivo de tornillo sinfín para introducir biomasa a una velocidad de 20 rpm.

Una vez que la instalación comienza a gasificar, antes de la toma de datos y recogida de las muestras de alquitranes absorbidos, es necesario que el comportamiento de la instalación sea estacionario, por lo tanto será necesario gasificar durante por lo menos una hora antes de la toma de datos y recogida de alquitranes.

Alcanzado el estado estacionario de la instalación se procede a la recogida de alquitranes haciendo pasar el gas de síntesis por el interior de los frascos borboteadores durante aproximadamente una hora, dependiendo de la velocidad del gas de síntesis a su paso por el filtro, para recoger una cantidad de 60 LN de gas seco. En el caso de que el experimento consista en comprobar el comportamiento de un filtro catalítico, se hace pasar el gas de síntesis por el interior del filtro previamente al paso por los frascos borboteadores.

## 1.2 Tablas de resultados obtenidos en la experimentación

### Efecto del material del lecho y la temperatura de gasificación

Tabla 1.1. Condiciones de operación y composición de los vapores para diferentes Temperaturas de gasificación y diferentes materiales de lecho.

	Unidades	Arena*	Olivina			Fe/olivina		
<b>T<sup>a</sup> Gasificador</b>	[°C]	800	750	800	850	750	800	850
<b>T<sup>a</sup> Combustor</b>	[°C]	900	900	900	900	900	900	900
<b>Biomasa</b>	[g/h]	250	250	250	270	250	250	250
<b>Relación H<sub>2</sub>O/biomasa</b>	[g/g- <sub>bs</sub> ]	0.60	0.65	0.65	0.60	0.60	0.60	0.57
<b>Composición del gas (base seca, libre de N<sub>2</sub>)</b>								
<b>Gasificador</b>								
<b>H<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	22.8	26.9	29.2	29.4	29.0	29.6	26.7
<b>CO<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	13.2	24.5	27.9	23.3	34.6	29.6	41.8
<b>CO</b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	43.3	31.4	27.4	31.4	22.3	26.2	18.7
<b>CH<sub>4</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	14.4	12.0	10.8	11.1	9.9	10.2	8.8
<b>C<sub>2</sub>H<sub>4</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	5.2	4.4	3.9	4.0	3.6	3.7	3.2
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	0.6	0.5	0.5	0.5	0.4	0.4	0.4
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	0.4	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
<b>Combustor</b>								
<b>O<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	18.1	17.1	17.5	17.6	15.7	16.5	15.4
<b>CO<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	1.6	2.8	2.4	1.9	3.4	2.4	1.8
<b>CO</b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>Cont. Alquitranes</b>	[g/Nm <sup>3</sup> <sub>bs</sub> ]	16.8	8.3	5.5	7.8	5.5	3.7	2.6

\*El experimento con arena, sin actividad catalítica, se realizó como referencia.

## Efecto de la relación H<sub>2</sub>O/biomasa en el gasificador

Tabla 1.2. Condiciones de operación y resultados experimentales de los experimentos en Fe/olivina para diferentes ratios de H<sub>2</sub>O/biomasa.

---

Sólido del lecho	Fe/olivina	Fe/olivina
<b>Temperaturas(°C)</b>		
Gasificador	800	800
Gas del “freeboard”	800	800
Combustor	900	900
<b>Condiciones de operación</b>		
Biomasa (g/h)	234	229
H <sub>2</sub> O/biomasa seca (g/g)	0.59	0.88
<b>Composición del gas (% vol, libre de N<sub>2</sub> y en base seca)</b>		
Gasificador		
CO	26.2	20.3
CO <sub>2</sub>	29.6	37.7
H <sub>2</sub>	29.6	31.6
CH <sub>4</sub>	10.2	9.2
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	3.7	1.0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.4	0.1
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.3	0.1
Combustor		
O <sub>2</sub>	16.4	16.4
CO <sub>2</sub>	2.4	1.97
<b>Alquitranes (g/Nm<sup>3</sup> seca)</b>	<b>3.69</b>	<b>4.22</b>

---

## Efecto de la utilización de filtros catalíticos a la salida del gasificador

Tabla 1.3. Condiciones de operación y resultados experimentales de los experimentos con Fe/olivina y el filtro A de PALL (60x40x20x12)

Sólido del lecho	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina
Filtro catalítico	No	Si	No	Si	No	Si
Dimensiones del filtro		60x40x20x12		60x40x20x12		60x40x20x12
Tª filtro (°C)		800		800		800
<b>Velocidad del gas en el filtro (m/h)</b>						
Diseño		60		60		60
Experimental		66		68		65
ΔP filtro (mbar)		8		11		11
<b>Temperaturas (°C)</b>						
Gasificador	750	750	800	800	850	850
Gas "freeboard"	800	800	800	800	800	800
Combustor	900	900	900	900	900	900
<b>Condiciones de operación</b>						
Biomasa (g/h)	250	250	250	250	250	250
H <sub>2</sub> O/biomasa seca (g/g)	0.62	0.62	0.64	0.64	0.63	0.63
<b>Composición del gas (% vol, libre de N<sub>2</sub> y en base seca)</b>						
<i>Gasificador</i>						
CO	23.3	17.2	17.1	15.5	18.0	18.0
CO <sub>2</sub>	36.1	34.2	45.7	40.5	44.2	37.2
H <sub>2</sub>	30.3	39.9	28.1	36.1	28.6	36.5
CH <sub>4</sub>	10.3	8.6	9.1	7.9	9.2	8.3
<i>Combustor</i>						
O <sub>2</sub>	15.7	15.7	14.9	14.9	16.2	16.2
CO <sub>2</sub>	3.2	3.2	2.7	2.7	1.3	1.3
Alquitranes (g/Nm <sup>3</sup> seco)	5.5	1.75	2.36	0.86	2.68	1.47
Conversión alquitranes (%)	-	68	-	64	-	45
<b>Composición de alquitranes (g/Nm<sup>3</sup> seco)</b>						
Estireno	0.22	0.00	0.07	0.00	0.12	0.01
Benceno	0.68	0.00	0.07	0.00	0.00	0.00
Indeno	1.48	0.15	0.42	0.06	0.29	0.03
Naftaleno	2.39	1.48	1.43	0.70	2.02	1.36
Acenaftileno	0.28	0.00	0.11	0.00	0.08	0.02
Fluoreno	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Penantreno	0.25	0.07	0.19	0.04	0.13	0.02
Otros	0.14	0.04	0.06	0.06	0.04	0.03

Tabla 1.4. Condiciones de operación y resultados experimentales de los experimentos en Fe/olivina con el filtro catalítico B de PALL (70x50x30x16)

Sólido del lecho	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina	Fe/Olivina
Filtro catalítico	No	Si	No	Si	No	Si
Dimensiones del filtro		70x50x30x16		70x50x30x16		70x50x30x16
Tª filtro (°C)		800		800		800
<b>Velocidad del gas en el filtro (m/h)</b>						
Diseño		60		60		60
Experimental		60		67		62
ΔP filtro (mbar)		15		16		11
<b>Temperaturas (°C)</b>						
Gasificador	750	750	800	800	850	850
Gas "freeboard"	800	800	800	800	800	800
Combustor	900	900	900	900	900	900
<b>Condiciones de operación</b>						
Biomasa (g/h)	261	261	258	258	241	241
H <sub>2</sub> O/biomasa seca (g/g)	0.52	0.52	0.52	0.52	0.57	0.57
<b>Composición del gas (% vol, libre de N<sub>2</sub> y en base seca)</b>						
<i>Gasificador</i>						
CO	23.9	18.5	22.7	19.8	19.5	19.0
CO <sub>2</sub>	37.0	32.6	39.4	33.6	43.5	35.7
H <sub>2</sub>	28.8	38.8	28.4	39.0	27.8	37.7
CH <sub>4</sub>	10.3	8.3	9.6	7.8	9.2	8.0
<i>Combustor</i>						
O <sub>2</sub>	14.5	14.7	15.5	15.6	15.4	15.8
CO <sub>2</sub>	3.8	3.6	2.7	2.6	1.8	1.6
Alquitranes (g/Nm <sup>3</sup> seco)	5.7	1.39	3.88	1.12	2.62	0.65
Conversión Alquitranes (%)	-	75	-	71	-	75
<b>Composición de alquitranes (g/Nm<sup>3</sup> seco)</b>						
Estireno	0.33	0.00	0.21	0.00	0.00	0.00
Fenol	0.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Benzofurano	0.24	0.00	0.23	0.00	0.00	0.00
Indeno	1.45	0.10	0.96	0.00	0.00	0.00
Naftaleno	2.41	1.16	1.94	1.11	1.11	0.65
Bifenileno	0.51	0.06	0.24	0.00	0.00	0.00
Fluoreno	0.13	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00
Frenantreno	0.28	0.04	0.15	0.00	0.00	0.00
Antraceno	0.02	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00
Fluoranteno	0.07	0.00	0.21	0.00	0.00	0.00
Pireno	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

## Efecto de la velocidad del gas a la entrada del filtro

*Tabla 1.5. Condiciones de operación y resultados experimentales de los experimentos en Fe/olivina para diferentes velocidades con el filtro catalítico B de PALL (70x50x30x16).*

Sólido del lecho	Fe/olivina	Fe/olivina	Fe/olivina	Fe/olivina
Filtro catalítico	No	Si	Si	Si
Dimensiones del filtro		70x50x30x16	70x50x30x16	70x50x30x16
Tª filtro (°C)		800	800	800
<b>Velocidad del gas en el filtro (m/h)</b>				
Diseño		60	72	90
Experimental		68.8	82.5	95.7
$\Delta P$ filtro (mbar)		20	19	32
<b>Temperaturas (°C)</b>				
Gasificador	800	800	800	800
Gas. del "freeboard"	800	800	800	800
Combustor	900	900	900	900
<b>Condiciones de operación</b>				
Biomasa (g/h)	229	229	229	229
H <sub>2</sub> O/biomasa seca (g/g)	0.88	0.88	0.88	0.88
<b>Composición del gas (% vol, libre de N<sub>2</sub> y en base seca)</b>				
<i>Gasificador</i>				
CO	20.3	15.5	15.8	15.7
CO <sub>2</sub>	37.7	34.2	34.2	33.9
H <sub>2</sub>	31.6	42.5	42.1	42.4
CH <sub>4</sub>	9.2	7.3	7.4	7.5
<i>Combustor</i>				
O <sub>2</sub>	16.4	16.2	16.2	16.3
CO <sub>2</sub>	1.97	2.01	2.03	1.92
Alquitranes (g/Nm <sup>3</sup> seco)	4.22	0.86	1.53	1.72
Conversión	-	80	64	60
Alquitranes (%)	-	80	64	60

## ANEXO 2. ESTUDIOS DE TERMOGRAVIMETRIA

Para llevar a cabo la caracterización del sólido Fe/olivina ha sido necesaria la utilización de un equipo de termobalanza donde poder practicar a las muestras los ensayos de reducción/oxidación. En este apartado se va a tratar la descripción del equipo utilizado y se va a describir el procedimiento experimental.

### 2.1 Descripción del equipo

El equipo consta principalmente de un sistema de alimentación de gases, una termobalanza CI Electronics y un sistema de recogida de datos.

El sistema de alimentación de gases consta de varias válvulas y controladores de flujo másico que permiten fijar la composición y caudal de los gases que se introducen en la termobalanza, Figuras 2.1 y 2.2. Para introducir vapor de agua en la corriente de gases alimentada a la termobalanza, los gases atraviesan un borboteador con agua destilada cuya temperatura se establece mediante una resistencia. Al atravesar los gases el borboteador, se saturan con la cantidad de agua correspondiente a la presión del vapor a esa temperatura (ver tabla 2.1). Los conductos desde el borboteador hasta la termobalanza se encuentran rodeados de resistencias eléctricas para evitar la condensación del vapor de agua.

Tabla 2.1. Relación de la temperatura en el borboteador con el porcentaje de vapor en los gases de salida

T <sup>a</sup> (°C)	33	46	61	70
%H <sub>2</sub> O	5	10	20	30

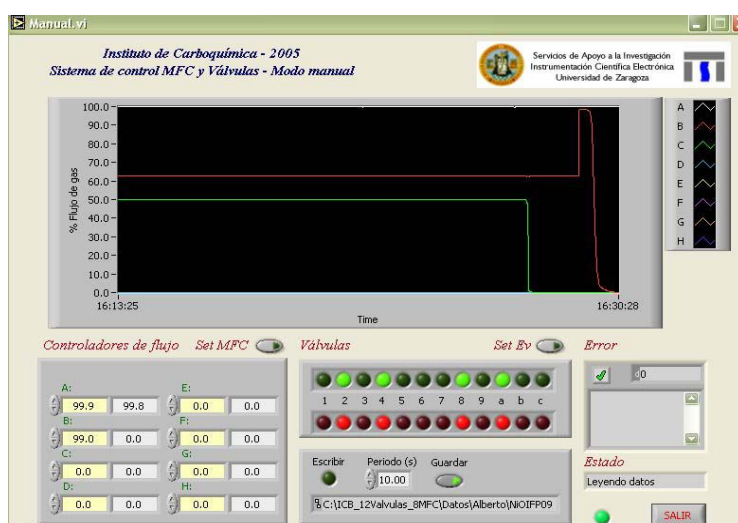


Figura 2.1. Sistema de apertura de válvulas y control de flujos.



La termobalanza consta fundamentalmente de una microbalanza situada en la parte superior o cabeza, un reactor de cuarzo, un horno eléctrico donde está situado el reactor, y un sistema de medición y control de la temperatura en el interior del horno, ver Figura 2.2.

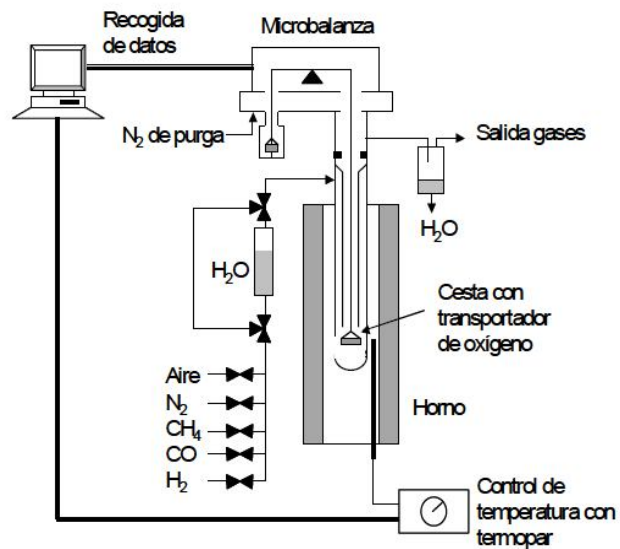


Figura 2.2. Fotografía del sistema experimental de la TGA y esquema de la balanza termogravimétrica.

El horno puede operar a temperaturas de hasta 1000°C y se calienta por medio de resistencias eléctricas. En su interior se aloja el tubo de cuarzo o reactor, cuyo diámetro interno es de 24mm. Posee un termopar que está conectado a un módulo de control de temperatura, que permite medir y controlar la temperatura del mismo, y por tanto, de la muestra. La termobalanza está conectada a un ordenador que registra continuamente la temperatura, el peso de la muestra y su variación con el tiempo, Figura 2.3.

La muestra sólida se coloca en una cestilla suspendida de un brazo de la termobalanza y se sitúa en la parte inferior del tubo de reacción. La cestilla utilizada tiene 8mm de altura, 14mm de diámetro y está construida con una malla de platino para prevenir su corrosión y para reducir la resistencia a la transferencia de materia en torno al sólido.

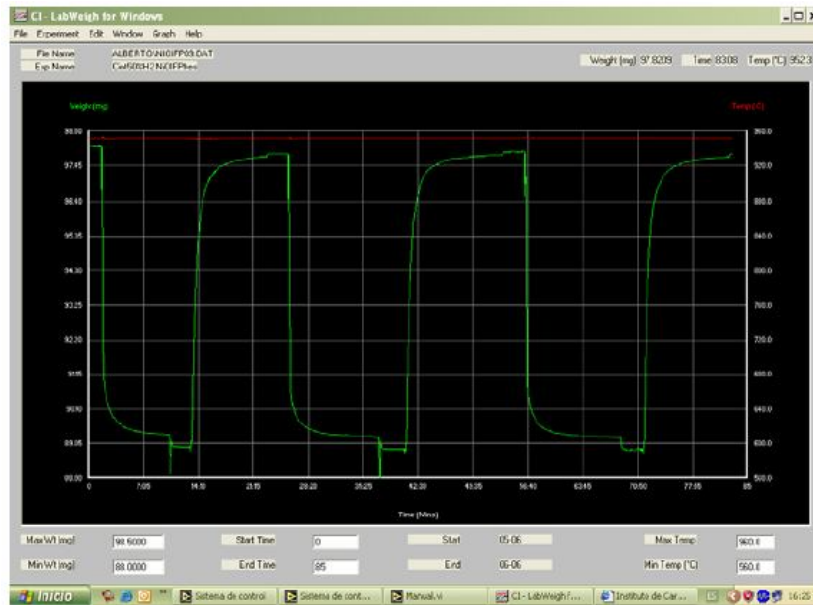


Figura 2.3. Programa de recogida de datos de la termobalanza (Lab Weight 3.0).

El reactor de cuarzo está formado por dos tubos concéntricos de 10 y 24mm de diámetro interno. El gas entra por la parte superior y desciende por la parte anular entre estos tubos hasta llegar a la cestilla con la muestra. En este recorrido el gas se calienta hasta alcanzar la temperatura del horno. Una vez el gas llega hasta la cestilla que contiene la muestra, reacciona y abandona la zona por el interior del tubo de diámetro más pequeño.

Para evitar que el mecanismo interno de la termobalanza quede expuesto a los gases de reacción y prevenir la corrosión de las partes electrónicas se introduce en la cabeza de la termobalanza un flujo constante de  $N_2$  (9 lN/h) para evitar que los gases provenientes de la zona de reacción lleguen a la cabeza.

## 2.2 Descripción del procedimiento experimental

Durante los experimentos en termobalanza se ha llevado a cabo uno o varios ciclos de reducción y oxidación de varias muestras de material del lecho Fe/olivina a  $950^{\circ}C$ , y que fueron recogidas de diferentes partes de la instalación del CSIC, como el filtro a la salida del combustor, la circulación del combustor al gasificador o la circulación del gasificador al combustor. La reducción de la muestra se consigue haciendo pasar una corriente al 15% de  $H_2$  y 85%  $N_2$ , que reduce el hierro de la muestra a Fe elemental, liberando el oxígeno contenido de la muestra oxidada en forma de  $H_2O$ . La duración de este ciclo de reducción se lleva a cabo durante aproximadamente 30 minutos, tras los cuales no se producen variaciones en el peso. Para la oxidación de la muestra se utiliza una corriente de aire, que oxida el Fe elemental a  $Fe_2O_3$ . Al igual que el ciclo de reducción, el ciclo de oxidación se lleva a cabo durante 30 minutos, tiempo tras el cual la muestra está totalmente oxidada y no se producen variaciones en el peso.

### ANEXO 3. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA PARA LA OBTENCIÓN DEL ESTADO AUTOTÉRMICO.

En este anexo se explican detalladamente todas las consideraciones que se han tenido en cuenta para la resolución de los balances de materia y energía, así como las ecuaciones utilizadas para su determinación, las cuales serán necesarias para el desarrollo del apartado “Gasificación en estado autotérmico”.

#### 3.1 Balances de materia

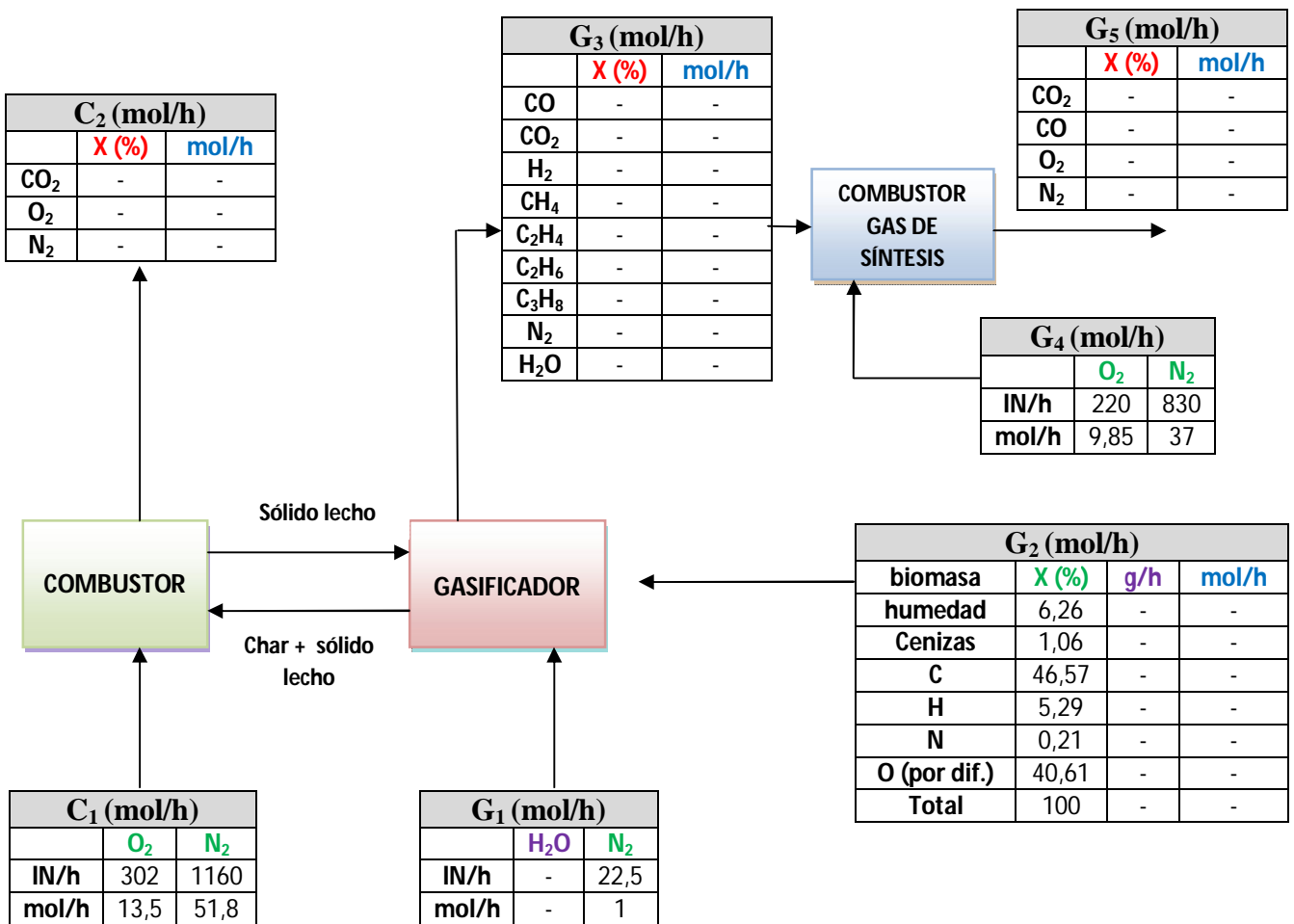


Figura 3.1 Esquema representativo para el cálculo de los balances de materia.

#### Legenda

- Variable conocida por lectura de analizador.
- Variable conocida y establecida para todos los experimentos.
- Variable conocida y dependiente de cada experimento.
- Variable a determinar.

### Reactivos de entrada al combustor

En este apartado se conocen los caudales volumétricos normales a la entrada, que se corresponden con los caudales de aire primario y secundario al combustor y con el caudal de N<sub>2</sub> procedente del *loop*. Hay que resaltar que el caudal volumétrico de N<sub>2</sub> procedente del *loop* se divide entre dos, ya que la mitad de este caudal se dirige al combustor y la otra mitad al gasificador. Para conocer los flujos molares a la entrada (N<sub>2,C1</sub> y O<sub>2,C1</sub>), se ha utilizado la relación de 1 mol=22,4 L para gas ideal.

### Balance de materia al combustor

Conocida la concentración de los gases a la salida del combustor y el flujo molar de N<sub>2</sub> a la entrada (N<sub>2,C1</sub>), se realiza un balance al N<sub>2</sub> para el cálculo del flujo molar a la salida del combustor (C<sub>2</sub>). El N<sub>2</sub> mantiene un comportamiento inerte y entra en una cantidad suficiente para asegurar que el error experimental que se comete es pequeño.

$$C_2 = \frac{N_{2,C1}}{X_{N_2,C2}} \text{ (mol/h)} \quad (\text{E 3.1})$$

Conocidos el flujo molar (C<sub>2</sub>) y los porcentajes en volumen de los compuestos a la salida del combustor, se calcula el caudal molar de cada componente de la siguiente manera:

$$F_i = C_2 * X_i \quad \text{(mol/h)} \quad (\text{E 3.2})$$

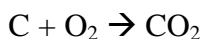
Donde:

-F<sub>i</sub> es el caudal molar a la salida del compuesto i.

-X<sub>i</sub> es el porcentaje en volumen a la salida del compuesto i.

En el caso de los experimentos donde el sólido empleado en los lechos es Fe/olivina, se produce un consumo de O<sub>2</sub> como producto de la oxidación del Fe dentro del combustor. Este consumo de O<sub>2</sub> se calcula por diferencia ya que se conocen los flujos de O<sub>2</sub> a la entrada y salida (O<sub>2,C2</sub> y O<sub>2,C1</sub>) y el consumo de O<sub>2</sub> dentro del combustor puede calcularse con E 3.4.

$$O_{2 \text{ consumido oxidacion Fe/olivina}} = O_{2,C1} - O_{2,C2} - O_{2 \text{ consumido combustion}} \text{ (mol/h)} \quad (\text{E 3.3})$$



$$O_{2 \text{ consumido combustion}} = CO_{2,C2} \text{ (mol/h)} = C_{\text{gasificador} \rightarrow \text{combustor}} \text{ (mol/h)} \quad (\text{E 3.4})$$

En los experimentos donde el sólido utilizado en los lechos es olivina o arena no se producen reacciones de oxidación y por tanto el C que pasa del gasificador al combustor se corresponde por estequiometría con  $CO_{2,C2}$ .

\*\*\*Para la simulación del estado autotérmico, no se emplea la composición obtenida a la salida del combustor experimentalmente, por tanto la composición de esa corriente será definida por nosotros. Como el flujo de C que se quema en el combustor lo estamos definiendo nosotros, en estos casos no será necesario realizar un balance al  $N_2$  para hallar el valor de la corriente  $C_2$ . Para este caso concreto se procederá de la siguiente manera:

$$CO_{2,C2} = \text{flujo de sólido carbonoso que se ha decidido quemar en el combustor (mol/h)} \quad (E\ 3.5)$$

$$N_{2,C2} = N_{2,C1} \text{ (entrada = salida) (mol/h)} \quad (E\ 3.6)$$

$$O_{2,C2} = O_{2,C1} - CO_{2,C2} \text{ (mol/h)} \quad (E\ 3.7)$$

En los casos en los que el sólido empleado es Fe/olivina a la corriente  $O_{2,C2}$  hay que descontarle el consumo provocado por las reacciones de oxidación. Este consumo se ha considerado que será el obtenido en la ecuación E 3.3, para el caso en el que el sólido carbonoso no ha sido definido por nosotros. Una vez conocidos los flujos de los compuestos que forman la corriente, se aplican las siguientes ecuaciones:

$$C_2 = N_{2,C2} + O_{2,C2} + CO_{2,C2} \text{ (mol/h)} \quad (E\ 3.8)$$

$$X_{i,C2} = \frac{F_{i,C2}}{C_2} \text{ (\%)} \quad (E\ 3.9)$$

Donde:

$X_i$  es la composición del compuesto  $i$  en la corriente  $C_2$ .

$F_{i,C2}$  es el flujo molar del compuesto  $i$  en la corriente  $C_2$  (mol/h).

### Entrada al gasificador

En este apartado se conocen los caudales volumétricos de  $N_2$  y  $N_2$  procedente del *loop* que entran al gasificador ( $N_{2,G1}$   $N_{2,G4}$ ) y el caudal másico de agua ( $H_2O_{G1}$ ). Los caudales molares, se determinan utilizando la relación de gas ideal, al igual que en la entrada al combustor.

Además de estos caudales volumétricos se conoce el flujo másico de biomasa que está entrando en el gasificador. En la tabla 3.1, se muestra la composición másica de la biomasa utilizada en la planta de gasificación del ICB-CSIC. Para obtener el porcentaje másico de H en la composición de biomasa se utiliza E 3.10.

Tabla 3.1 Composición másica de la biomasa

Análisis inmediato	%	%
<b>Humedad</b>	6,3	6,3
<b>Cenizas</b>	1,1	1,1
<b>Volátiles</b>	77,3	77,3
<b>Carbón fijo</b>	15,4	15,4
Análisis elemental		
<b>C</b>	46,6	5,6
<b>H*</b>	6	46,6
<b>N</b>	0,2	0,2
<b>S</b>	0	6,3

\*Incluido el H de la humedad

$$\% H = 6,3 - \frac{2g H / 18g H_2O * 6,3(\% \text{ humedad})}{18g / \text{mol} H_2O} = 5,6 \quad (E 3.10)$$

Para el cálculo del flujo molar de cada componente:

$$M_i = \frac{M_{\text{biomasa}} * X_i}{PM_i} \quad (\text{mol/h}) \quad (E 3.11)$$

Donde:

- $M_{\text{biomasa}}$ , es el flujo másico de biomasa.
- $X_i$  es el porcentaje másico del componente i
- $PM_i$  es el peso molecular del componente i.

$$G_2 = \sum_{i=1}^N M_i \quad \left(\frac{\text{mol}}{h}\right) \quad (E 3.12)$$

### Balance de materia al combustor del gas de síntesis

Para determinar los flujos molares de los compuestos que salen del gasificador, se ha realizado un balance de  $N_2$  al combustor del gas de síntesis, debido a que este compuesto mantiene un comportamiento inerte a su paso por este combustor y entra en una cantidad suficiente para asegurar que el error experimental que se comete es pequeño.

$$G_5 = \frac{(N_{2,G4} + N_{2,G1} + N_{2,G2})}{X_{N_2,G5}} \quad (\text{mol/h}) \quad (E 3.13)$$

Conocidos el flujo molar de esta corriente ( $G_5$ ) y su composición, se halla el flujo molar para cada uno de los componentes de esta corriente al igual que en el apartado de los gases de salida del combustor.

\*\*\*Al igual que antes en el combustor, para la simulación del estado autotérmico, no se emplea la composición obtenida a la salida del combustor del gas de síntesis experimentalmente, por tanto la composición de esa corriente será definida por nosotros. Como el flujo de C que se quema en este combustor lo estamos definiendo nosotros, en estos casos no será necesario realizar un balance al N<sub>2</sub> para hallar el valor de la corriente G<sub>5</sub>. Para este caso concreto se procederá de la siguiente manera:

$$\text{CO}_{2,G5} = \text{flujo de sólido carbonoso que se ha decidido gasificar (mol/h).} \quad (\text{E 3.14})$$

$$\text{N}_{2,G5} = \text{N}_{2,G4} + \text{N}_{2,G1} \text{ (entrada = salida) (mol/h)} \quad (\text{E 3.15})$$

$$\text{O}_{2,G5} = \text{O}_{2,G4} - \text{CO}_{2,G5} \text{ (mol/h)} \quad (\text{E 3.16})$$

Al igual que en el caso del otro combustor se calcula el flujo de la corriente G<sub>5</sub> y su composición:

$$\text{C}_2 = \text{N}_{2,G5} + \text{O}_{2,G5} + \text{CO}_{2,G5} \text{ (mol/h)}$$

$$X_{i,C2} = \frac{F_{i,C2}}{C_2} \text{ (\%)} \quad (\text{E 3.17})$$

Tras la determinación de los flujos molares de los compuestos a la salida del combustor del gas de síntesis (G<sub>5</sub> y los compuestos que la forman), se realiza un balance atómico al C para conocer los moles de este elemento a la salida de esta corriente. Los moles de C que salen de este combustor se corresponden con los existentes en la corriente a la salida del gasificador (G<sub>4</sub>), de la cual se conoce su composición.

$$\text{moles C} = G_5 * (X_{\text{CO}_2,G5} + X_{\text{CO},G5}) \quad \left(\frac{\text{mol}}{\text{h}}\right) \quad (\text{E 3.17})$$

$$G_4 = \frac{\text{moles C}}{(X_{\text{CO},G4} + X_{\text{CO}_2,G4} + X_{\text{CH}_4,G4} + 2 * X_{\text{C}_2\text{H}_4,G4} + 2 * X_{\text{C}_2\text{H}_6,G4} + 3 * X_{\text{C}_3\text{H}_8,G4})} \quad \left(\frac{\text{mol}}{\text{h}}\right) \quad (\text{E 3.18})$$

Conocido G<sub>4</sub> y su composición se halla el caudal másico para cada uno de los componentes.

Para finalizar con los cálculos realizados en el balance de materia se determina el error que se está cometiendo, realizando un balance atómico al C, al O y al H en todo el sistema.

$$\% \text{ error en C} = \frac{F_{\text{C}_{\text{entra}}} - F_{\text{C}_{\text{sale}}}}{F_{\text{C}_{\text{entra}}}} * 100 \quad (\text{E 3.19})$$

$$\% \text{ error en O} = \frac{F_{O\text{entra}} - F_{O\text{sale}}}{F_{O\text{entra}}} * 100 \quad (\text{E 3.20})$$

$$\% \text{ error en H} = \frac{F_{H\text{entra}} - F_{H\text{sale}}}{F_{H\text{entra}}} * 100 \quad (\text{E 3.21})$$



### 3.2 Balances de calor

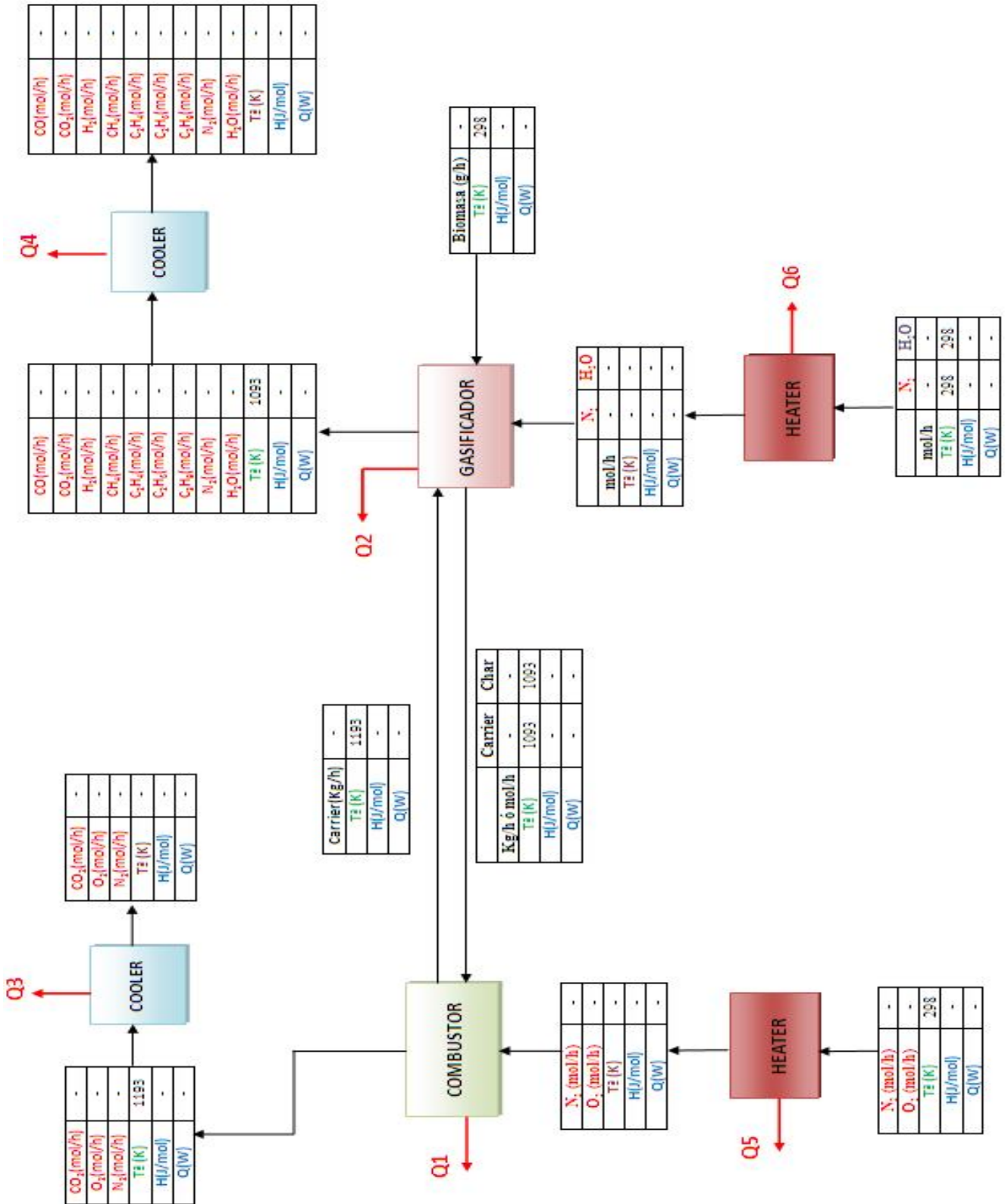


Figura 3.2 Esquema representativo de la planta piloto para el cálculo de los balances de calor

## Leyenda

- Flujo conocido de corriente gaseosa
- Flujo conocido de corriente líquida
- Flujo conocido de corriente sólida
- Variable establecida
- Variable por establecer a conveniencia
- Variable desconocida a calcular

## Calculo de la entalpia y el calor de una corriente gaseosa

Para el cálculo de las entalpías y los calores de las mezclas gaseosas que tienen lugar en el sistema se ha consultado una guía con las propiedades físicas de los compuestos [27] que intervienen en cualquiera de las corrientes gaseosa. En la tabla 3.2 se adjuntan las propiedades físicas correspondientes a todos los compuestos que intervienen en cualquiera de las corrientes gaseosas.

Tabla 3.2 Propiedades físicas de los compuestos que intervienen en las corrientes gaseosas del sistema.

	$\Delta H^\circ$ (KJ/mol)	$C_{pA}$ (J/mol K)	$C_{pB}$ (J/mol K)	$C_{pC}$ (J/mol K)	$C_{pD}$ (J/mol K)
CO	-110,62	30,869	-1,285E-02	2,789E-05	-1,271E-08
H <sub>2</sub>	0	27,143	9,273E-03	-1,380E-05	7,645E-09
CO <sub>2</sub>	-393,77	19,795	7,343E-02	-5,601E-05	1,715E-08
N <sub>2</sub>	0	31,150	-1,356E-02	2,679E-05	-1,168E-08
CH <sub>4</sub>	-74,86	19,251	5,212E-02	1,197E-05	-1,131E-08
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	52,33	3,806	1,565E-01	-8,348E-05	1,755E-08
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-84,74	5,409	1,781E-01	-6,937E-05	8,712E-06
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-103,92	-4,224	3,062E-01	-1,586E-04	3,214E-08
H <sub>2</sub> O	-242	32,243	1,923E-03	1,055E-05	-3,596E-09
O <sub>2</sub>	0	28,106	-3,680E-06	1,745E-05	-1,065E-08

Conocido el flujo molar, los componentes y sus respectivas composiciones, para cada una de las corrientes gaseosas, la entalpía y el calor se obtienen con la siguiente ecuación:

$$\Delta H_{\text{mezcla}} = \sum_{i=0}^n X_i * [\Delta H^\circ_i + \int_{298}^T C_{p_i} dT] \quad \left(\frac{J}{\text{mol}}\right) \quad (\text{E 3.22})$$

Donde:

- $X_i$  es la composición del componente i.
- $\Delta H_i^\circ$  es la entalpía de formación estándar del componente i a 25°Cy 1atm. (J/mol)
- T es la temperatura de la corriente gaseosa (K).
- $C_{p_i}$  es la capacidad calorífica (P cte) del componente i (J/mol K).

$$C_{p_i} = C_{p_{A,i}} + C_{p_{B,i}} * T + C_{p_{C,i}} * T^2 + C_{p_{D,i}} * T^3$$

Donde:

- $C_{pA,i}$ ,  $C_{pB,i}$ ,  $C_{pC,i}$  y  $C_{pD,i}$  son las constantes de gas ideal de la ecuación de la capacidad calorífica del componente i.

Resolviendo la integral de E 3.22 nos queda como;

$$\Delta H_{mezcla} = \sum_{i=0}^n X_i * [\Delta H_i^\circ + C_{pA,i} * (T - 298) + C_{pB,i} * \frac{(T^2 - 298^2)}{2} + C_{pC,i} * \frac{(T^3 - 298^3)}{3} + C_{pD,i} * \frac{(T^4 - 298^4)}{4}] \quad (\text{J/mol})$$

$$Q_{mezcla} = \Delta H_{mezcla} * \frac{F_{molar}}{3600} \quad (\text{W}) \quad (\text{E 3.23})$$

### Cálculo de la entalpía y el calor de una corriente líquida

En este caso concreto, la única corriente que aparece en estado líquido es la del agua para gasificar antes de recalentarse con el calor de las corrientes gaseosas recirculadas. Para el cálculo de su entalpía y su calor se ha consultado una guía con las propiedades físicas del agua [27]. En la tabla 3.3 se adjuntan las propiedades físicas para el agua.

Tabla 3.3 Propiedades físicas del agua.

	$\Delta H^\circ$ (KJ/mol)	$C_{pA}$ (J/mol K)	$C_{pB}$ (J/mol K)	$C_{pC}$ (J/mol K)
<b>H<sub>2</sub>O</b>	-242	32,243	1,923E-03	1,055E-05
	$C_{pD}$ (J/mol K)	$\Delta H^\circ$ vap (J/mol)	$T^c$ (K)	$T^a$ eb
<b>H<sub>2</sub>O</b>	-3,596E-09	4,068E+04	647,30	373,15

Conocido el flujo molar de agua, la entalpía y el calor se obtienen de la siguiente forma:

$$\Delta H_{mezcla} = \sum_{i=0}^n X_i * [\Delta H_i^\circ + \int_{298}^T C_{p_i} dT - \Delta H_{vap,i} * \left(\frac{T_{c,i}-T}{T_{c,i}-T_{eb,i}}\right)^{0,386}] \quad \left(\frac{\text{J}}{\text{mol}}\right) \quad (\text{E 3.24})$$

Donde:

- $X_i$  es la composición del componente i.
- $\Delta H_i^\circ$  es la entalpía de formación estándar del componente i a 25°C y 1 atm. (J/mol)
- $\Delta H_{vap,i}$  es la entalpía de vaporización del componente i (J/mol k)
- T es la temperatura de la corriente gaseosa (K).
- $T_{c,i}$  es la temperatura crítica del componente i (K).
- $T_{eb,i}$  es la temperatura de ebullición del componente i (K).
- $C_{p_i}$  es la capacidad calorífica (P cte) del componente i (J/mol K).

$$Cp_i = Cp_{A,i} + Cp_{B,i} * T + Cp_{C,i} * T^2 + Cp_{D,i} * T^3$$

Donde:

- $Cp_{A,i}$ ,  $Cp_{B,i}$ ,  $Cp_{C,i}$  y  $Cp_{D,i}$  son las constantes de gas ideal de la ecuación de la capacidad calorífica del componente i.

Por lo tanto, resolviendo la integral de E 3.24;

$$\begin{aligned} \Delta H_{mezcla} = \sum_{i=0}^n X_i * [\Delta H_i^\circ + Cp_{A,i} * (T - 298) + Cp_{B,i} * \frac{(T^2 - 298^2)}{2} + Cp_{C,i} \\ * \frac{(T^3 - 298^3)}{3} + Cp_{D,i} * \frac{(T^4 - 298^4)}{4} - \Delta H_{vap,i} \\ * \left( \frac{T_{C,i} - T}{T_{C,i} - T_{eb,i}} \right)^{0,386}] \quad (\text{J/mol}) \end{aligned}$$

$$Q_{mezcla} = \Delta H_{mezcla} * \frac{F_{molar}}{3600} \quad (\text{W})$$

### Cálculo de la entalpía y el calor de compuestos sólidos

En este apartado hay que resaltar que para el cálculo de la entalpía y el calor se han tomado una serie de consideraciones dependiendo del sólido a estudio en cuestión, debido a que para el sólido carbonoso que se transfiere desde el gasificador al combutor o para el material del lecho (arena, olivina, Fe/olivina), se han encontrado propiedades físicas en bibliografías que relacionan la capacidad calorífica con la variación de temperatura a presión constante, sin embargo para la biomasa se ha considerado que la capacidad calorífica se mantiene constante con la variación de temperatura ante la falta de valores mas aproximados.

### Entalpía y calor del sólido carbonoso

Para el cálculo de la entalpía y el calor del sólido carbonoso que se dirige del gasificador al combutor se ha consultado una guía con las propiedades físicas [27] para este compuesto.

Propiedades físicas para el carbono:

$$-\Delta H^\circ = 0 \text{ cal/mol}$$

$$-Cp = 2,627 + 0,002617 * T - \frac{116900}{T^2} \quad \left( \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right)$$

Por tanto;

$$\Delta H_C = \Delta H^\circ + \int_{298}^T C_p dT \left( \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right) \quad (\text{E 3.25})$$

Resolviendo la integral de la ecuación E 3.25 nos queda como:

$$\Delta H_C = \Delta H^\circ + 2,627(T - 298) + \frac{0,002617(T^2 - 298^2)}{2} + \frac{116900}{(T - 298)} \left( \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right)$$

Para pasar el valor de entalpía de  $\frac{\text{cal}}{\text{mol}}$  a  $\frac{\text{J}}{\text{mol}}$  solamente tendríamos que multiplicar por 4,18.

Conocido el flujo molar de carbono que se dirige del gasificador al combustor el calor de la esta corriente se calcula como:

$$Q_C = \Delta H_C * \frac{F_C}{3600} \quad (\text{W})$$

### Entalpía y calor de la biomasa

Para poder calcular la entalpía y el calor de la biomasa es necesario calcular previamente la formula empírica y el peso molecular de la biomasa en cuestión.

### Cálculo de la fórmula empírica

Para el cálculo de la fórmula empírica se parte del análisis elemental de la biomasa utilizada. A partir de estos se calcula la composición (en % másico) de C, H, O y N (sin tener en cuenta el H<sub>2</sub>O, y las cenizas). Si se divide este porcentaje másico de composición entre el peso atómico del elemento, se obtiene el número de moles del elemento. Se realiza esto para todos los elementos. Por último se divide el número de moles de cada elemento entre el número de moles del elemento que menos moles tiene. El valor que se obtenga redondeado a la unidad, es el número de átomos del elemento en la fórmula empírica (de esta manera el elemento que menos moles tiene solo presentará un átomo en la fórmula empírica).

Tabla 3.4 Determinación de la fórmula empírica de la biomasa utilizada.

	% con humedad y cenizas	% sin humedad y cenizas	Moles por cada 100g biomasa	Moles de cada elemento
<b>H</b>	5,7	6,16	6,16	385
<b>C</b>	46,6	50,32	4,19	262
<b>N</b>	0,2	0,22	0,016	1
<b>O</b>	40,1	43,30	2,71	169
<b>Total</b>	92,6	100		

**Fórmula empírica de la biomasa:  $C_{262}H_{385}O_{169}N$**

#### Cálculo del peso molecular

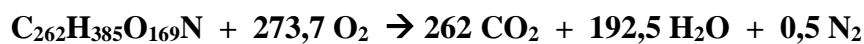
Partiendo de la fórmula empírica del compuesto, es fácil calcular su peso molecular multiplicando el número de átomos de cada elemento en la fórmula por su peso atómico.

**Peso molecular de la biomasa = 6247 (g/mol)**

#### Cálculo de la entalpía de formación

Para el cálculo de la entalpía de formación de un compuesto, es necesario conocer su peso molecular, su fórmula empírica y su poder calorífico. El poder calorífico de la biomasa se obtiene de bibliografía [28], y es el correspondiente a la biomasa que se está utilizando, madera de pino seca (sin considerar la humedad).

PC madera seca =  $-19000 \text{ KJ/Kg} = -118693 \text{ KJ/mol}$



Conocido el poder calorífico y la reacción de combustión completa de la biomasa se obtiene la entalpía de formación estándar aplicando la ecuación correspondiente al cálculo del PC:

$$PC = \sum_{i=1}^n p_i * \Delta H_i^\circ - \sum_{i=1}^n r_i \Delta H_i^\circ \quad \left( \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right) \quad (\text{E 3.26})$$

Donde:

- $p_i$  es el coeficiente estequiométrico del producto de combustión  $i$ .

- $r_i$  es el coeficiente estequiométrico del reactivo de combustión  $i$ .

- $\Delta H_i^\circ$  es la entalpía de formación estándar del producto o reactivo de combustión  $i$ .

Desarrollando y sustituyendo términos se obtiene:

$$\Delta H^{\circ}_{\text{biomasa}} = 261 * \Delta H^{\circ}_{\text{CO}_2} + 192,5 * \Delta H^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} - \text{PC} = -31060 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

Una vez obtenida la fórmula empírica y los valores del peso molecular y la entalpía de formación estándar de la biomasa se estima el valor de su capacidad calorífica. Para su determinación se ha utilizado la regla de Kopp [29], la cual está apoyada en el conocimiento de su fórmula estructural, usando la ley de las mezclas como la sumatoria de los productos del subíndice y el aporte individual de cada elemento constituyente. Esto significa que para un compuesto sólido que responde a la fórmula  $\text{C}_\alpha\text{H}_\beta\text{O}_\gamma\text{N}_\delta$  la capacidad calorífica puede obtenerse de la siguiente forma:

$$C_p = \frac{\alpha(7,524) + \beta(9,614) + \gamma(16,720) + \delta(25,916)}{M} \left( \frac{\text{J}}{\text{mol K}} \right) \quad (\text{E 3.27})$$

Donde:

-M es el peso molecular de la biomasa

**Cp de la biomasa seca= 1,36 J/molK**

Para el cálculo de la entalpía y el calor de la biomasa seca y sin cenizas, conocido el flujo másico de esta y sus condiciones de operación, se aplica la siguiente ecuación:

$$\Delta H_{\text{biomasa}} = \Delta H^{\circ}_{\text{biomasa}} + C_p * (T - 298) \left( \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right) \quad (\text{E 3.28})$$

$$Q_{\text{biomasa}} = \frac{F}{M} * \Delta H_{\text{biomasa}} \quad (\text{W})$$

### Entalpía y calor del material del lecho (olivina y olivina-Fe)

Para el cálculo de la entalpía y el calor de los materiales de lecho olivina y Fe/olivina que circulan entre los reactores de lecho fluidizado se ha consultado una guía para obtener las propiedades físicas [27] para ambos compuestos.

Propiedades físicas para la olivina:

$$-\Delta H^\circ = -273 \text{ Kcal/mol}$$

$$-C_p = 33,57 + 0,01907 * T - \frac{879700}{T^2} \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{K mol}} \right)$$

Propiedades físicas para la Fe/olivina:

$$-\Delta H^\circ_{\text{olivina}} = -273 \text{ Kcal/mol}$$

$$-C_{p_{\text{olivina}}} = 33,57 + 0,01907 * T - \frac{879700}{T^2} \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{K mol}} \right)$$

$$-\Delta H^\circ_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = -198,5 \text{ Kcal/mol}$$

$$-C_{p_{\text{Fe}_2\text{O}_3}} = 24,72 + 0,01604 * T - \frac{423400}{T^2} \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{K mol}} \right)$$

$$-\Delta H^\circ_{\text{FeO}} = -64,6 \text{ Kcal/mol}$$

$$-C_{p_{\text{FeO}}} = 12,62 + 0,001492 * T - \frac{76200}{T^2} \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{K mol}} \right)$$

Este último caso en particular es más especial ya que el Fe impregnado en la olivina experimenta cambios en su estado de oxidación dependiendo de si se encuentra en el gasificador o en el combustor. En este caso se ha obtenido el porcentaje molar de cada compuesto a la salida del gasificador y el combustor y se ha calculado el valor de  $\Delta H^\circ$  y  $C_p$  como la media aritmética de la contribución de cada compuesto. El porcentaje molar a la salida de cada reactor es el obtenido en la parte de resultados de “Experimentación en termobalanza”

Tabla 3.5 Composición molar del Fe/olivina a la salida del gasificador y combustor.

A la salida del gasificador		A la salida del combustor	
compuesto	% molar	compuesto	% molar
Olivina	88,3	Olivina	87,6
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4,5	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	12,4
FeO	7,2	FeO	0

$$-\Delta H^\circ_{\text{olivina-Fe}} \text{ (a la salida del gasificador)} = -254,6 \text{ Kcal/mol}$$

$$-C_{p_{\text{olivina-Fe}}} \text{ (a la salida del gasificador)} = 29,36 + 0,01575 * T - \frac{712255}{T^2} \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} \right)$$

$$-\Delta H^\circ_{\text{olivina-Fe}} \text{ (a la salida del combustor)} = -263,8 \text{ Kcal/mol}$$

$$-C_{p_{\text{olivina-Fe}}} \text{ (a la salida del combustor)} = 32,24 + 0,01861 * T - \frac{811225}{T^2} \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} \right)$$

Por tanto;

$$\Delta H_{\text{lecho}} = + \int_{298}^T \Delta H^\circ_{\text{lecho}} + C_{p_{\text{lecho}}} dT \left( \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right) \quad (\text{E 3.29})$$

Resolviendo la integral para cada uno de los lechos se obtiene:



$$\Delta H_{\text{olivina}} = \Delta H^{\circ}_{\text{olivina}} + 33,57 * (T - 298) + \frac{0,01907 * (T^2 - 298^2)}{2} + \frac{879700}{(T - 298)} \left( \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right)$$

$\Delta H_{\text{olivina-Fe}}$  (a la salida del gasificador)

$$= \Delta H^{\circ}_{\text{olivina-Fe}} + 29,36 * (T - 298) + \frac{0,01575 * (T^2 - 298^2)}{2} + \frac{712255}{(T - 298)} \left( \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right)$$

$\Delta H_{\text{olivina-Fe}}$  (a la salida del combustor)

$$= \Delta H^{\circ}_{\text{olivina-Fe}} + 32,24 * (T - 298) + \frac{0,01861 * (T^2 - 298^2)}{2} + \frac{811225}{(T - 298)} \left( \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \right)$$

Para pasar el valor de entalpia de  $\frac{\text{cal}}{\text{mol}}$  a  $\frac{\text{J}}{\text{mol}}$  solamente tendríamos que multiplicar por 4,18.

Conocido el flujo molar de carbono que se dirige del gasificador al combustor el calor de la esta corriente se calcula como:

$$Q_{\text{lecho}} = \Delta H_{\text{lecho}} * \frac{F_{\text{molar\_lecho}}}{3600} \quad (W)$$

### Balance global de calor al sistema

Para la determinación del calor que es necesario suministrar o retirar de nuestro sistema se ha agrupado todas las corrientes involucradas del sistema en dos bloques, que se corresponden con el calor de gasificación ( $Q_2$ ) y con el calor de combustión ( $Q_1$ ), es decir, se ha realizado un balance global de calor al gasificador y otro al combustor, donde son considerados todos los flujos de calor entrantes y salientes para cada uno de los reactores. Para el caso en el que se ha adicionado un filtro catalítico, se ha considerado que el filtro forma parte del gasificador.

Para el balance global al gasificador se han tenido en cuenta los flujos de calor entrante producidos por las corrientes de agua, nitrógeno, biomasa y sólido del lecho procedente del combustor. En cuanto a los flujos de calor salientes en el gasificador se han tenido

en cuenta las corrientes del gas de síntesis, el carbono fijo no gasificado y el sólido del lecho que se dirige al combustor. Por tanto el calor en el gasificador es:

$$Q_{\text{gasificador}} = Q_{\text{gas\_síntesis}} + Q_C + Q_{\text{al\_combustor}} - Q_{\text{H}_2\text{O}} - Q_{\text{N}_2} - Q_{\text{biomasa}} - Q_{\text{al\_gasificador}} \text{ (W)}$$

(E 3.30)

Para el balance global al combustor se han tenido en cuenta los flujos de calor entrante producidos por las corrientes de oxígeno y nitrógeno procedentes del aire primario y secundario, sólido del lecho procedente del gasificador y el carbono fijo que no se ha gasificado. En cuanto a los flujos de calor salientes en el combustor se han tenido en cuenta las corrientes del gas de combustión y el sólido del lecho que se dirige al gasificador.

$$Q_{\text{combustor}} = Q_{\text{gas\_combustion}} + Q_{\text{al\_gasificador}} - Q_{\text{O}_2} - Q_{\text{N}_2} - Q_C - Q_{\text{al\_combustor}} \text{ (W)}$$

(E 3.31)

-Si  $Q_{\text{gasificador}}, Q_{\text{combustor}} > 0$  calor absorbido por el gasificador/combustor.

--Si  $Q_{\text{gasificador}}, Q_{\text{combustor}} < 0$  calor cedido por el gasificador/combustor.

Para obtener el balance global

$$Q_{\text{global}} = Q_{\text{gasificador}} + Q_{\text{combustor}} \text{ (W)}$$

(E 3.32)

-Si  $Q_{\text{global}} > 0$  calor absorbido por el sistema.

-Si  $Q_{\text{global}} < 0$  calor cedido por el sistema.

Para la resolución del apartado *gasificación en estado autotérmico*, realizado para la planta de gasificación del ICB-CSIC, se ha supuesto que las corrientes de salida calientes procedentes del combustor y del gasificador se han utilizado para calentar las corrientes de entrada frías líquidas y gaseosas (aire a la entrada del combustor,  $\text{N}_2$  del loop,  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{N}_2$  a la entrada del gasificador). Para llevar a cabo esta suposición es necesario que se cumpla la siguiente condición:

$$Q_3 + Q_4 > Q_5 + Q_6 \text{ (E 3.33)}$$

Donde:

$$Q_3 = Q_{\text{salcombustor}}(T^a = 1093\text{k}) - Q_{\text{salcondensador}}(T^a_{\text{refrigeracion}}) \text{ (W)} \quad (\text{E 3.34})$$

$$Q_4 = Q_{\text{salgasificador}}(T^a = 1193\text{k}) - Q_{\text{salcondensador}}(T^a_{\text{refrigeracion}}) \text{ (W)} \quad (\text{E 3.35})$$

$$Q_5 = Q_{\text{entcombustor}}(T^a_{\text{salheater}}) - Q_{\text{entcalentador}}(T^a = 298\text{k}) \text{ (W)} \quad (\text{E 3.36})$$

$$Q_6 = Q_{\text{entgasificador}}(T^a_{\text{salheater}}) + Q_{\text{entcalentador}}(T^a = 298\text{k}) \text{ (W)} \quad (\text{E 3.37})$$

## ANEXO 4. CALCULOS RELIZADOS PARA GASIFICACIÓN EN ESTADO AUTOTÉRMICO

En este anexo se han incluido las tablas con los resultados obtenidos para cada uno de los casos estudiados del apartado “Gasificación en estado autotérmico”. Los valores obtenidos se han calculado aplicando las ecuaciones descritas en el *anexo 3*. A continuación se muestra la tabla 4.1 donde se han reflejado las condiciones de operación y composiciones obtenidas de los experimentos utilizados para la resolución del apartado 4 “Gasificación en estado autotérmico”.

Tabla 4.1. Condiciones de operación y composición de los vapores para los diferentes casos estudiados.

	Unidades	Olivina	Fe/olivina	Fe/olivina+filtro
<b>Experimento</b>	-	13	30	26
<b>T<sup>a</sup> Gasificador</b>	[°C]	800	800	800
<b>T<sup>a</sup> Combustor</b>	[°C]	900	900	900
<b>Biomasa</b>	[g/h]	250,9	234,1	258,1
<b>Relación H<sub>2</sub>O/biomasa</b>	[g/g- <sub>bs</sub> ]	0,64	0,59	0,52
<b>Composición del gas</b>				
<b>Gasificador</b>				
<b>CO</b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	14,40	13,50	11,80
<b>CO<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	14,70	15,30	20,10
<b>H<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	15,40	15,30	23,30
<b>CH<sub>4</sub></b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	5,70	5,30	4,70
<b>C<sub>2</sub>H<sub>4</sub></b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	2,10	1,90	1,70
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	0,20	0,20	0,20
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	0,20	0,20	0,10
<b>N<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	10,10	13,60	9,80
<b>H<sub>2</sub>O</b>	[vol.-% <sub>bh</sub> ]	37,20	34,80	28,20
<b>Combustor</b>				
<b>O<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	17,5	16,43	15,6
<b>CO<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	1,9	2,39	2,6
<b>CO</b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	0	0	0
<b>N<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	80,6	81,18	81,8
<b>Horno quemador del gas de síntesis</b>				
<b>O<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	6,10	7,04	11,40
<b>CO<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	14,60	14,23	15,20
<b>CO</b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	1,00	0,70	0,23
<b>N<sub>2</sub></b>	[vol.-% <sub>bs</sub> ]	78,30	78,03	73,17
<b>Caudal aire</b>				
<b>Combustor AP</b>	[lN/h]	1200	1200	1200
<b>Combustor AS</b>	[lN/h]	240	240	240
<b>Horno quemador</b>	[lN/h]	1050	1050	1050

Como se ha mencionado en el apartado 4. Gasificación en estado autotérmico, para cada uno de los diferentes casos se ha seguido el siguiente procedimiento. Conocido el flujo de sólido carbonoso, gracias al análisis inmediato de la biomasa, se ha calculado el balance de materia teórico que se obtendría si el porcentaje molar de *sólido carbonoso gasificado* fuese del 0%, el 25%, el 50%, el 75% y el 100%, manteniendo constantes los

caudales de aire primario y secundario para quemar en el combustor y el caudal de aire para quemar en el combustor del gas de síntesis. En la tabla 4.2 se muestran los flujos de las corrientes que permanecen constantes para todas las simulaciones de los diferentes casos estudiados.

Tabla 4.2. Flujos de las corrientes que permanecen constantes en la simulación de los casos estudiados.

	Pm		g/h (sin humedad y cenizas)		mol/h
<b>Biomasa caso 1</b>	6247		232,5		0,0372
<b>Biomasa caso 2</b>	6247		217		0,0347
<b>Biomasa caso 3</b>	6247		239,2		0,0383
<b>Aire al combustor</b>			<b>Aire al horno quemador</b>		
	<b>O<sub>2</sub></b>	<b>N<sub>2</sub></b>		<b>O<sub>2</sub></b>	<b>N<sub>2</sub></b>
<b>IN/h</b>	302	1160	<b>IN/h</b>	220	830
<b>mol/h</b>	13,5	51,8	<b>mol/h</b>	9,85	37
<b>N<sub>2</sub> al gasificador</b>		<b>Material del lecho</b>			
<b>IN/h</b>	22,5	<b>Kg/h</b>	8		
<b>mol/h</b>	1				

De esta manera se pueden calcular los flujos molares de los compuestos a la salida del combustor y del gasificador, como se explica en el *anexo 3.1 balance de materia*. Hay que resaltar que la composición del gasificador (tomada de los resultados experimentales) se ha decidido mantener constante para el cálculo de cada uno de los balances de materia teóricos, composición que se muestra en la tabla 4.1

En estas circunstancias el porcentaje de error que se comete haciendo un balance global al C elemental es de 0, ya que se conoce la cantidad de C que entra al gasificador y la que sale por el combustor y el gasificador. Sin embargo, el porcentaje de error que se comete haciendo el balance global al H y al O es diferente de 0. Para hacer cumplir el balance de materia se ha modificado la corriente de agua a la entrada del gasificador. Hay que tener en cuenta que la cantidad de agua necesaria para gasificar el 100% del sólido carbonoso debe ser mayor que la cantidad necesaria para gasificar el 0%.

Una vez realizado el balance de materia y conocidos los porcentajes y flujos molares de todas las corrientes que intervienen en el sistema, se realiza el balance de calor correspondiente para cada uno de los porcentajes de sólido carbono gasificados, como se explica en el *anexo 3.1, balance de calor*.

Como se ha mencionado anteriormente se ha supuesto que las corrientes gaseosa que salen del combustor y gasificador a altas temperaturas, son refrigeradas hasta 300°C para generar calor y recalentar las corrientes de reactivos hasta 500°C. Para que esta suposición sea válida debe cumplirse que el calor generado por los condensadores tiene que ser mayor que el consumido por los calentadores, por lo tanto:

$$Q_1 + Q_2 > Q_3 + Q_4$$

#### 4.1 Caso1. Olivina como material de lecho

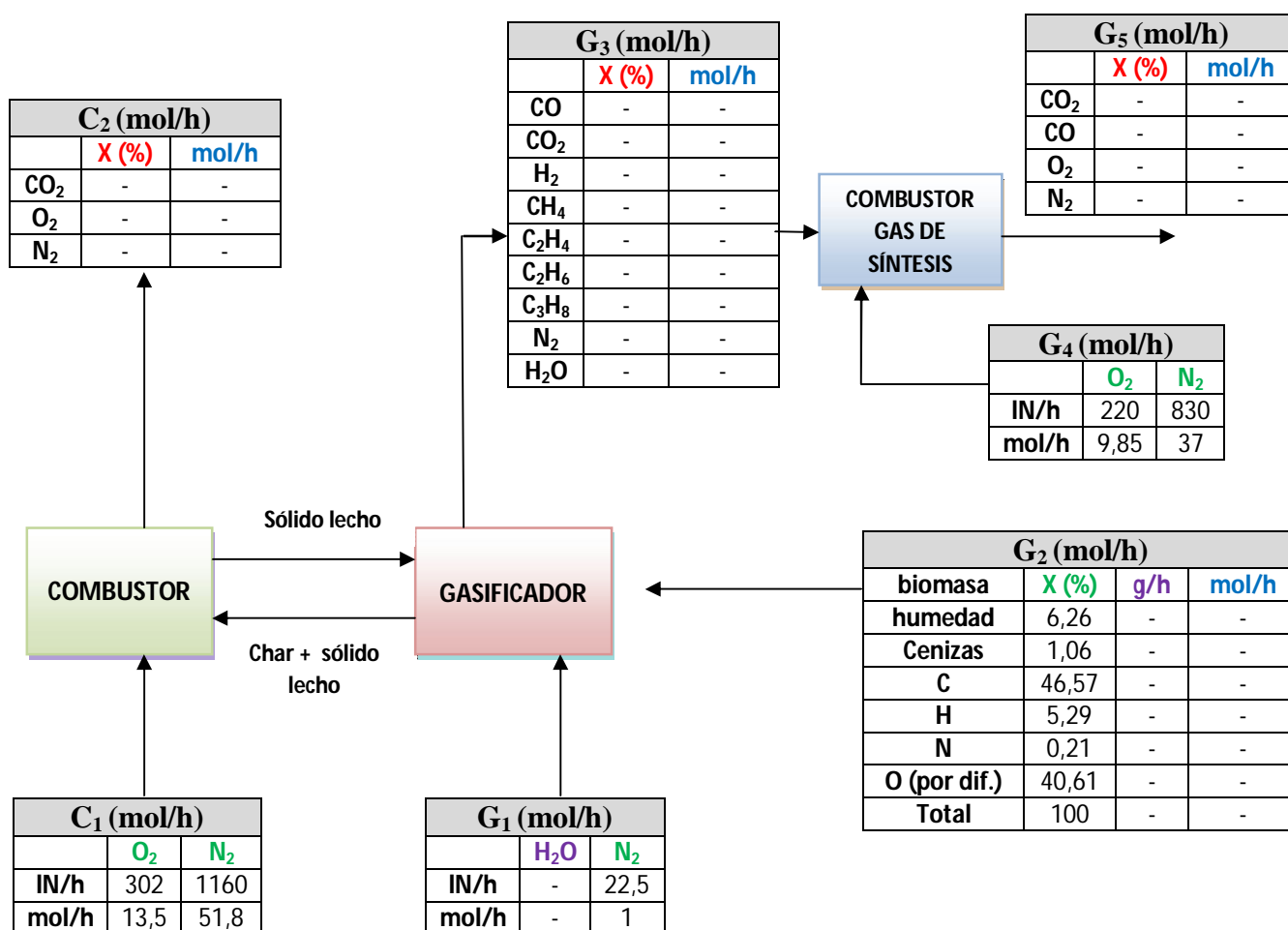


Figura 4.1 Esquema representativo para el cálculo de los balances de materia.

Para llevar a cabo la simulación del estado autotérmico para este caso se ha utilizado el experimento 13. Las entradas de aire al combustor y al horno quemador, biomasa, flujo de lecho circulante entre reactores y nitrógeno al gasificador permanecen constantes durante toda la simulación, y los valores están mostrados en la tabla 4.2 de este anexo.

Como se puede observar en el anexo 3 (Tabla 3.1, página 52) el contenido de carbono existente en la biomasa es de un 46,6% en masa, el cual una vez pirolizado, está constituido por carbono volátil y por un sólido carbonoso que representa el 15,4% de la biomasa. Para llevar a cabo esta simulación se ha supuesto 5 situaciones diferentes en las que, todo el carbono volátil es gasificado y el sólido carbonoso se gasificara en porcentajes del 0%, 25%, 50%, 75% y 100%. Como se conoce la cantidad de biomasa a la entrada y los porcentajes de carbono y sólido carbonoso se puede calcular la cantidad de carbono gasificado y quemado en el combustor. En la tabla 4.3 se muestran los flujos de biomasa, de carbono, sólido carbonoso tras pirolizarse la biomasa y su distribución en los reactores para las diferentes situaciones simuladas del caso 1.

Tabla 4.3. Composición del carbono en la biomasa y su distribución en los reactores para las diferentes situaciones simuladas para el caso 1.

	<b>% másico</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>
<b>Biomasa</b>	-	250,9	
<b>C en la biomasa</b>	46,6	116,92	9,74
<b>Sólido carbonoso tras pirolizarse</b>	15,4	38,64	3,22
<b>Sólido carbonoso gasificado (%)</b>			
		<b>mol/h C gasificado</b>	<b>mol/h C al combustor</b>
<b>0%</b>		6,52	3,22
<b>25%</b>		7,325	2,415
<b>50%</b>		8,13	1,61
<b>75%</b>		8,935	0,805
<b>100%</b>		9,74	0

Conocidos los flujos de carbono que salen por el combustor y por el gasificador para cada uno de los porcentajes de sólido carbonoso gasificado, se calculan los flujos y las concentraciones de las corrientes que salen del combustor y gasificador como se explica en el *anexo 3.1 balances de materia*, y se minimizan los errores para el balance atómico del O y el H modificando la entrada de H<sub>2</sub>O al gasificador. En la tabla 4.4 se muestran los resultados obtenidos tras la resolución del balance de materia para cada una de las 5 situaciones simuladas del caso 1, más el balance de materia para el experimento 13.

Tabla 4.4. Composición y flujos molares de todas las corrientes del sistema para cada una de las diferentes situaciones simuladas para el caso 1.

% char gasificado	0%		25%		50%				
<b>Combustor</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO <sub>2</sub>	4,9	3,22	CO <sub>2</sub>	3,7	2,41	CO <sub>2</sub>	2,5	1,61
	O <sub>2</sub>	15,7	10,29	O <sub>2</sub>	17,0	11,09	O <sub>2</sub>	18,2	11,90
	N <sub>2</sub>	79,3	51,82	N <sub>2</sub>	79,3	51,82	N <sub>2</sub>	79,3	51,82
		<b>Total</b>	<b>65,33</b>		<b>Total</b>	<b>65,33</b>		<b>Total</b>	<b>65,33</b>
<b>Gasificador</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO	14,4	2,35	CO	14,4	2,64	CO	14,4	2,93
	CO <sub>2</sub>	14,7	2,40	CO <sub>2</sub>	14,7	2,69	CO <sub>2</sub>	14,7	2,99
	H <sub>2</sub>	15,4	2,51	H <sub>2</sub>	15,4	2,82	H <sub>2</sub>	15,4	3,13
	CH <sub>4</sub>	5,7	0,93	CH <sub>4</sub>	5,7	1,04	CH <sub>4</sub>	5,7	1,16
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2,1	0,34	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2,1	0,38	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2,1	0,43
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2	0,03	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2	0,04	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2	0,04
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2	0,03	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2	0,04	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2	0,04
	N <sub>2</sub>	10,1	1,65	N <sub>2</sub>	10,1	1,85	N <sub>2</sub>	10,1	2,05
	H <sub>2</sub> O	37,2	6,06	H <sub>2</sub> O	37,2	6,81	H <sub>2</sub> O	37,2	7,56
	<b>Total</b>	<b>16,29</b>		<b>Total</b>	<b>18,31</b>		<b>Total</b>	<b>20,32</b>	
<b>Agua al gasificador</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>			
	85	4,72	115	6,34	140	7,78			
<b>% error B. atómico</b>	<b>O</b>	<b>H</b>	<b>O</b>	<b>H</b>	<b>O</b>	<b>H</b>			
	-10,3	7,3	-8,8	8,3	-9,6	7,5			
% char gasificado	75%		100%		Experimento 13				
<b>Combustor</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO <sub>2</sub>	1,2	0,80	CO <sub>2</sub>	0,0	0,00	CO <sub>2</sub>	2,40	1,55
	O <sub>2</sub>	19,4	12,70	O <sub>2</sub>	20,7	13,51	O <sub>2</sub>	17,50	11,32
	N <sub>2</sub>	79,3	51,82	N <sub>2</sub>	79,3	51,82	N <sub>2</sub>	80,10	51,82
		<b>Total</b>	<b>65,33</b>		<b>Total</b>	<b>65,33</b>		<b>Total</b>	<b>64,70</b>
<b>Gasificador</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO	14,4	3,22	CO	14,4	3,51	CO	14,4	2,73
	CO <sub>2</sub>	14,7	3,28	CO <sub>2</sub>	14,7	3,58	CO <sub>2</sub>	14,7	2,79
	H <sub>2</sub>	15,4	3,44	H <sub>2</sub>	15,4	3,75	H <sub>2</sub>	15,4	2,92
	CH <sub>4</sub>	5,7	1,27	CH <sub>4</sub>	5,7	1,39	CH <sub>4</sub>	5,7	1,08
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2,1	0,47	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2,1	0,51	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2,1	0,40
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2	0,04	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2	0,05	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2	0,04
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2	0,04	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2	0,05	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,2	0,04
	N <sub>2</sub>	10,1	2,26	N <sub>2</sub>	10,1	2,46	N <sub>2</sub>	10,1	1,92
	H <sub>2</sub> O	37,2	8,31	H <sub>2</sub> O	37,2	9,06	H <sub>2</sub> O	37,2	7,06
	<b>Total</b>	<b>22,33</b>		<b>Total</b>	<b>24,34</b>		<b>Total</b>	<b>18,99</b>	
<b>Agua al gasificador</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>			
	168	9,33	195	10,83	146	8,09			
<b>% error B. atómico</b>	<b>O</b>	<b>H</b>	<b>O</b>	<b>H</b>	<b>C</b>	<b>O</b>	<b>H</b>		
	-9,1	7,7	-9,1	7,6	6,1	-6,3	10,3		



Una vez conocidos todos los flujos que atraviesan cada una de las corrientes involucradas en el sistema, se calculan sus calores y el balance global al sistema, utilizando las ecuaciones descritas en el *anexo 3.1 balance de calor*, para cada uno de los porcentajes de sólido carbonoso gasificado y para el caso experimental. Para el cálculo del balance global del sistema se ha realizado un balance global al combustor y otro al gasificador donde se ha tenido en cuenta todas las corrientes que atraviesan a cada reactor.

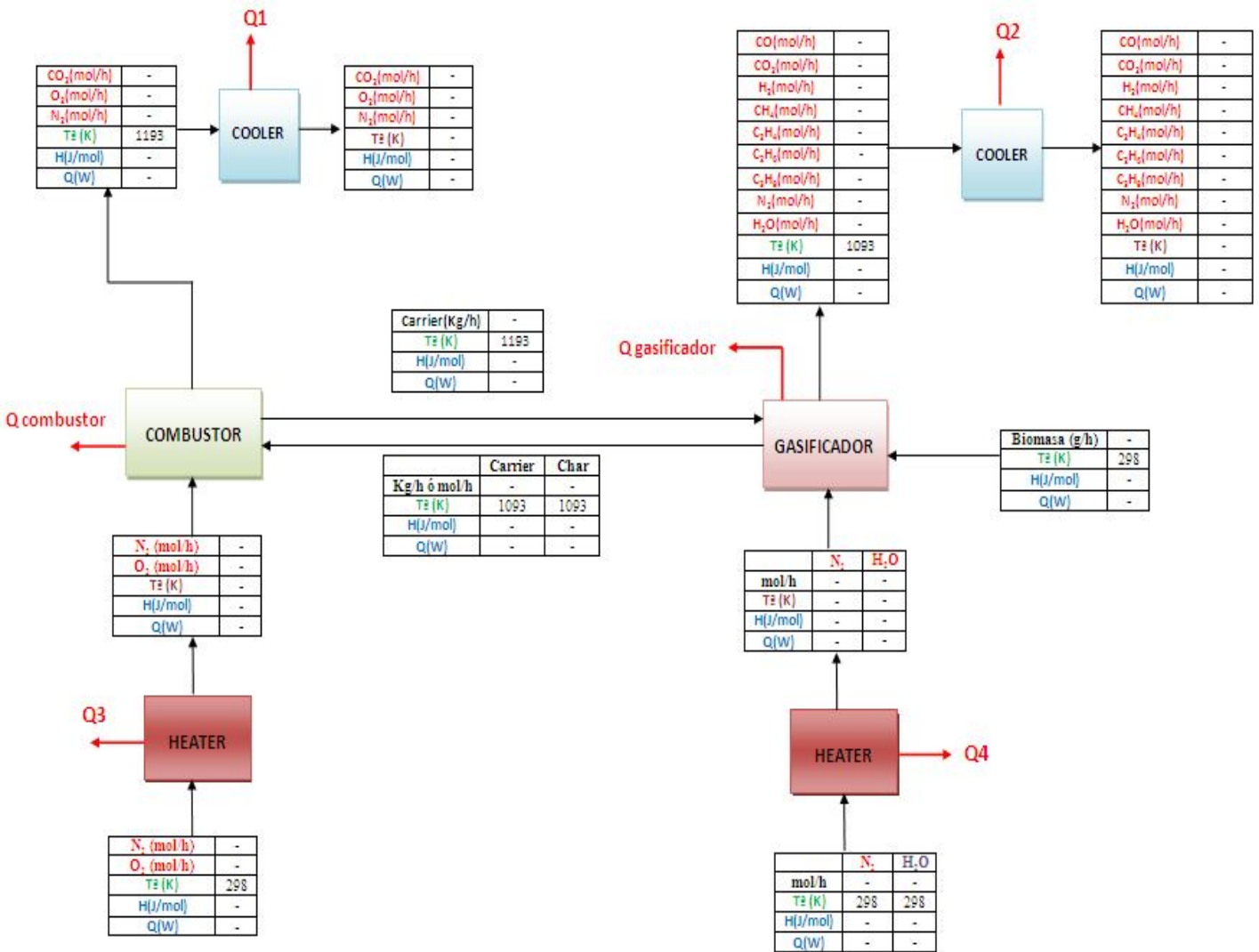


Figura 4.2 Esquema representativo de la planta de gasificación del ICB-CSIC para el cálculo de los balances de calor.

Hay que resaltar que se ha supuesto que las corrientes gaseosas calientes a la salida de ambos reactores, son enfriadas hasta 300°C para generar calor y calentar las corrientes de reactivos hasta 500°C a la entrada. Para comprobar que esta suposición se cumple en la tabla 4.5 se muestran los calores generados por los condensadores, los calores absorbidos por los calentadores y el calor sobrante para cada una de las diferentes situaciones simuladas en este caso.

Tabla 4.5. Calores intercambiados entre las corrientes de salida y entrada de los reactores.

<b>Calor intercambiado entre las corrientes de salida y entrada de los reactores</b>				
% char gasificado		<b>0%</b>	<b>25%</b>	<b>50%</b>
<b>Condensadores</b>	<b>Q condensadores (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	503,4	518,5	533,6
	<b>T<sup>a</sup> de enfriamiento (°C)</b>	300	300	300
<b>Calentadores</b>	<b>Q absorbido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	416,4	444,9	468,7
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	500	500	500
<b>Q sobrante ( Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>-Q<sub>3</sub>-Q<sub>4</sub>) (W)</b>		87	73,6	64,9
% char gasificado		<b>75%</b>	<b>100%</b>	<b>Exp.13</b>
<b>Condensadores</b>	<b>Q cedido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	548,6	563,7	470,8
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	300	300	300
<b>Calentadores</b>	<b>Q absorbido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	495,4	521,1	459,2
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	500	500	500
<b>Q sobrante ( Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>-Q<sub>3</sub>-Q<sub>4</sub>) (W)</b>		53,2	42,6	11,6

Una vez comprobado que se cumple la suposición de recircular las corrientes calientes para recalentar las corrientes reactivas se procede a la resolución del balance de calor. En la tabla 4.6 se muestran los resultados obtenidos para el balance de calor de cada una de las 5 situaciones simuladas para el caso 1, más el balance de calor para el experimento 13.

Tabla 4.6. Calores de todas las corrientes que atraviesan el combustor y el gasificador, y balance global térmico al combustor y gasificador para cada una de las diferentes situaciones simuladas para el caso 1.

% char gasificado	0%		25%		50%				
<b>Combustor</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	aire	500	313	aire	500	313	aire	500	313
	olivina	800	-10769	olivina	800	-10769	olivina	800	-10769
	char	800	13.5	char	800	10	char	800	6.75
		Total	-10442		Total	-10446		Total	-10449
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	gases	900	160	gases	900	245	gases	900	330
	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525
	Total	-10364		Total	-10280		Total	-10195	
Q combustor (W)	78		166		255				
<b>Gasificador</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7
	H <sub>2</sub> O	500	-350	H <sub>2</sub> O	500	-453	H <sub>2</sub> O	500	-551
	biomasa	25	-321	biomasa	25	-321	biomasa	25	-321
	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525
		Total	-11189		Total	-11292		Total	-11390
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	gases	800	-617	gases	800	-693	gases	800	-769
char	800	13.5	char	800	10	char	800	6.75	
olivina	800	-10769	olivina	800	-10769	olivina	800	-10769	
	Total	-11372		Total	-11452		Total	-11531	
Q gasificador (W)	-185		-160		-153				
% char gasificado	75%		100%		Experimento 13				
<b>Combustor</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	aire	500	313	aire	500	313	aire	500	313
	olivina	800	-10769	olivina	800	-10769	olivina	800	-10769
	char	800	3.4	char	800	0	char	800	6.5
		Total	-10453		Total	-10456		Total	-10449
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	gases	900	415	gases	900	500	gases	900	331
	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525
	Total	-10110		Total	-10025		Total	-10194	
Q combustor (W)	343		431		256				
<b>Gasificador</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7
	H <sub>2</sub> O	500	-638	H <sub>2</sub> O	500	-731	H <sub>2</sub> O	500	-506
	biomasa	25	-321	biomasa	25	-321	biomasa	25	-321
	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525	olivina	900	-10525
		Total	-11477		Total	-11570		Total	-11345
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	gases	800	-845	gases	800	-922	gases	800	-766
char	800	3.4	char	800	0	char	800	6.5	
olivina	800	-10769	olivina	800	-10769	olivina	800	-10769	
	Total	-11611		Total	-11691		Total	-11529	
Q gasificador (W)	-135		-121		-185				

## 4.2 Caso2. Fe/olivina como material de lecho

Para el caso2, se ha empleado Fe/olivina como material del lecho (experimento 30) en lugar de la olivina del caso 1. El procedimiento seguido para la obtención de los flujos de calor para los reactores y, en las diferentes situaciones simuladas y para el experimento 30, se corresponde con el descrito para el caso 1. A continuación se muestran las tablas (4.7-4.10) correspondientes para la obtención de los calores que definan el estado autotérmico para el caso 2.

*Tabla 4.7. Composición del carbono en la biomasa y su distribución en los reactores para las diferentes situaciones simuladas para el caso1.*

	<b>%</b>	<b>g/h</b>	<b>mol/h</b>
<b>Biomasa</b>	-	234,1	
<b>C</b>	46,6	109,09	9,09
<b>Sólido carbonoso</b>	15,4	36,05	3
<b>Sólido carbonoso gasificado (%)</b>			
<b>0%</b>		<b>mol/h C gasificado</b>	<b>mol/h C al combustor</b>
		6,06	3
<b>25%</b>		6,84	2,25
<b>50%</b>		7,59	1,5
<b>75%</b>		8,34	0,805
<b>100%</b>		9,09	0

Tabla 4.8. Composición y flujos molares de todas las corrientes del sistema para cada una de las diferentes situaciones simuladas para el caso 2.

% char gasificado		0%		25%		50%			
<b>Combustor</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO <sub>2</sub>	4,71	3,00	CO <sub>2</sub>	3,53	2,25	CO <sub>2</sub>	2,35	1,50
	O <sub>2</sub>	14,12	9,01	O <sub>2</sub>	15,30	9,77	O <sub>2</sub>	16,47	10,52
	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,17	51,82
		<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,84</b>
<b>Gasificador</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO	13,50	2,11	CO	13,50	2,37	CO	13,50	2,63
	CO <sub>2</sub>	15,30	2,39	CO <sub>2</sub>	15,30	2,69	CO <sub>2</sub>	15,30	2,98
	H <sub>2</sub>	15,30	2,39	H <sub>2</sub>	15,30	2,69	H <sub>2</sub>	15,30	2,98
	CH <sub>4</sub>	5,30	0,83	CH <sub>4</sub>	5,30	0,93	CH <sub>4</sub>	5,30	1,03
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,90	0,30	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,90	0,33	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,90	0,37
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,03	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,04	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,04
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,20	0,03	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,20	0,04	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,20	0,04
	N <sub>2</sub>	13,60	2,13	N <sub>2</sub>	13,60	2,39	N <sub>2</sub>	13,60	2,65
	H <sub>2</sub> O	34,80	5,44	H <sub>2</sub> O	34,80	6,11	H <sub>2</sub> O	34,80	6,78
	<b>Total</b>	<b>15,65</b>		<b>Total</b>	<b>17,58</b>		<b>Total</b>	<b>19,51</b>	
<b>Agua al gasificador</b>	g/h	mol/h	g/h	mol/h	g/h	mol/h			
	55	3,06	82	4,56	105	5,83			
% error B. atómico	O	H	O	H	O	H			
	3,6	-2,4	3	-0,1	1,2	-0,05			
% char gasificado		75%		100%		Experimento 30			
<b>Combustor</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO <sub>2</sub>	1,18	0,75	CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	CO <sub>2</sub>	2,39	1,53
	O <sub>2</sub>	17,65	11,27	O <sub>2</sub>	18,83	12,02	O <sub>2</sub>	16,43	10,49
	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,18	51,82
		<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,84</b>
<b>Gasificador</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO	13,50	2,89	CO	13,50	3,15	CO	13,50	2,53
	CO <sub>2</sub>	15,30	3,28	CO <sub>2</sub>	15,30	3,57	CO <sub>2</sub>	15,30	2,87
	H <sub>2</sub>	15,30	3,28	H <sub>2</sub>	15,30	3,57	H <sub>2</sub>	15,30	2,87
	CH <sub>4</sub>	5,30	1,14	CH <sub>4</sub>	5,30	1,24	CH <sub>4</sub>	5,30	0,99
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,90	0,41	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,90	0,44	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,90	0,36
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,04	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,05	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,04
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,20	0,04	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,20	0,05	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,20	0,04
	N <sub>2</sub>	13,60	2,91	N <sub>2</sub>	13,60	3,18	N <sub>2</sub>	13,60	2,55
	H <sub>2</sub> O	34,80	7,46	H <sub>2</sub> O	34,80	8,13	H <sub>2</sub> O	34,80	6,52
	<b>Total</b>	<b>21,45</b>		<b>Total</b>	<b>23,38</b>		<b>Total</b>	<b>18,75</b>	
<b>Agua al gasificador</b>	g/h	mol/h	g/h	mol/h	g/h	mol/h			
	130	7,22	155	8,61	130	7,2			
% error B. atómico	O	H	O	H	C	O	H		
	0,3	0,8	-0,4	1,4	3	8,4	7,9		

Tabla 4.9. Calores intercambiados entre las corrientes de salida y entrada de los reactores.

<b>Calor intercambiado entre las corrientes de salida y entrada de los reactores</b>				
% char gasificado		<b>0%</b>	<b>25%</b>	<b>50%</b>
<b>Condensadores</b>	<b>Q condensadores (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	497,4	513	528,6
	<b>T<sup>a</sup> de enfriamiento (°C)</b>	300	300	300
<b>Calentadores</b>	<b>Q absorbido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	386,8	412,5	434,4
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	500	500	500
<b>Q sobrante ( Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>-Q<sub>3</sub>-Q<sub>4</sub>) (W)</b>		110,6	100,5	94,2
% char gasificado		<b>75%</b>	<b>100%</b>	<b>Exp.30</b>
<b>Condensadores</b>	<b>Q cedido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	544,2	559,9	521,6
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	300	300	300
<b>Calentadores</b>	<b>Q absorbido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	458	482	443,9
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	500	500	500
<b>Q sobrante ( Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>-Q<sub>3</sub>-Q<sub>4</sub>) (W)</b>		86,2	77,9	77,7

Tabla 4.10. Calores de las corrientes que atraviesan el combustor y el gasificador, y balance global térmico al combustor y gasificador para cada una de las diferentes situaciones simuladas para el caso 2.

% char gasificado	0%			25%			50%		
<b>Combustor</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	aire	500	313	aire	500	313	aire	500	313
	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370
	char	800	12,6	char	800	9,45	char	800	6,3
		Total	-10044		Total	-10048		Total	-10051
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	gases	900	171	gases	900	250	gases	900	329
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
	Total	-10246		Total	-10167		Total	-10088	
Q combustor (W)	-201			-119			-37		
<b>Gasificador</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7
	H <sub>2</sub> O	500	-242	H <sub>2</sub> O	500	-336	H <sub>2</sub> O	500	-415
	biomasa	25	-300	biomasa	25	-300	biomasa	25	-300
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
		Total	-10952		Total	-11046		Total	-11125
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	gases	800	-565	gases	800	-634	gases	800	-704
char	800	12,6	char	800	9,45	char	800	6,3	
Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	
	Total	-10922		Total	-10995		Total	-11068	
Q gasificador (W)	29			50			57		
% char gasificado	75%			100%			Experimento 30		
<b>Combustor</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	aire	500	313	aire	500	313	aire	500	313
	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370
	char	800	3,15	char	800	0	char	800	6,4
		Total	-10054		Total	-10057		Total	-10051
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	gases	900	409	gases	900	488	gases	900	327
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
	Total	-10008		Total	-9929		Total	-10090	
Q combustor (W)	46			128			-39		
<b>Gasificador</b>	Corrientes de entrada			Corrientes de entrada			Corrientes de entrada		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7
	H <sub>2</sub> O	500	-502	H <sub>2</sub> O	500	-589	H <sub>2</sub> O	500	-450
	biomasa	25	-300	biomasa	25	-300	biomasa	25	-300
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
		Total	-11212		Total	-11299		Total	-11160
	Corriente de salida			Corriente de salida			Corriente de salida		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	gases	800	-774	gases	800	-843	gases	800	-676
char	800	3,15	char	800	0	char	800	6,4	
Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	
	Total	-11141		Total	11213		Total	11040	
Q gasificador (W)	70			85			119		

### 4.3 Caso3: Fe/olivina como material del lecho más la adición de un filtro catalítico

Para el caso, se ha empleado Fe/olivina como material del lecho más la adición de un filtro catalítico (experimento 26). El procedimiento seguido para la obtención de los flujos de calor para los reactores, en las diferentes situaciones simuladas y para el experimento 26, se corresponde con el descrito para el caso 1. A continuación se muestran las tablas (4.11-4.14) correspondientes para la obtención de los calores que definan el estado autotérmico para el caso 3.

Tabla 4.11. Valores de las corrientes que permanecen constantes para toda la simulación del caso 3.

	<b>Pm</b>	<b>g/h (sin humedad y cenizas)</b>	<b>mol/h</b>
<b>Biomasa</b>	6247	239,2	0,0383
<b>Aire al combustor</b>		<b>Aire al horno quemador</b>	
	<b>O<sub>2</sub></b>	<b>N<sub>2</sub></b>	
<b>IN/h</b>	302	1160	<b>IN/h</b>
<b>mol/h</b>	13,5	51,8	<b>mol/h</b>
			<b>O<sub>2</sub></b>
			<b>N<sub>2</sub></b>
			220
			830
			9,85
			37
<b>N<sub>2</sub> al gasificador</b>		<b>Material del lecho</b>	
<b>IN/h</b>	22,5	<b>Kg/h</b>	8
<b>mol/h</b>	1		



Tabla 4.12. Composición y flujos molares de todas las corrientes del sistema para cada una de las diferentes situaciones simuladas para el caso 3.

% char gasificado		0%		25%		50%			
<b>Combustor</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO <sub>2</sub>	5,19	3,31	CO <sub>2</sub>	3,89	2,48	CO <sub>2</sub>	2,59	1,66
	O <sub>2</sub>	13,64	8,71	O <sub>2</sub>	14,93	9,53	O <sub>2</sub>	16,23	10,36
	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,17	51,82
	<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,84</b>	
<b>Gasificador</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO	11,80	1,94	CO	11,80	2,18	CO	11,80	2,42
	CO <sub>2</sub>	20,10	3,31	CO <sub>2</sub>	20,10	3,72	CO <sub>2</sub>	20,10	4,13
	H <sub>2</sub>	23,30	3,84	H <sub>2</sub>	23,30	4,31	H <sub>2</sub>	23,30	4,79
	CH <sub>4</sub>	4,70	0,77	CH <sub>4</sub>	4,70	0,87	CH <sub>4</sub>	4,70	0,97
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,70	0,28	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,70	0,31	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,70	0,35
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,03	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,04	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,04
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,02	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,02	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,02
	N <sub>2</sub>	9,80	1,61	N <sub>2</sub>	9,80	1,81	N <sub>2</sub>	9,80	2,01
	H <sub>2</sub> O	28,20	4,65	H <sub>2</sub> O	28,20	5,22	H <sub>2</sub> O	28,20	5,79
	<b>Total</b>	<b>16,46</b>		<b>Total</b>	<b>18,49</b>		<b>Total</b>	<b>20,52</b>	
<b>Agua al gasificador</b>	g/h	mol/h	g/h	mol/h	g/h	mol/h			
	54	3	80	4,44	108	6			
% error B. atómico	O	H	O	H	O	H			
	1,6	-0,3	0,2	0,7	-0,3	2,3			
% char gasificado		75%		100%		Experimento 26			
<b>Combustor</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO <sub>2</sub>	1,30	0,83	CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	CO <sub>2</sub>	2,60	1,65
	O <sub>2</sub>	17,53	11,19	O <sub>2</sub>	18,83	12,02	O <sub>2</sub>	15,60	9,88
	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,17	51,82	N <sub>2</sub>	81,80	51,82
	<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,84</b>		<b>Total</b>	<b>63,35</b>	
<b>Gasificador</b>		%	mol/h		%	mol/h		%	mol/h
	CO	11,80	2,66	CO	11,80	2,90	CO	11,80	2,33
	CO <sub>2</sub>	20,10	4,54	CO <sub>2</sub>	20,10	4,95	CO <sub>2</sub>	20,10	3,97
	H <sub>2</sub>	23,30	5,26	H <sub>2</sub>	23,30	5,73	H <sub>2</sub>	23,30	4,60
	CH <sub>4</sub>	4,70	1,06	CH <sub>4</sub>	4,70	1,16	CH <sub>4</sub>	4,70	0,93
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,70	0,38	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,70	0,42	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,70	0,34
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,05	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,05	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20	0,04
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,02	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,02	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,02
	N <sub>2</sub>	9,80	2,21	N <sub>2</sub>	9,80	2,41	N <sub>2</sub>	9,80	1,93
	H <sub>2</sub> O	28,20	6,37	H <sub>2</sub> O	28,20	6,94	H <sub>2</sub> O	28,20	5,56
	<b>Total</b>	<b>22,55</b>		<b>Total</b>	<b>24,59</b>		<b>Total</b>	<b>19,71</b>	
<b>Agua al gasificador</b>	g/h	mol/h	g/h	mol/h	g/h	mol/h			
	135	7,5	165	9,17	106	5,9			
% error B. atómico	O	H	O	H	C	O	H		
	-1	3,2	-0,7	4,9	3,4	3,5	-1,2		

Tabla 4.13. Calores intercambiados entre las corrientes de salida y entrada de los reactores.

<b>Calor intercambiado entre las corrientes de salida y entrada de los reactores</b>				
% char gasificado		<b>0%</b>	<b>25%</b>	<b>50%</b>
<b>Condensadores</b>	<b>Q condensadores (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	484,4	498	512
	<b>T<sup>a</sup> de enfriamiento (°C)</b>	300	300	300
<b>Calentadores</b>	<b>Q absorbido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	387,3	412	438,7
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	500	500	500
<b>Q sobrante ( Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>-Q<sub>3</sub>-Q<sub>4</sub>) (W)</b>		97,1	86	73,3
% char gasificado		<b>75%</b>	<b>100%</b>	<b>Exp.26</b>
<b>Condensadores</b>	<b>Q cedido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	525,4	539,1	502,5
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	300	300	300
<b>Calentadores</b>	<b>Q absorbido (Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>) (W)</b>	464,4	493	421,6
	<b>T<sup>a</sup> de calentamiento (°C)</b>	500	500	500
<b>Q sobrante ( Q<sub>1</sub>+Q<sub>2</sub>-Q<sub>3</sub>-Q<sub>4</sub>) (W)</b>		61	46,1	80,9

Tabla 4.14. Calores de las corrientes que atraviesan el combustor y el gasificador, y balance global térmico al combustor y gasificador para cada una de las diferentes situaciones simuladas para el caso 3.

% char gasificado	0%		25%		50%				
<b>Combustor</b>	<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	aire	500	313	Aire	500	313	aire	500	313
	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370
	char	800	13,9	Char	800	10,4	char	800	6,95
	<b>Total</b>		<b>-10043</b>	<b>Total</b>		<b>-10047</b>	<b>Total</b>		<b>-10050</b>
	<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	gases	900	139	gases	900	226	gases	900	313
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
<b>Total</b>		<b>-10278</b>	<b>Total</b>		<b>-10191</b>	<b>Total</b>		<b>-10104</b>	
<b>Q combustor (W)</b>	<b>-235</b>		<b>-144</b>		<b>-54</b>				
<b>Gasificador</b>	<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7
	H <sub>2</sub> O	500	-244	H <sub>2</sub> O	500	-334	H <sub>2</sub> O	500	-431
	biomasa	25	-330	biomasa	25	-330	biomasa	25	-330
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
	<b>Total</b>		<b>-10984</b>	<b>Total</b>		<b>-11074</b>	<b>Total</b>		<b>-11171</b>
	<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>		
		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)		Tª(°C)	Q(W)
	gases	800	-662	gases	800	-744	gases	800	-825
char	800	13,9	Char	800	10,4	char	800	6,95	
Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	
<b>Total</b>		<b>-11018</b>	<b>Total</b>		<b>-11104</b>	<b>Total</b>		<b>-11188</b>	
<b>Q gasificador (W)</b>	<b>-35</b>		<b>-30</b>		<b>-18</b>				
% char gasificado	75%		100%		Experimento 26				
<b>Combustor</b>	<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	aire	500	313	Aire	500	313	aire	500	313
	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370
	char	800	3,5	Char	800	0	char	800	6,9
	<b>Total</b>		<b>-10053</b>	<b>Total</b>		<b>-10057</b>	<b>Total</b>		<b>-10050</b>
	<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	gases	900	400	gases	900	488	gases	900	310
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
<b>Total</b>		<b>-10017</b>	<b>Total</b>		<b>-9929</b>	<b>Total</b>		<b>-10107</b>	
<b>Q combustor (W)</b>	<b>37</b>		<b>127</b>		<b>-57</b>				
<b>Gasificador</b>	<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>			<b>Corrientes de entrada</b>		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7	N <sub>2</sub>	500	7
	H <sub>2</sub> O	500	-525	H <sub>2</sub> O	500	-629	H <sub>2</sub> O	500	-369
	biomasa	25	-330	biomasa	25	-330	biomasa	25	-330
	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417	Fe/olivina	900	-10417
	<b>Total</b>		<b>-11265</b>	<b>Total</b>		<b>-11369</b>	<b>Total</b>		<b>-11109</b>
	<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>			<b>Corriente de salida</b>		
		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)		Tª(k)	Q(W)
	gases	800	-907	gases	800	-989	gases	800	-793
char	800	3,5	Char	800	0	char	800	6,9	
Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	Fe/olivina	800	-10370	
<b>Total</b>		<b>-11273</b>	<b>Total</b>		<b>-11359</b>	<b>Total</b>		<b>-11156</b>	
<b>Q gasificador (W)</b>	<b>-9</b>		<b>10</b>		<b>-48</b>				

## ANEXO 5. EL ENTORNO DE HYSYS

En este apartado se describen detalladamente las consideraciones que se han tenido en cuenta para la realización del diseño en Hysys de la planta de gasificación para procesar 1500 Kg/h. Como se ha mencionado anteriormente, el diseño ha sido inspirado en la planta de gasificación del ICB-CSIC, por lo tanto para definir el proceso se han realizado los siguientes puntos:

### 1) Componentes empleados

Para realizar el diseño se han empleado compuestos que en su mayoría forman parte de la base de datos del programa, sin embargo ha sido necesario crear “compuestos hipotéticos” para aquellos que no aparecían, como son:

- Biomasa, para simular las reacciones que tienen lugar en el gasificador.
- Olivina, para simular la parte proporcional contenida en la Fe/olivina.
- Cenizas, para simular la parte proporcional contenida en la biomasa.
- $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , para simular la parte proporcional contenida en la Fe/olivina a su paso por gasificador y combustor, y la reacción de reducción que experimenta en el gasificador.
- FeO, para simular la parte proporcional contenida en la Fe/olivina a su paso por gasificador, y la reacción de oxidación que experimenta en el combustor.

Para la creación de los compuestos hipotéticos (salvo las cenizas y la olivina que no intervienen en ninguna reacción) es necesario como mínimo el peso molecular, la entalpía de formación y la capacidad calorífica.

Tabla 5.1. Propiedades definidas para los compuestos hipotéticos.

Hipotético	PM (Kg/Kmol)	Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	AH <sup>o</sup> <sub>f</sub> (KJ/Kmol)	a	b
biomasa	6247	700	$-3,106 \cdot 10^7$	1,36	0
olivina	303,7	2700	$-1,143 \cdot 10^6$	0,69	$3,913 \cdot 10^{-4}$
Cenizas (SiO <sub>2</sub> )	60	2650	$-8,5 \cdot 10^5$	1,32	0
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	159,6	2500	$-8,2973 \cdot 10^5$	0,6474	$4,2 \cdot 10^{-4}$
FeO	71,8	2500	$-2,701 \cdot 10^5$	0,7347	$8,686 \cdot 10^{-5}$

a y b son los coeficientes de la capacidad calorífica del compuesto hipotético:

$$C_p = a + b \cdot T \text{ en (KJ/Kg K)}$$

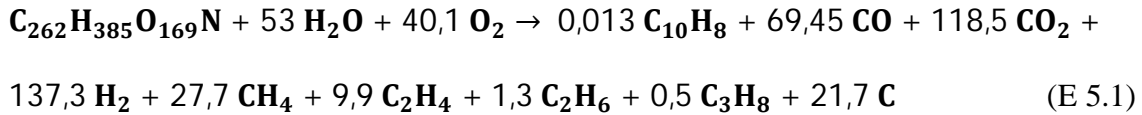
### 2) Reacciones del sistema

Al carecer de los datos cinéticos de las reacciones que tienen lugar en el sistema se han creado reacciones de conversión para definir las reacciones de gasificación que tienen

lugar en el gasificador, las reacciones de reformado de alquitranes e hidrocarburos que se experimentan en el filtro catalítico, las reacciones de oxidación/reducción de la Fe/olivina y las reacciones de combustión que tienen lugar en el combustor y en el motor. Como base de cálculo se ha utilizado el experimento 26, utilizado para el caso 3 (Fe/olivina más filtro catalítico) del apartado 4, “Gasificación autotérmica”.

### 2.1) Reacciones en el gasificador + filtro catalítico

Dentro de este reactor se han simulado las reacciones que tienen lugar en el gasificador de lecho fluidizado y en el filtro catalítico. Al conocer el balance de materia y por tanto la composición de la corriente del gas de síntesis a la salida del filtro se puede definir la reacción de estequiometría que transforma a la biomasa en dicha corriente. Hay que resaltar que dentro de esta reacción se engloba a la reacción de pirolisis de la biomasa, las reacciones de gasificación y las reacciones de reformado que tienen lugar dentro del filtro catalítico como si este formara parte del gasificador.



$$X_{\text{biomasa}} = 100\%$$

Además, en este reactor tiene lugar la reacción de reducción de  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  a  $\text{FeO}$ .



$$X_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 60\% \text{ valor obtenido en los estudios en termobalanza.}$$

### 2.2) Reacciones en el combustor

Las reacciones que tienen lugar en el combustor son la oxidación del  $\text{FeO}$  a  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  y la combustión completa del sólido carbonoso, ambas reacciones se muestran a continuación:



$$X_{\text{FeO}} = 100\%$$



$$X_{\text{C}} = 100\%$$

## 2.2) Reacciones en el motor

La reacción que tiene lugar en el motor es la de combustión del gas de síntesis. Como el gas de síntesis está compuesto por una serie de compuestos oxidables, se ha definido la reacción de combustión completa de cada compuesto individualmente:



$$X_{\text{gas de síntesis}} = 100\%$$

## 3) Condiciones de operación utilizadas y reactores seleccionados

- La temperatura de gasificación, del combuster o la de entrada de los reactivos, se corresponden con las utilizadas en el apartado de régimen autotérmico, 800, 900 y 20°C respectivamente.
- Se han recirculado las corrientes gaseosas a la salida del gasificador y combuster hasta la temperatura de 160°C, para recalentar mediante intercambiadores de calor el agua para gasificar, el N<sub>2</sub> del “loop” y el aire al carbonoso a 400, 325 y 550°C respectivamente.
- La presión de diseño que se ha seleccionado es de 1,20 bar para toda la instalación, y se ha considerado que no existen pérdidas de carga.
- El paquete fluidodinámico seleccionado para la simulación de los resultados es el “PRSV”. Este modelo es el idóneo para simular procesos con compuestos hidrocarburos, para sistema moderadamente reales y que mejor representa composiciones pobre y mezclas. Además te permite obtener resultados de forma más rápida que otros modelos como el Peng-Robinson.

- Tanto el gasificador y el combustor de lechos fluidizados, como el motor para el tratamiento del gas de síntesis han sido simulados con reactores de conversión.

#### 4) Motor seleccionado

El motor que se ha elegido para el tratamiento posterior de los gases es un motor para biogás que pertenece a la casa Jenbacher y que presenta las siguientes características:

*Tabla 5.2. Características del motor seleccionado [30].*

Modelo	Potencia eléctrica (KW)	Potencia térmica (KW)	Energía invertida (KW)	Rendimiento eléctrico (%)	Rendimiento total (%)
JMS 620 GS-BL	2118	2548	5513	38,4	84,6

Se ha seleccionado este motor ya que el gas de síntesis que se va introducir posee una energía de 5609 KW y por lo tanto es el que mejor se asemeja a las necesidades de la planta. Como se puede deducir a partir de los datos reflejados en la tabla 5.2, el porcentaje de pérdidas de este motor es del 15,4% y el rendimiento térmico es del 46,2%.

#### 4) Flujos de corriente

El flujo de las corrientes de reactivos que entran al gasificador, como el agua para gasificar y el N<sub>2</sub> del “loop”, así como la cantidad de sólido carbonoso que se quema en el combustor, se han obtenido por escala molar a partir de los flujos empleados para el estado autotérmico del caso 3 (Fe/olivina más adición de un filtro catalítico).

La cantidad de Fe/olivina que circula del combustor al gasificador es de 50000 Kg/h, mientras que la cantidad de Fe/olivina que circula a la inversa es de 49782 Kg/h (debido a las pérdidas de oxígeno que experimenta la Fe/olivina con las reacciones de reducción en el gasificador). El caudal de la corriente de aire que se ha introducido para la combustión en el combustor y el arrastre del sólido, es de 2600 kg/h. Este caudal garantiza que se produzca el arrastre del sólido y proporciona una concentración de O<sub>2</sub> a la salida del combustor entre un 5-7%, valores que mantienen las instalaciones de doble reactor, como la planta de Güssing, Austria [4]

A continuación se muestra la tabla 5.3, donde se pueden apreciar los flujos de las principales corrientes del sistema.

Tabla 5.3. Principales flujos y composiciones de las corrientes del diseño en Hysys.

Gas de síntesis		Gas de combustión	
compuestos	% molar	compuestos	% molar
CH <sub>4</sub>	4,69	N <sub>2</sub>	88,75
N <sub>2</sub>	9,74	O <sub>2</sub>	5,71
H <sub>2</sub>	23,40	CO <sub>2</sub>	5,54
H <sub>2</sub> O	28,29		
CO	11,78		
CO <sub>2</sub>	20,11		
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1,68		
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,22		
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,09		
C <sub>10</sub> H <sub>8</sub>	0,002		
<b>Flujo másico (Kg/h)</b>	<b>Flujo molar (Kmol/h)</b>	<b>Flujo másico (Kg/h)</b>	<b>Flujo molar (Kmol/h)</b>
2861	131,1	2536	87,1
<b>Circulación de Fe/olivina</b>			
Del FR* al AR**		Del AR al FR	
compuestos	% molar	compuestos	% molar
olivina	77,8	olivina	85
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7,14	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15
FeO	13,19		
sólido carbonoso	1,74		
<b>Flujo másico (Kg/h)</b>	<b>Flujo molar (Kmol/h)</b>	<b>Flujo másico (Kg/h)</b>	<b>Flujo molar (Kmol/h)</b>
49782	277	50000	253,7
<b>Reactivos de entrada a los reactores</b>			
<b>Biomasa</b>			
compuestos	% másico	Flujo másico (Kg/h)	Flujo molar (Kmol/h)
Biomasa seca	92,6	1500	5,7
Humedad	6,3		
Cenizas	1,1		
corriente	entrada	Flujo másico (Kg/h)	Flujo molar (Kmol/h)
Agua	gasificador	785	43,7
N <sub>2</sub>	“loop”	529	18,8
aire	combustor	2600	90,1

\*FR = Gasificador

\*\*AR = Combustor

### 5) Ecuaciones para el cálculo de calores y rendimientos

$$Q \text{ obtenido} = Q_{\text{cedido a reactivos}} + Q_{\text{intercambiadores}} + Q_{\text{motor}} \quad (\text{E 5.12})$$

$$Q \text{ para obtener agua sanitaria a } 80^{\circ}\text{C} = Q_{\text{intercambiadores}} + Q_{\text{motor}} \quad (\text{E 5.13})$$

$$\text{Rendimiento de la planta} = \frac{W_{\text{electrico}} + Q_{\text{obtenido}}}{Q_{\text{combustible}}} * 100 \quad (\text{E 5.14})$$



$$\text{Rendimiento a gas de síntesis} = \frac{Q_{\text{gas}}}{Q_{\text{combustible}}} * 100 \quad (\text{E 5.15})$$

$$\text{Rendimiento eléctrico de la planta} = \frac{W_{\text{eléctrico}}}{Q_{\text{combustible}}} * 100 \quad (\text{E 5.16})$$

$$\text{Rendimiento térmico de la planta} = \frac{Q_{\text{obtenido}}}{Q_{\text{combustible}}} * 100 \quad (\text{E 5.17})$$

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] H.A.M. Knoef, biomass technology group B.V; Introduction, in "Handbook biomass gasification".(2005), chapter 1.
- [2] A. Gómez-Barea, Bleckner, Progress in Energy and Combustion Science: Modeling of biomass in fluidized bed (2009) pag.444-509.
- [3] H.A.M. Knoef, biomass technology group B.V; Practical aspects of biomass gasification, in "Handbook biomass gasification".(2005), charter 3.
- [4] Henrik Laudal Iversen and Benny Gøbel; Update on gas cleaning technologies, in "Handbook biomass gasification".(2005), charter 9.
- [5] Pfifer C., H. Hofbauer R. Rauch, In bed catalytic tar reduction in a dual fluidized bed biomass steam gasifier, Industrial and Engineering Chemistry Research 43 (2004) 1634-1640.
- [6] Pier Ugo Foscolo, Antonio Germanà, Nader Jand, Sergio Rapagnà: Design and cold model testing of a biomass gasifier consisting of two interconnected fluidized bed; Powder Technology (2007) pag.179-188
- [7] Christoph PFEIFER, Isabella AIGNER. Biomass and coal steam gasification in a dual fluidized bed: gas production and utilization. International Workshop Co-gasification of coal, biomass and waste. 12-13 November 2009, CIEMAT, Madrid, Spain.
- [8] Sergio Rapagnà, Katia Gallucci, Manuela Di Marcello, Pier Ugo Foscolo, Manfred Nacken, and Steffen Heidenreich; In situ Catalytic Candle Filtration for Tar Reforming and Particulate Abatement in a Fluidized-Bed Biomass Gasifier; Energy & Fuels (2009) pag. 3804-3809
- [9] Nacken M., L. Ma, K. Engelen, S. Heidenreich, G.V. Baron; Development of a tar reforming catalyst for integration in a ceramic filter element and use in hot gas cleaning; Industrial and Engineering Chemistry Research, 46 (2007) pag.1945-1951.
- [10] Ma L., H. Verelst, G.V. Baron, Integrated high temperature gas cleaning: Tar removal in biomass gasification with a Catalysis Today, 105 (2005) pag.729-734.
- [11] Lopamudra Devi, Krzysztof J. Ptasiński, Frans J.J.G. Jansen: A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification process.
- [12] Simell, P., Stahlberg, P., Kurkela E., Albrecht J., Deutch S., Sjöström K., Biomass and Bioenergy 18 (2000) p.19-38
- [13] Joann J. Manayà, José L. Sánchez, Alberto Gonzalo, and Jesús Arauzo; Air Gasification of Drived Sewage in a Fluidized Bed: Effect of the Operating Conditions and In-bed Use of Alumina; Energy and Fuels (2005), 19, pag.629-636.
- [14] Nader Jand, Vincenzo Brandani and Pier Ugo Foscolo; Thermodynamic Limits and Actual Product Yields and Composition in Biomass Gasification processes; Ind. Eng. Chem. Res. (2006), pag.834-843.
- [15] Jose Corella, Jose M. Toledo, and Rita Padilla; Olivine or Dolomite as In-Bed-Additive in Bioass Gasification with Air in a Fluidized Bed: Which is better?; Energy fuel, (2004); pag.713-720.

- [16] Rauch R., C. Pfeifer, K. Bosch, H. Hofbaur, D. Swierczyński, C. Courson, A.Kiennemann, Comparison of diferents olivine´s for biomass steam gasification, Science in Thermal and Chemical Biomass conversion, A.V. Bridgwater and D.G.B. Boocock (Eds.), CPL Press Vol1 (2006) 799-809.
- [17] M. Siedlecki, R. NieuWstraten, E. Simeone, W. de Jong, and A.H.M. Verkooijen; Effect of magnesite as Bed Material in a 100kW Stea- Oxigen Blown Circulating Fluidized-Bed Biomass Gasifier on Gas Composition and Tar Formation; (2009)
- [18] Zhongkui Zhao, J.N. Kuhn, Larry G.Felix, Rachid B. Slimane, Chun W. Choi, and Umit S. Ozkan; Thermally Impregnated Ni-olivine Catalysts for tar removal by Steam Reformin in Biomass Gasifiers.(2008) p.717-723
- [19] Ana Olivares, María P. Aznar, Miguel A. Caballero, Javier Gil, Eva Francés, and José Corella; Biomass Gasification: Produced Gas Upgrading by In-bed Use of Dolomite; Ind.Eng. Chem.1997, 36, pag 5220-5226.
- [20] Rapagnà S., N. Jand, A.Kienneman, P.U. Foscolo, Steam gasification of biomass in a fluidized-bed of olivine particles, Biomass and Bioenergy, 19(2000) 187-197.
- [21] S.Rapagnà, H. Provendier, C. Petit, A. Kiennemann, P.U. Foscolo; Development of catalysts suitable for hydrogen or syn-gas production from biomass gasification; Biomass and Bioenergy, (2002) pag.277-388.
- [22] S. Rapagnà, N. Jand and P.U. Foscolo; Catalytic Gasification of Biomass to Produce Hydrogen rich gas; Int. J. Hydrogen Energy, vol23, No7, (1998) pag551-557
- [23] Luc P. L. M. Rabou, Robin W. R. Zwart, Berend J. Vreugdenhil, and Lex Bos; Tar in Biomass Producer Gas, the Energy research Centre of The Netherlands (ECN) Experience: An Enduring Challenge; Energy Fuels(2009), 23, pag.6189-6198.
- [24] Jun Han, Heejoon Kim; The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview; Renewable and Sustainable Energy Reviews, (2008), pag.397-416.
- [25] Morris M. Waldheim L. Faaij A. and Ståhl K. ; Status of large-scale biomass gasification and prospects in "Handbook biomass gasification".(2005), chapter 5.
- [26] H. Hofbauer and H. Kenoef; Success stories on biomass gasification in "Handbook biomass gasification";(2005), chapter 6.
- [27] Fried Sauert, Ernst Schultze-Rhnhof, Wang Shu Sheng; Thermochemical Data of Pure Substances in Ihsan Barin, part I; Weinheim (1989).
- [28] <http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf>
- [29] <http://www.cubasolar.cu/biblioteca/Ecosolar/Ecosolar10/HTML/articulo01.htm>
- [30] <http://www.jenbacher.com/spain/motores.htm>

