

Sumario. Anexos.

SUMARIO. ANEXOS.	1
A. CARACTERIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA	3
A.1. Visitas a las plantas de secado de fango.....	3
A.2. Análisis elemental.....	17
A.3. Análisis inmediato	20
A.4. Determinación del poder calorífico teórico.....	23
A.5. Estudio hidrodinámico	25
B. CÁLCULO DE LOS EQUIPOS	31
B.1. Hoja de cálculo nº 1: Gasificador	32
B.2. Hoja de cálculo nº 2: Sistema de Recuperación.....	39
B.3. Hoja de cálculo nº 3: Lavador húmedo	45
B.4. Hoja de cálculo nº 4: Secador	46
B.5. Hoja de cálculo nº 5: Motores.....	48
C. MANUAL PLANTA PILOTO	49
C.1. Follow up to start-up and shut down the Gasification Pilot Plant.....	49
C.2. Safety & Risks	57
D. PRESUPUESTO	59
E. DIAGRAMA DE FLUJO	63
F. DIAGRAMA DE INSTRUMENTOS	65



A. Caracterización de la materia prima

A.1. Visitas a las plantas de secado de fango

27-Abril-2005 VISITA A LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE FANGOS DE RUBÍ

Acompañante de la Empresa: Sr. Ramón Pons

Datos:

- Se tratan 32.000 t/año de fango deshidratado (20-25% de materia seca)
- Se producen 7.000-8.000 t/año de fango seco (85-90% de materia seca)
- Funciona unas 8.000 horas al año.

La planta consta de dos líneas principales: la de fangos y la de aire. La línea de aire es un circuito cerrado.

Antes de salir de la EDAR, el fango húmedo pasa por una última etapa de deshidratación, consiguiendo un estado de 20-25% de materia seca. Se trata de un fango negro filamentososo debido a las fibras que se encontraban en el agua sucia tratada. Esta deshidratación se realiza mediante filtros de bandas o bien centrifugadoras. Los de las fotos siguientes son los que se usan en la planta de Rubí.



Fig. A1.1. Filtro bandas



Fig. A1.2. Centrifugadora



Es preferible el método de la centrifugadora debido a que con un volumen del equipo mucho menor, deshidrata aproximadamente la misma cantidad de fango que dos filtros.

Además del fango deshidratado producido en la EDAR de Rubí, se trata fango deshidratado de otras depuradoras (Abrera, St Feliu, Calders, Garriga, Breda... y ocasionalmente La Llagosta y Granollers) para ser secado. Llega en camiones y se almacena en **dos silos** de unos 60 m^3 cada uno.

En la parte inferior de los silos hay un mecanismo encargado de empujar el fango hacia un “motor de tornillo”, que a su vez, empuja el fango hacia las bombas para que suba por los tubos encargados de conducirlo al depósito alimentador del secador.

El **depósito alimentador del secador** consta de un volumen de 160 m^3 . En su parte inferior encontramos tres “motores de tornillo” como los anteriores, seguidos de bombas. El fango que pasa por dos de ellos será conducido directamente a la parte superior del secador, y el tercero se guardará para ser mezclado con las partículas separadas en el ciclón en el mezclador, como se verá más adelante.



Fig. A1.3. Silo

El **secador**, de marca ESCHER WYSS es un lecho fluidizado. Trabaja con una diferencia de presión ($p_2 - p_1$) de 150 mbar aproximadamente. P_2 se mide en la base del secador y p_1 en la parte superior. Si son iguales significa que el secador está vacío, si p_2 va aumentando es que hay materia dentro del secador. Cuando se llega a la $p_2 - p_1$ fijada se abre la válvula para dejar salir materia. El tiempo de residencia es de unas 10 horas y el producto acabado sale con una temperatura de unos 90°C . Utiliza una corriente de aire de $22.000 \text{ m}^3/\text{h}$, que se calienta mediante unos intercambiadores de tubo aplanado por



donde circula un aceite térmico caliente. Este aceite, que ha sido calentado previamente por los humos calientes de la cogeneración, entra por los seis tubos metálicos que se observan desde el exterior. La temperatura de entrada del aceite es de unos 193 °C y la de salida es de 153 °C. La temperatura del aire a la salida es de 87 °C.

El fango entra por la parte superior del secador. Justo antes de introducirlo en el secador se lamina con un sistema de pistón y cuchillos. Entonces entra en contacto con el aire caliente introducido por la parte inferior del equipo, fluidizándose y secándose. Cuando las partículas de fango tienen el tamaño deseado y están suficientemente secas caen a través de una rejilla y se conducen al enfriador, para enfriarlas. El aire del secador sale por la parte superior a una temperatura inferior a la que había entrado y se conduce al ciclón. Más adelante se continuará con esta línea de aire principal.

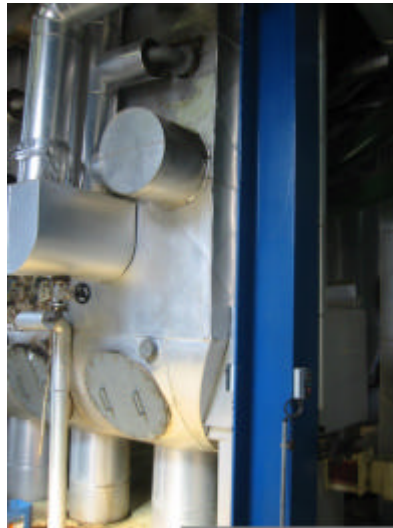


Fig. A1.4. Secador

Como se ha comentado, las partículas secas, o fango seco que sale del secador se conducen al **enfriador** para enfriarlas. Se trata de otro lecho fluidizado que vibra y utiliza el aire purgado del circuito principal de aire para enfriar el fango seco producto. El motivo por el cual se deba purgar aire del circuito principal son los volátiles presentes en el fango que pasan al aire. La temperatura de salida del aire en el enfriador es de aproximadamente de unos 40°C.



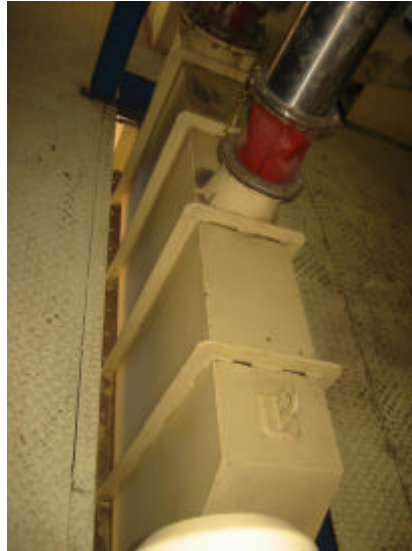


Fig. A1.5. Enfriador

Por último el fango seco, de 85-90% de materia seca, se almacena en un **último depósito** para ser recogido. Es negro, huele mal y tiene forma de bolitas de entre 1mm y 2mm de diámetro, aunque a veces, debido a las fibras en el fango, se hacen bolas más grandes.



Fig. A1.6. Producto

Es un fango no apto para la agricultura debido a la existencia de metales pesados como: Ni, Cr, Zn, Cd... así que se conduce a vertedero.

Se continúa con el circuito de aire que se había dejado en el secador. Se trata de aire a unos 87°C que se conduce a un **ciclón**. En este ciclón se separan las partículas sólidas que pudieran haber sido arrastradas por la corriente de aire en el secador. Las partículas



extraídas se elevan hasta el **mezclador**, donde, después de romperlas mediante cuchillas, se unen al fango deshidratado del tercer “motor de tornillo”.



Fig. A1.7. Ciclón



Fig. A1.8. Mezclador

Esta mezcla es importante que se realice en este equipo especial ya que si la materia está demasiado seca no se puede introducir directamente en el secador debido a que podrían aparecer problemas de abrasión, además de problemas derivados del tamaño de las partículas. La mezcla de fango deshidratado y partículas se introduce en el secador, cerrándose ésta recirculación de partículas.

Al salir del ciclón, el aire se conduce al **scrubber**. Aquí se introduce por la parte inferior, duchándose a contra corriente con agua extraída de la EDAR (el agua se introduce por la parte superior del equipo. Hay tres entradas de agua). De este modo el vapor de agua que contenía el aire (agua que antes del secado estaba en el fango) se condensa, uniéndose al agua de la ducha. Debido a este aporte de agua, es necesario realizar una purga en el circuito de agua. El agua extraída se reconduce a la EDAR y el resto de agua se impulsa con una bomba para su recirculación.





Fig. A1.9. Scrubber

Después del scrubber el aire pasa por el **demister**, que es como una tela de abeja donde quedan retenidas gotas de agua que pudiesen haber sido arrastradas con la corriente de aire en el scrubber. Estas gotas de agua se vuelven a conducir al scrubber.

Después del demister el aire se conduce a **dos soplantes** colocados en serie (una no sería suficiente) encargados de restituir toda la pérdida de carga del circuito y empujar el aire de nuevo hacia el secador, y así cerrar el circuito de aire.

Circuito de aceite.

Se trata de otro circuito cerrado. La planta cuenta con **dos motores** ROLLS ROYCE (USTEIN BERGEN) de 3060W cada uno alimentados con 700 m³ de gas natural por hora y motor. Producen una electricidad que, después de pasar por el transformador, se inyectan en la red a unos 25kV.





Fig. A1.10. Motor

Los humos generados de esta actividad se utilizan en el **cambiador** para calentar el aceite térmico que luego calentará el aire en el secador. Y una vez salen del secador vuelven al intercambiador. Caso que hubiese problemas con el intercambiador o los motores, la planta cuenta con una caldera, para seguir procesando fangos.



Fig. A1.11. Intercambiador



Fig. A1.12. Caldera



29-Abril-2005 VISITA A LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE FANGOS DE MATARÓ

Acompañante de la Empresa: Sra. Anna Camí

Datos:

- Se tratan 24.000 t/año de fango deshidratado (20-25% de materia seca)
- El número de horas teóricas de funcionamiento al año es de 7.500-8.000 h/año

La planta de Mataró es mucho más compacta que la de Rubí, ya que todo está integrado en un único módulo. Trata fangos provenientes principalmente de la EDAR de Mataró, que se encuentra contigua a la planta. Son fangos deshidratados muy similares a los que recibe la planta de Rubí.

Consta de cuatro circuitos principales: el de fango, el de gases de combustión (ambos abiertos), el de aire y el de aceite térmico (cerrados).

Circuito de fango:

Llegan camiones que depositan el fango en unos **depósitos**. De la parte inferior de los depósitos el fango se eleva hasta el secador, en el cual es introducido por un extremo.



Fig. A1.12. Depósito entrada



Fig . A1.13. Secador

El **secador** rotatorio es un cilindro horizontal recubierto interiormente por una camisa de aceite térmico. En el centro del cilindro y accionado mediante un motor hay un eje giratorio con unas 400 palas que remueve la mezcla de fango y aire caliente. El caudal de aire es variable, entorno a los 16000 kg/h. El proceso de secado debe ser regulado mediante la cantidad de aire y fango introducido.



Si la cantidad de aire o el fango introducido son insuficientes, las partículas de fango pueden depositarse sobre la camisa de aceite térmico caliente, secándose muy rápidamente el exterior de la partícula. Al rotar, las palas rompen las partículas y el producto acabado tendrá forma de polvo excesivamente seco. La problemática de obtener un fango excesivamente seco reside en la posibilidad de que se inflame en el depósito (es materia orgánica a alta temperatura en posible presencia de oxígeno).

- La temperatura de entrada del aceite es de unos 285°C
- La temperatura de entrada del aire es de unos 275°C
- La temperatura de salida del aceite es de unos 274°C
- La temperatura de salida del aire y del producto es de unos 145°C
- El tiempo de residencia en el interior del secador es de unos 10-15 minutos

El aire junto a las partículas de fango seco salen por el otro extremo del cilindro y se dirigen a un **ciclón** para ser separadas.



Fig . A1.14. Ciclón



Las partículas sólidas separadas en el ciclón pueden seguir por dos vías:

- a) directamente al depósito de producto acabado
- b) ir a la peletizadora: se trata de un equipo que compacta el fango y lo hace pasar por una rejilla, haciendo “espaguetis”. Unas palas van recortando esos “espaguetis” en trozos pequeños, los pélets. Debido a que la planta de secado sufre paradas, cada vez que se para la peletizadora el producto se queda seco dentro y limpiarla es costoso. Por eso actualmente se utiliza la vía a).



Fig. A1.15. Peletizadora



Fig . A1.16. Pélets

El producto acabado de esta planta es apto para la agricultura, ya que no hay presencia de metales pesados en el fango.

Circuito de aire:

El aire que sale del ciclón se conduce a un **scrubber**. Aquí un circuito cerrado de agua ducha el aire contracorriente, condensando la humedad que contiene. El extra de agua proveniente de la humedad que contenía el aire se envía a la EDAR de Mataró.





Fig . A1.17. Scrubber

Al salir del scrubber el aire se dirige hacia la **torre de lavado**, que utiliza agua salida de la EDAR para limpiar el aire de partículas o impurezas que pudiera tener. El aire entra por la parte inferior y se lava a contracorriente con el agua. Una vez arriba aún tiene que pasar por un demister para acabar de dejar las gotas de agua que podrían haber sido arrastradas. El agua utilizada junto a las partículas separadas se conduce al inicio de la EDAR.



Fig . A1.18. Torre de lavado



El aire limpio pasa por un **soplador** que repone la pérdida de carga del circuito.



Fig . A1.19. Soplador

Por último, el aire pasa por el **intercambiador de calor: gases de combustión-aire**, absorbiendo el calor de los gases de combustión de los motores y va hacia el secador otra vez, cerrándose el ciclo.



Fig . A1.20. Intercambiador gas-aire





Fig . A1.21. Intercambiador gas-aceite



Fig . A1.22. Caldera

Circuito de aceite térmico:

Se bombea y se conduce al **intercambiador de calor: gases de combustión-aceite térmico**, donde absorbe el calor de los gases de combustión de los motores. A continuación pasa por una caldera convencional para acabar de incorporar el calor necesario que no haya sido capaz de absorber en el intercambiador y por último se conduce al secador. Al salir del secador vuelve a las bombas iniciales.

Circuito de gases de combustión de los motores:

La planta cuenta con dos **motores** ROLLS ROYCE (USTEIN BERGEN) para la generación de electricidad de 2960 W cada uno, alimentados con unos 700 m³ de gas natural por hora y motor cuando trabajan al 100% de su capacidad.





Fig . A1.23. Motor

En esta combustión de gas natural se generan unos gases calientes cuyo calor puede ser aprovechado. Existe la opción de enviar los gases directamente a la atmósfera, pero se aprovecha su contenido energético haciéndolos circular por tres **intercambiadores de calor**: primero el del aceite térmico, luego el del aire y por último el “tubo verde”, que calienta agua para un hospital de Mataró hasta unos 90°C (luego se conduce con unos tubos muy bien aislados térmicamente, con apenas 8°C de pérdida de temperatura.



Fig . A1.24. Tubo verde



A.2. Análisis elemental

A continuación se incluyen las hojas de resultados de los análisis del Instituto de Microbiología del CSIC.

La primera hoja de resultados es la referente al fango de Rubí. El análisis se realizó el 1 de junio de 2005.

La segunda es la referente al fango de Mataró. El análisis se realizó el 20 de junio del 2005.



15. JUN. 2005 13:01

CID-CSIC 34932045904

Nº 2525 P. 2



Consejo Superior de Investigaciones Científicas
INSTITUT D'INVESTIGACIÓNS QUÍMIQUES I AMBIENTALS
DE BARCELONA (IQAB)
SERVEI DE MICROANÀLISI
Jordi Girona, 18-28 08034 Barcelona
Tel. 93 4005100 (245) - Fax 93 2045904
e-mail: microanalisi@cid.csic.es
web: www.iqab.csic.es



MUESTRA Nº 8842

FECHA ENTRADA 19.5.05

INFORME Nº 8842

Pág. 1/1

REMITENTE / GRUPO DE TRABAJO Blanca Muniesa (Dr. Puigjaner)

DIRECCIÓN / EMPRESA E.T.S.E.I.B. Eng. Química

Universitat Politècnica de Catalunya, Diagonal 647, 08028 - Barcelona

RESULTADOS DE LOS ENSAYOS:

p 948	mg;	c 32.06	%;	H 4.90	%;	N 3.44	%;	S 1.57	%
1.092	mg;	c 31.88	%;	H 4.97	%;	N 3.57	%;	S 1.71	%
	mg;		%;		%;		%;		%
26.620	mg;	0.24	%;		%;		%;		%
1.045	mg;	0.23	%;		%;		%;		%

MARGEN DE ACEPTACIÓN: $\pm 0.3\%$

MÉTODOS: PNT60 / PNT45 / PNT55

INCERTIDUMBRE: El laboratorio dispone de los valores de incertidumbre estimada, que están a disposición del cliente.

EQUIPO A4 FECHA 1.6.05 ANALISTA TV

OBSERVACIONES:

FIRMA: JEFE DE SERVICIO Pilar Doménech

FECHA DE SALIDA: 26.05

NOTA

"Los ensayos marcados (*) en este informe no están incluidos en el alcance de acreditación del laboratorio".
Este informe sólo afecta a la muestra analizada y no debe reproducirse paralelamente sin la autorización por escrito del "Servei de Microanàlisi".
Las muestras analizadas se guardarán como máximo 12 meses.

DATOS FACILITADOS POR EL CLIENTE:

REFERENCIA LORO - Rubí

ASPECTO sólido

Fig. A2.1. Resultados CSIC del Fango de Rubí



28. JUN. 2005 12:59

CID-CSIC 34932045904

Nº 3021 T. 1



Consejo Superior de Investigaciones Científicas
 INSTITUT D'INVESTIGACIONS QUÍMIQUES I AMBIENTALS
 DE BARCELONA (IQAR)
 SERVEI DE MICROANÀLISI
 Jordi Girona, 18-28 08034 Barcelona
 Tel. 93 4006100 (245) - Fax 93 2045904
 e-mail: microanalisi@cid.csic.es
 web: www.iqb.csic.es



MUESTRA Nº 8915

FECHA ENTRADA 6.6.05

INFORME Nº 8915

Pág. 1/1

REMITENTE / GRUPO DE TRABAJO Blanca Muniesa (Dr. Puigjanc)

DIRECCIÓN / EMPRESA E.T.S.E.I.B. Ing. Química

Universitat Politècnica de Catalunya, Diagonal 647, 08028 - Barcelona

RESULTADOS DE LOS ENSAYOS:

0.925 mg;	C 4.17 %;	H 6.68 %;	N 4.44 %;	S 1.05 %
1.007 mg;	C 4.01 %;	H 6.51 %;	N 4.36 %;	S 1.04 %
26.290 mg;	C 40.5 %;			
0.809 mg;	C 21-23 %;			

MARGEN DE ACEPTACIÓN: $\pm 0.3\%$

MÉTODOS: PNT60 (PNT45) / PNT55

INCERTIDUMBRE: El laboratorio dispone de los valores de incertidumbre estimada, que están a disposición del cliente.

EQUIPO A4 FECHA 20.6.05 ANALISTA MV

OBSERVACIONES: DE

FIRMA: JEFE DE SERVICIO Pilar Domènech

FECHA DE SALIDA: 22.6.05

NOTA:

"Los ensayos realizados en este informe no están incluidos en el alcance de acreditación del laboratorio".
 Este informe solo afecta a la muestra analizada y no debe reproducirse parcialmente sin la autorización por escrito
 del "Servei de Microanàlisi".
 Las muestras analizadas se guardarán como máximo 12 meses.

DATOS FACILITADOS POR EL CLIENTE:

REFERENCIA FANG MATARÓ

ASPECTO SALLA

Fig. A2.2. Resultados CSIC del Fango de Mataró



A.3. Análisis inmediato

Para determinar la cantidad de humedad, carbono fijo, compuestos volátiles y cenizas se han hecho experimentos en una termo-balanza CAHN TG-151 siguiendo la curva de temperatura del análisis inmediato a partir de 50,5 mg de muestra. El programa de calentamiento consiste en:

- Tener la muestra un minuto a temperatura a ambiente (24°C) para la estabilización del sistema.
- Mantener la temperatura a 24°C durante 10 minutos.
- Elevar la temperatura, 5°C/minuto hasta llegar a 110°C.
- Mantener la temperatura a 110°C durante 15 minutos.
- Elevar la temperatura, 20°C/minuto hasta llegar a 900°C.
- Mantener la temperatura a 900°C durante 2-3 minutos.
- Abrir la válvula para dejar entrar oxígeno durante 20 minutos.

FANGO DE RUBÍ

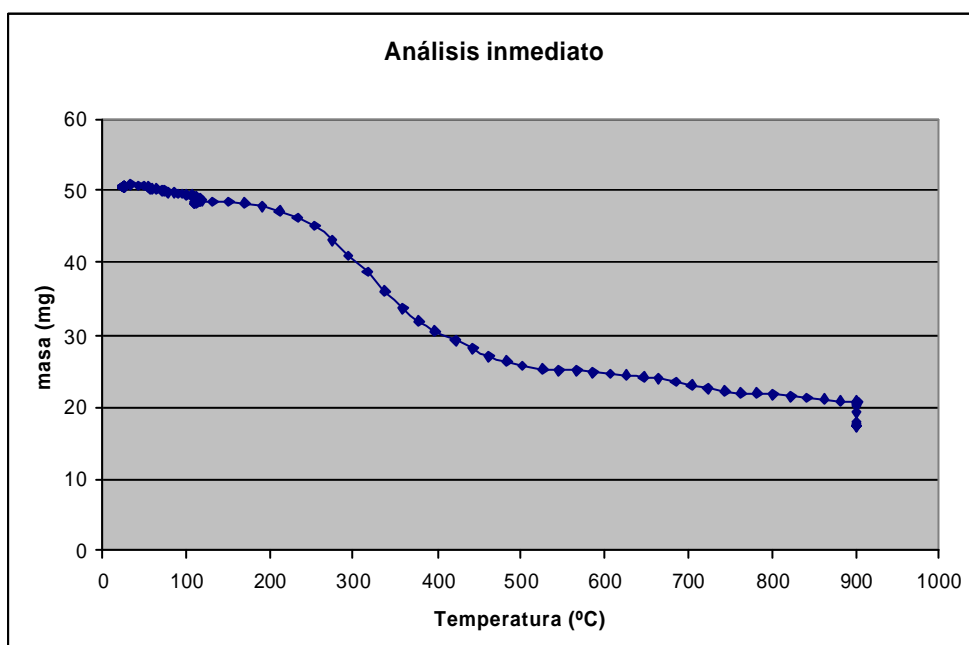


Fig. A3. 1. Curva temperatura - masa experimental/masa inicial. Rubí.



FANGO DE MATARÓ

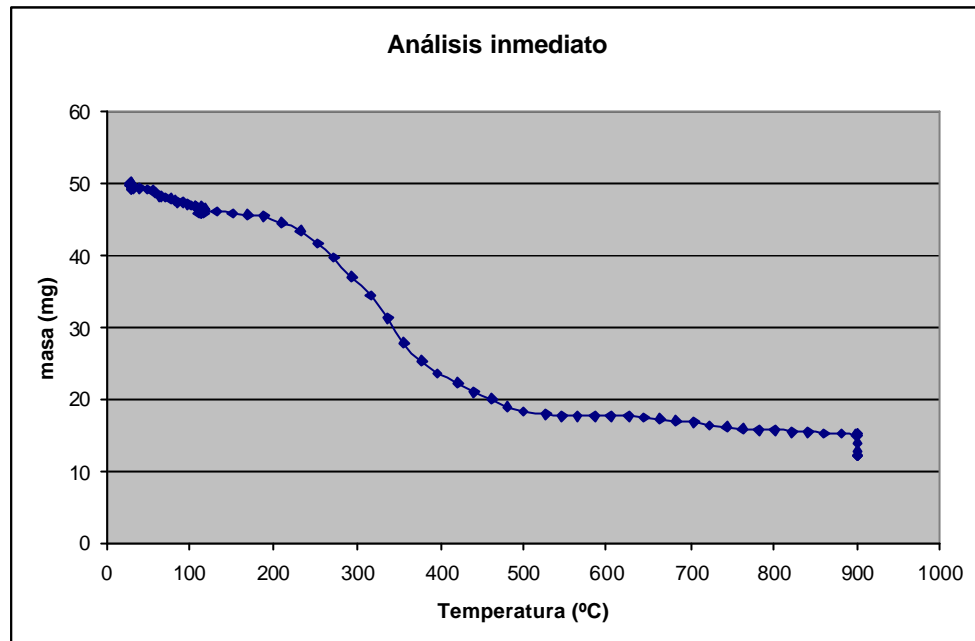


Fig. A3. 2. Curva temperatura - masa experimental/masa inicial. Mataró.

Siguiendo este procedimiento, se han obtenido las curvas temperatura - masa experimental/masa inicial de las figuras A.3.1 y A.3.2.

A partir de estos gráficos se pueden calcular las expresiones siguientes para obtener los resultados:

- %Humedad = $100 ((m_0 - m_1) / m_0)$
- %Volátiles = $100 ((m_1 - m_2) / m_0)$
- %Carbono Fijo = $100 ((m_2 - m_3) / m_0)$
- %Cenizas = $100 (m_3 / m_0)$

Siendo:

- m_0 la masa inicial
- m_1 la masa a 110°C
- m_2 la masa a 900°C en ambiente inerte
- m_3 la masa final estable



RUBÍ		MATARÓ	
m_0	50,5	m_0	49,36
m_1	48,516	m_1	45,97
m_2	20,528	m_2	15,15
m_3	17,402	m_3	12,09

Tabla A3.1. m_0 , m_1 , m_2 y m_3 para fango de Rubí y Mataró.

Entonces:

RUBÍ		MATARÓ	
% Humedad	3,93	% Humedad	6,86
% Volátiles	55,42	% Volátiles	62,44
% Carbono Fijo	6,19	% Carbono Fijo	6,21
% Cenizas	34,46	% Cenizas	24,50

Tabla A3.2. Resultados análisis inmediatos de Rubí y Mataró.

Para el fango proveniente de Rubí se constata que:

- La mayor parte de fracción orgánica se desprende en forma de volátiles.
- El grado de humedad es muy bajo.

Para el fango proveniente de Mataró se constata que:

- La mayor fracción orgánica se desprende en forma de volátiles.

Y, en comparación:

- El grado de humedad es mucho mayor en el fango de Mataró (prácticamente el doble).
- El contenido de volátiles es mayor en el fango de Mataró (un 15% más).
- El contenido de cenizas es menor en el de Mataró (un 30% menos).



A.4. Determinación del poder calorífico teórico

Se han utilizado fórmulas para determinar los poderes caloríficos superior e inferior teóricos:

La fórmula Dulong modificada para combustibles sólidos con alto contenido en nitrógeno permite calcular el poder calorífico superior, a partir de los porcentajes de cada elemento en base húmeda:

$$PCS = 337,3 C + 1418,9 (H - O/8) + 93,1 S + 23,3 N \text{ [kJ/kg]} \quad (\text{eq. A4.1})$$

Para encontrar el PCI hay que descontar el calor de vaporización del agua presente previamente en forma de humedad y de la formada durante la combustión. Para ello usaremos el valor de la entalpía de vaporización del agua a 25°C (2.500 kJ/kg).

$$PCI = PCS - 25 (W + 9H) \text{ [kJ/kg]} \quad (\text{eq. A4.2.})$$

	RUBÍ		MATARÓ	
(% masa)	Valor medio (base seca)	base húmeda	Valor medio (base seca)	base húmeda
C	31,97	30,713579	41,09	38,27
H	4,94	4,745858	6,60	6,15
O	23	22,0961	22	20,49
N	3,51	3,372057	4,4	4,10
S	1,64	1,575548	1,05	0,98
Cenizas (por diferencia)	34,94	33,57	24,86	23,15
W	0	3,93	0	6,86
suma	100	100	100	100

Tabla A4.1. Valores necesarios para el cálculo del poder calorífico teórico.



De este modo obtenemos, utilizando los valores medios del análisis elemental e inmediato:

	kJ/kg fango (tal como se recibe)	
	RUBÍ	MATARÓ
PCS experimental	15.738	18.581
PCI experimental	14.528	17.026
PCS teórico (base húmeda)	13.400	18.183
PCI teórico (base húmeda)	12.234	16.629

Tabla A4.2. Valores del poder calorífico teórico y experimental.

- La diferencia entre el valor experimental y el teórico en el fango de Rubí es del orden del 15%.
- La diferencia entre el valor experimental y el teórico en el fango de Mataró es del orden del 2%.



A.5. Estudio hidrodinámico

Se han realizado pruebas de fluidización en el laboratorio. El montaje es un cilindro transparente vertical de 195 mm de diámetro con la muestra de fango en su interior. Se le aplica aire comprimido a 5 bar por la parte inferior mediante un distribuidor de piezas pequeñas de metacrilato desordenadas. Consta de un caudalímetro para saber en todo momento la cantidad de aire que se le está introduciendo, una regla vertical para saber el volumen de la muestra y un manómetro diferencial de columna de H_2O para la medición de la pérdida de carga justo encima del distribuidor.

Se han obtenido valores aumentando lentamente el caudal de aire hasta la fluidización y posteriormente disminuyéndolo, obteniéndose las siguientes curvas (pérdida de carga y altura del lecho en función de la velocidad del aire introducido) para cada una de las muestras.

RUBÍ

Con la muestra de Rubí se ha realizado el experimento 2 veces.

Primera prueba

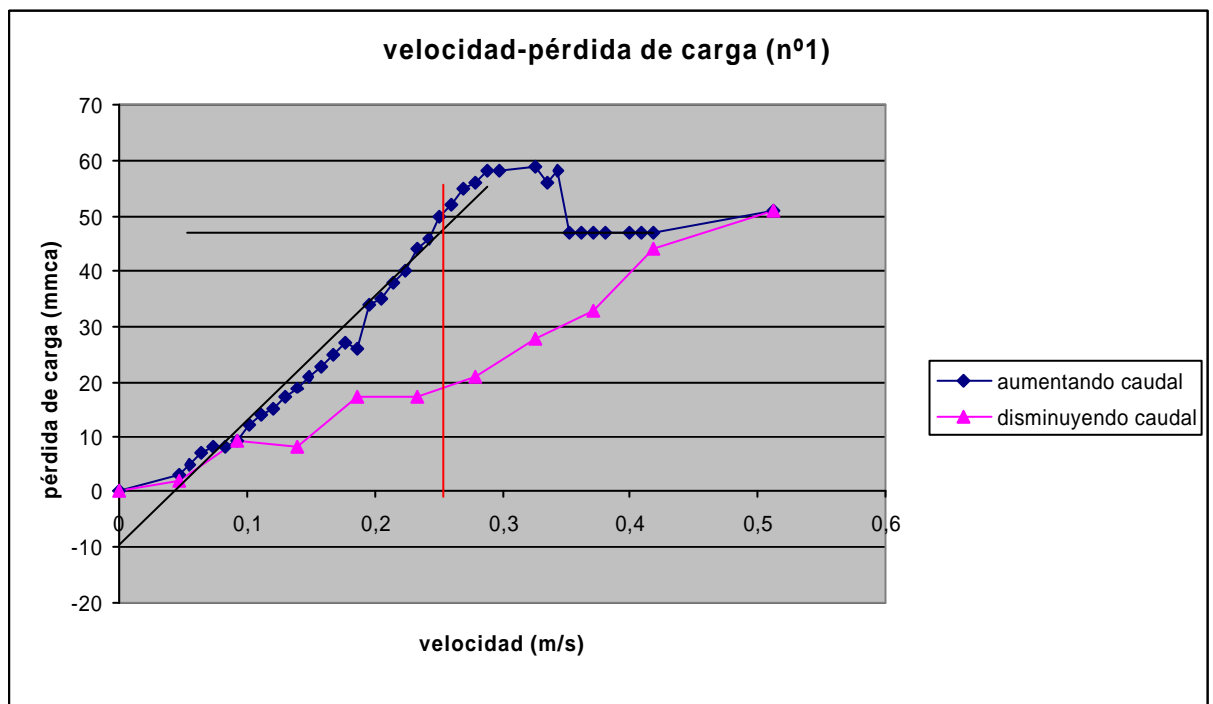


Fig. A5.1. Curva velocidad-pérdida de carga. Rubí. N°exp.1.



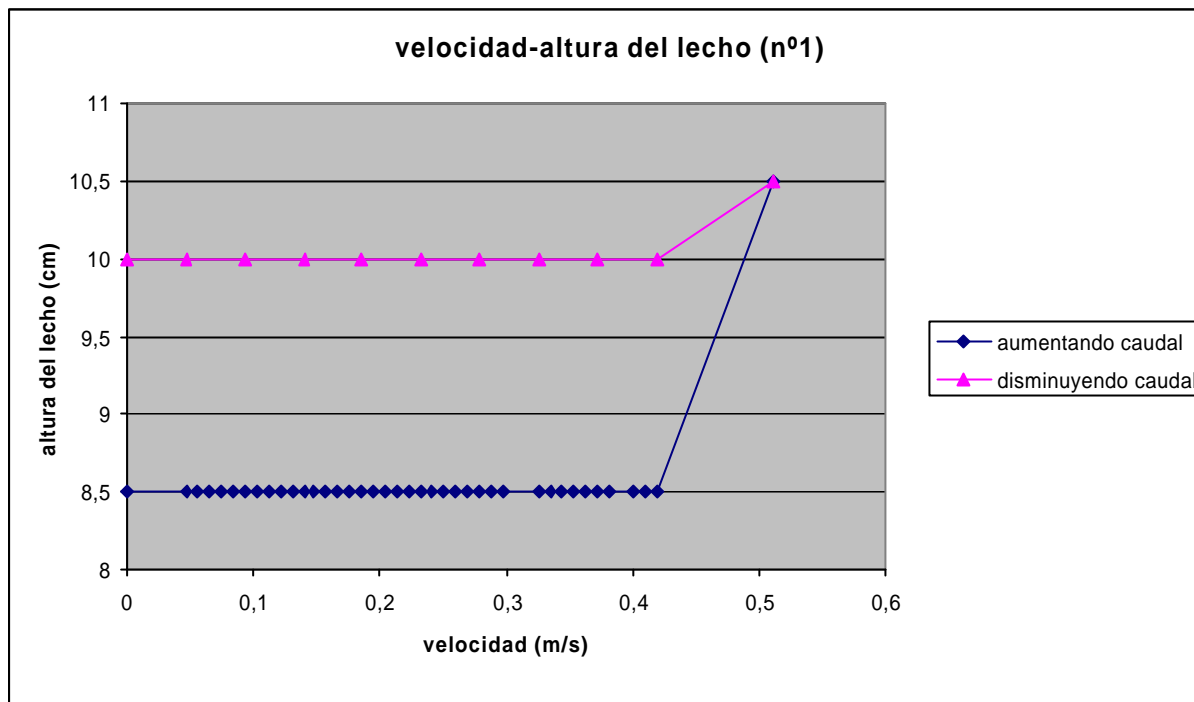


Fig. A5.2. Curva velocidad-altura del lecho. Rubí. N°exp.1.

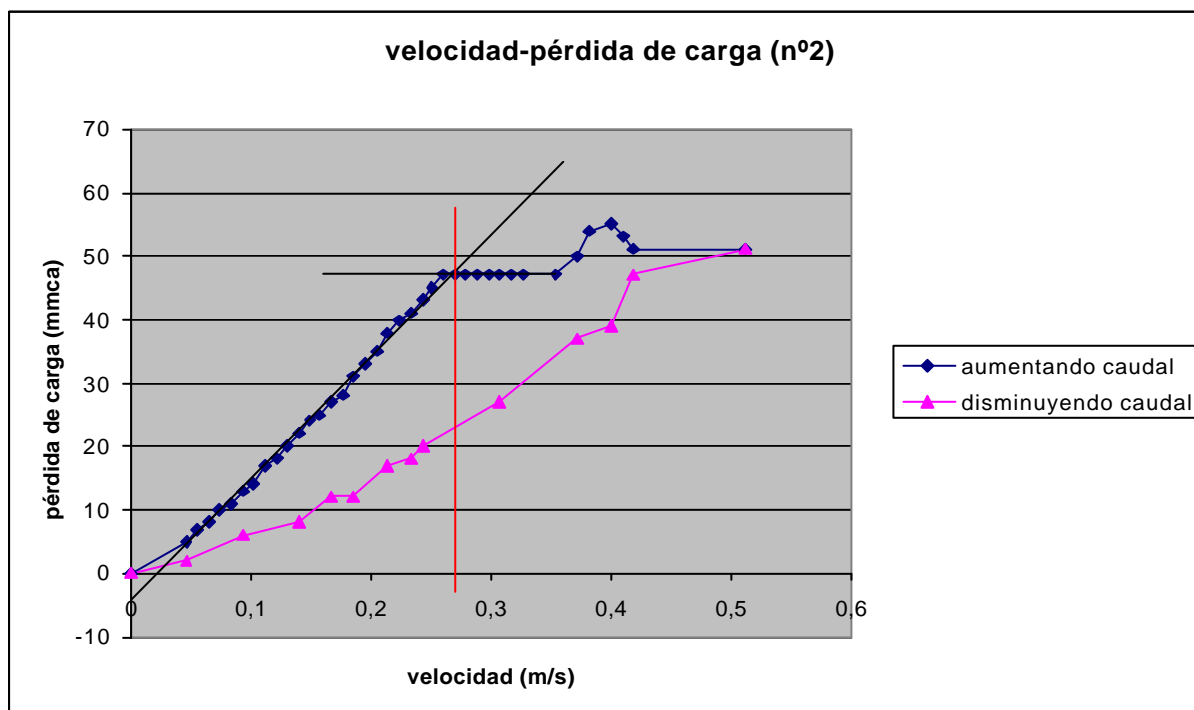
Segunda prueba

Fig. A5.3. Curva velocidad-pérdida de carga. Rubí. N°exp.2.



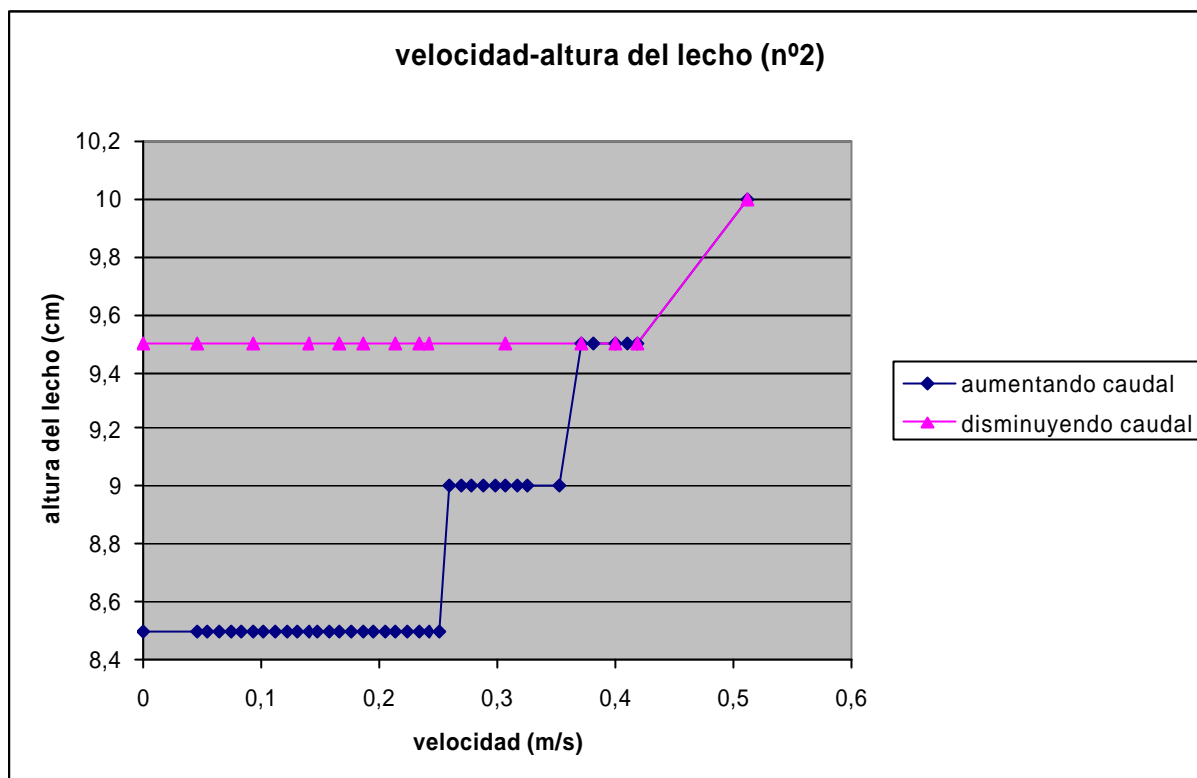


Fig. A5.4. Curva velocidad-altura del lecho. Rubí. N°exp.2.

MATARÓ

Con la muestra de Mataró el experimento también se ha realizado 2 veces.



Primera prueba

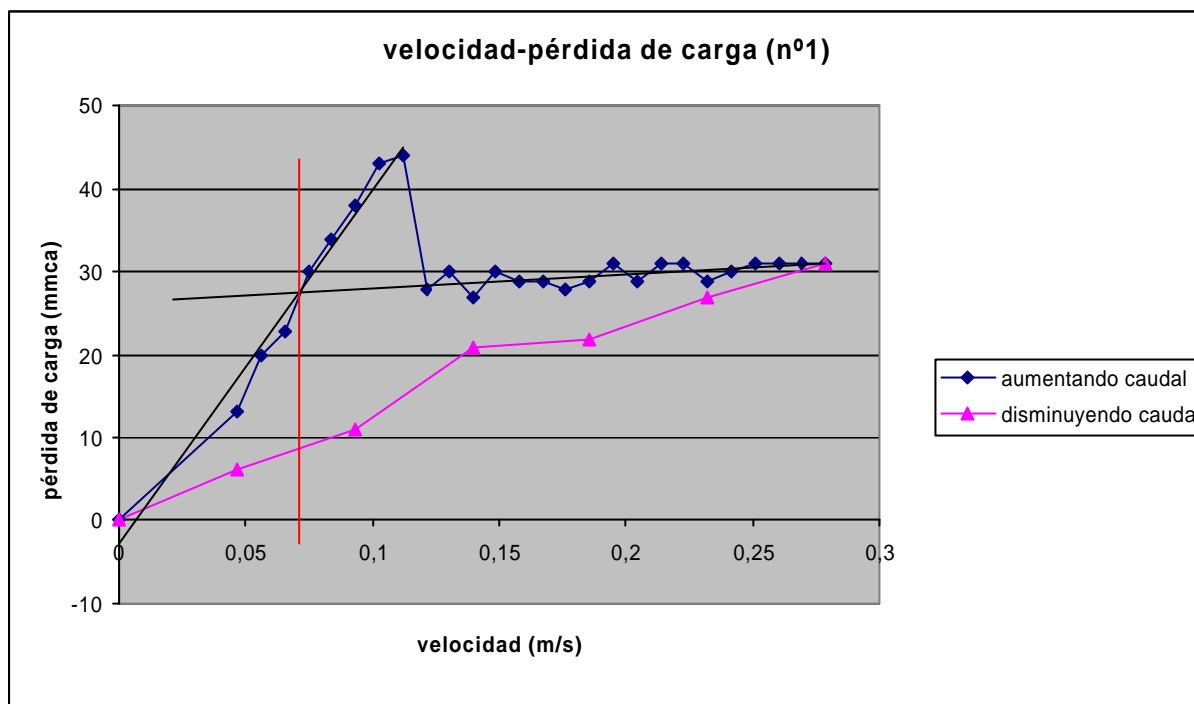


Fig. A5.6. Curva velocidad-pérdida de carga. Mataró. N°exp.1.

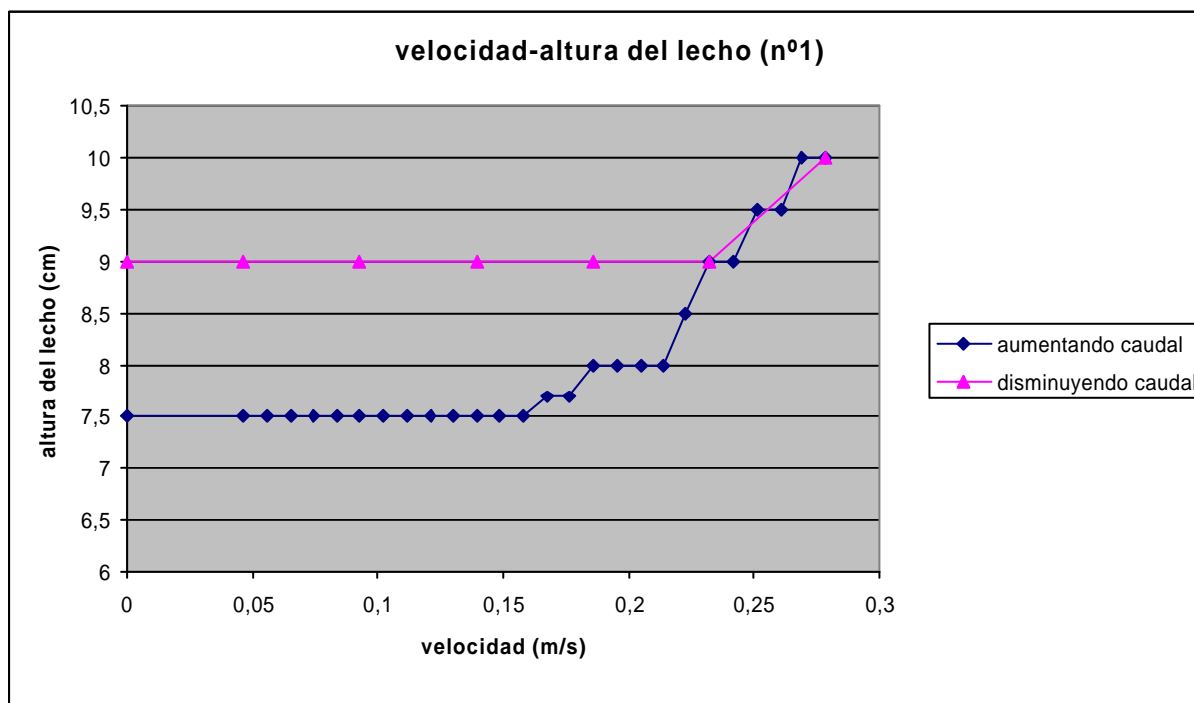


Fig. A5.7. Curva velocidad-altura del lecho. Mataró. N°exp.1.



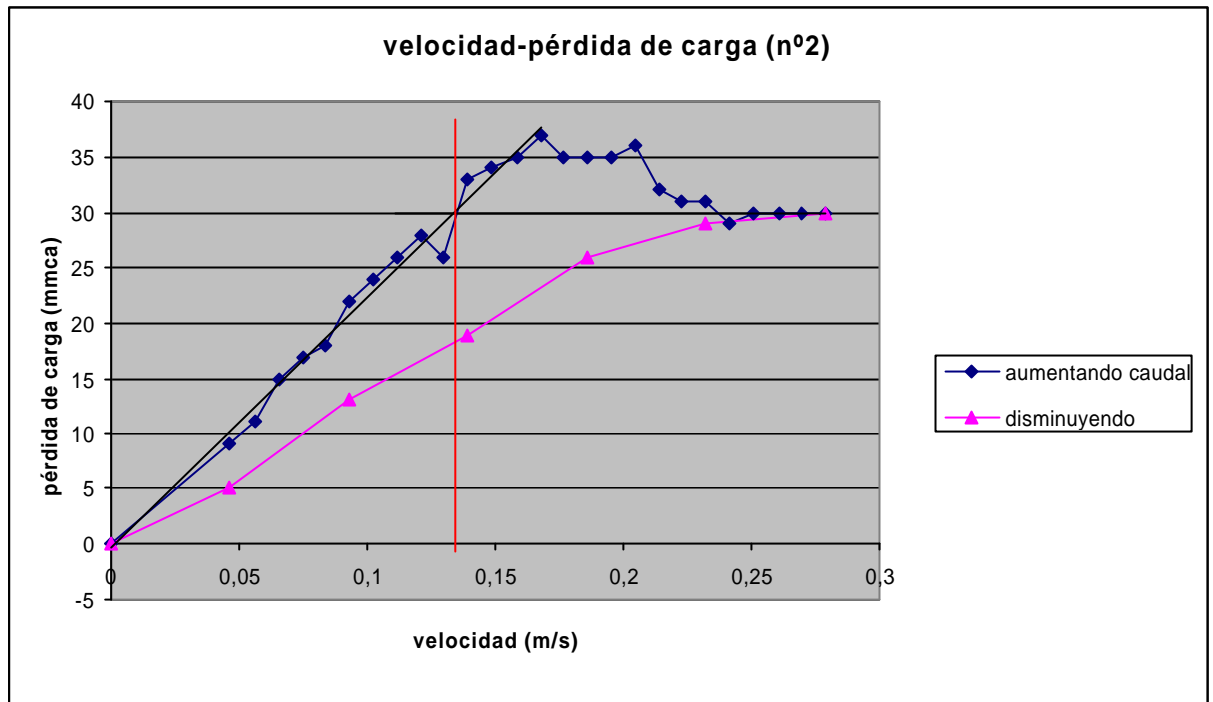
Segunda prueba

Fig. A5.8. Curva velocidad-pérdida de carga. Mataró. N°exp.2.

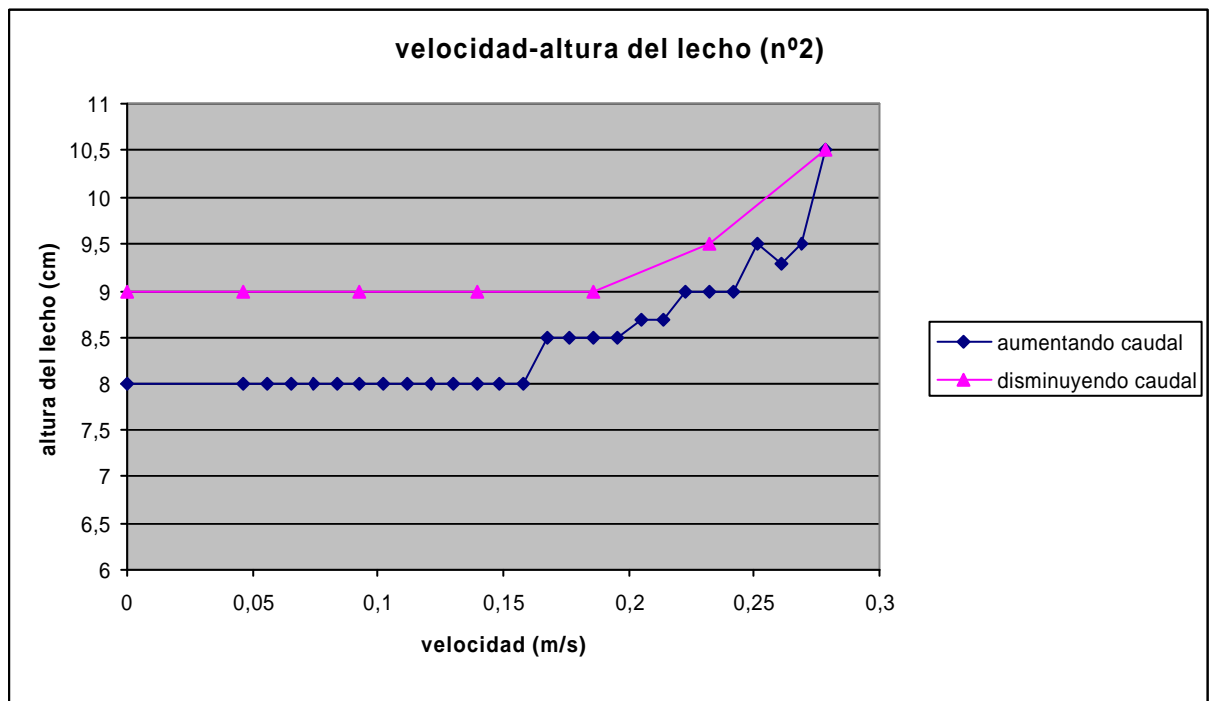


Fig. A5.9. Curva velocidad-altura del lecho. Mataró. N°exp.10.



De los gráficos se deduce el valor experimental aproximado de la velocidad mínima de fluidización, que para cada fango es:

	RUBÍ		MATARÓ	
U_{mf} (vel.mínima de fluidificación) [m/s]	0,25	0,26	0,054	0,13

Tabla A5.1. Valores de la velocidad mínima de fluidificación.



B. Cálculo de los equipos

Se ha generado una hoja de cálculo en MS-Excel que calcula el funcionamiento de la planta. Consta de cinco hojas principales:

- Gasificador
- Sistema de intercambiadores
- Lavador húmedo
- Secador
- Motores



B.1. Hoja de cálculo nº 1: Gasificador

Los valores sombreados se deben introducir manualmente a partir de la caracterización previa de la materia prima a gasificar:

DATOS BÁSICOS DE PROCESO

Tiempo de funcionamiento:

330 d/año
24 h/d
7.920 h/año

Flujo de fango seco:

42,42424242 Tm/d
14.000 Tm/año
1.768 kg/h
0,491 kg/s

FANGO SECO (fango)

Flujo de fango seco: 1.768 kg fango/h

PCI : 14.528 kJ/kg

Potencia disponible en el fango: 7.134 kW

COMPOSICIÓN DEL FANGO

Análisis inmediato	
Elemento	Valor medio
Humedad	3,93%
Cenizas	34,46%
Volátiles	55,42%
C fijo	6,19%
TOTAL	100,00%

Análisis elemental		
Elemento	Intervalo	Valor medio
C	32,06% - 31,88%	31,97%
H	4,90% - 4,97%	4,94%
O	- -	23,00%
N	3,44% - 3,57%	3,51%
S	1,57% - 1,71%	1,64%
Cl	0,50% - 0,50%	0,50%
Otros		34,45%
TOTAL		100,00%

Fig. B1.1. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del gasificador

Excel calcula la cantidad estequiométrica de oxígeno y de aire necesarios para la combustión. A partir de cada reactivo se tiene en cuenta la cantidad de átomos de O necesarios para formar una molécula de producto.



Valor estequiométrico de aire para la combustión

Base : 100 kg fango

Compon.	% massa	M	n (kmol)	producto	neo	neo2
C	31.97%	12	2,664	CO2	5,328	2,664
H	4.94%	1	4,935	H2O	2,468	1,234
O	23.00%	16	1,438		-1,438	-0,719
N	3.51%	14	0,250	N2	0,000	0,000
S	1.64%	32	0,051	SO2	0,103	0,051
Cl	0.50%	35,5	0,014	Cl2	0,000	0,000
W	3.93%	18	0,218		0,000	0,000
A	34.46%				0,000	0,000
				TOTAL	6,461	3,230

moles estequiométricos de O : 6,461 moles O /100 kg fango
 moles estequiométricos de O₂ : 3,230 moles O₂ /100 kg fango
moles estequiométricos de aire: 15,383 moles aire /100 kg fango
masa de aire estequiométrica: 445,567 kg aire /100 kg fango

Fig. B1.2. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del gasificador

A partir de los ratios ER y H/C, los cuales también deben ser introducidos manualmente, se calcula la cantidad de aire y de vapor de agua necesarios para la gasificación.

La temperatura y la presión de estas dos corrientes deben ser determinadas manualmente. Dependerá del método que se siga para crearlas, pero no hay que descuidar lo que recomienda la bibliografía.

Las potencias disponibles en las corrientes han sido calculadas en otra hoja de cálculo (hoja nº2).



Ratio ER (equivalent ratio)

(nos determinará el aire a introducir en el gasificador)

Ratio ER (fijado) : 0,30

ratio masico aire-fango estequiométrico: 4,456 kg aire/kg fango
 ratio másico aire-fango real: 1,337 kg aire/kg fango
 flujo fango: 1.768 kg fango /h
 flujo aire estequiométrico: 7.876 kg aire /h

flujo aire real: 2.363 kg aire /h 0,656 kg/s

Ratio H/C

(nos determinará el vapor de agua a introducir en el gasificador)

Ratio H/C (fijado) : 2,3

moles de H (fango + humedad) : 95,0 kmol/h
 moles de C (fango) : 47,1 kmol/h
 moles de H (vapor de agua) : 13,4 kmol/h

flujo de vapor de agua a introducir : 120,3 kg vapor/h 0,033 kg/s

AIRE

(viene fijado por el ratio ER)

Condicions de entrada al gasificador :

T : 500 °C 773,15 °K
 P : 3 bar 300 kPa

Flujo de aire : 2.363 kg /h 0,656 kg/s
 Densidad (500 °C, 10 bar) : 1,352 kg/m³
 Densidad (273,15 °K, 1 bar) : 1,275 kg/m³
Caudal volumétrico : 1.748 m³/h 0,486 m³/s
1.853 Nm³/h 0,515 Nm³/s
Proporción respecto 1,337 kg aire/kg fango
al fango : 1,048 Nm³ d'aire/kg fango
Potencia disponible
en el aire : 326 kW

VAPOR DE AGUA

(viene fijado por el ratio H/C)

Condicions de entrada al gasificador :

T : 250 °C 523,15 °K
 P : 15 bar 1500 kPa

Flujo de vapor : 120,3 kg/h 0,033 kg/s
 Densidad (250 °C, 15 bar) : 6,213 kg/m³
 Densidad (273,15 °K, 1 bar) : 0,793 kg/m³
Caudal volumétrico : 19,36 m³/h 0,005 m³/s
151,59 Nm³/h 0,042 Nm³/s
Proporción respecto 0,068 kg vapor/kg fango
al fango : 0,086 Nm³ d'aire/kg fango
Potencia disponible
en el vapor : 93 kW

Fig. B1.3. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del gasificador



Consultando la bibliografía y teniendo en cuenta que la materia prima es lodo de depuradora, se ha supuesto unas características para el gas producto.

GAS

Características del gas obtenido :

T : 800 °C 1073,15 °K
P : 1,5 bar 150 kPa

Composición del gas :

Elemento	M (g/mol)	PCI(KJ/Nm ³)	% en volumen		% en masa (xi)		B. cálculo	gas seco		PCI*x _i
			B. seca	B. Húmeda	B. seca	B. Húmeda		M _i *Y _i	M _i *Y _i	
CO	28	12.618	8,99%	8,00%	9,47%	8,74%	0,0377	2,517	2,24	1.134
CO ₂	44	0	15,73%	14,00%	26,05%	24,03%	0,1036	6,921	6,16	0
CH ₄	16	35.807	3,93%	3,50%	2,37%	2,18%	0,0094	0,629	0,56	1.408
C ₂ H ₄	28	63.727	1,69%	1,50%	1,78%	1,64%	0,0071	0,472	0,42	1.074
C ₂ H ₆	30	63.727	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,0000	0,000	0	0
H ₂	2	10.779	13,48%	12,00%	1,01%	0,94%	0,0040	0,270	0,24	1.453
N ₂	28	0	55,62%	49,50%	58,60%	54,08%	0,2330	15,573	13,86	0
Cl ₂	35,5	0	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,0000	0,000	0	0
O ₂	32	0	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,0000	0,000	0	0
H ₂ S	34	71.718	0,56%	0,50%	0,72%	0,66%	0,0029	0,191	0,17	403
H ₂ O	18	0		11,00%		7,73%	0,0333		1,98	
TOTALES			100,00%	100,00%	100,00%	100,00%	0,430892976	26,573	25,630	

PCI : 5.473 KJ/Nm³ gas seco

Densidad gas húmedo (N) : 1,129 kg/Nm³
Densidad gas seco (N) : 1,170 kg/Nm³

Proporción gas seco/fango : 1,848 Nm³ gas seco /kg fango

Caudal volumétrico gas seco : 3.267 Nm³/h 0,907 Nm³/s 0,03780864 kmols/s
Caudal másico gas seco : 3.822 kg/h 1,062 kg/s

Caudal másico gas húmedo : 4.142 kg/h 1,151 kg/s
Caudal volum gas húmedo : 3.670 Nm³/h 1,020 Nm³/s
Prop gas húmedo / fango : 2,08 Nm³ /kg fango

Caudal másico de vap en el gas : 320 kg/h 0,09 kg/s

P_v = 16,5 kPa
P_i = 133,5 kPa

T_{rosada} = 56 °C 329,15 °K
P_{sat} = 16,51

Fig. B1.4. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del gasificador

Se ha calculado la entalpía del gas producto a partir de los calores específicos en función de la temperatura. Las fórmulas utilizadas para calcular los calores específicos son las siguientes:

$$\text{CO} \quad c_p = 28950 - 2,72 \cdot T + 0,117 \cdot T^2 - 4,77 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 \quad \text{J/(kmol K)} \quad (\text{eq. B1.1})$$

$$\text{CO}_2 \quad c_p = 21510 + 64,4 \cdot T - 0,416 \cdot T^2 + 10,1 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 \quad \text{J/(kmol K)} \quad (\text{eq. B1.2})$$



$$\text{CH}_4 \quad c_p = 19884 + 50,23 \cdot T + 0,01268 \cdot T^2 - 11,01 \text{E-}06 \cdot T^3 \quad \text{J/(kmol K)} \quad (\text{eq. B1.3})$$

$$\text{H}_2 \quad c_p = 14341 - 0,3514 \cdot T + 9,516 \text{E-}04 \cdot T^2 \quad \text{J/(kmol K)} \quad (\text{eq. B1.4})$$

$$\text{N}_2 \quad c_p = 29580 - 5,52 \cdot T + 0,318 \cdot T^2 - 5,27 \text{E-}06 \cdot T^3 \quad \text{J/(kmol K)} \quad (\text{eq. B1.5})$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad c_p = 33890 - 3,01 \cdot T + 0,0152 \cdot T^2 - 4,85 \text{E-}06 \cdot T^3 \quad \text{J/(kmol K)} \quad (\text{eq. B1.6})$$

$$\text{O}_2 \quad c_p = 26020 + 11,3 \cdot T - 0,00155 \cdot T^2 - 9,2 \text{E-}07 \cdot T^3 \quad \text{J/(kmol K)} \quad (\text{eq. B1.7})$$

Con T2 igual a la temperatura de referencia, 25°C (298,15 K) y T1 la temperatura de salida del gas (800°C) para cada gas se calcula:

$$h_i = \int_{T_1}^{T_2} c_{pi}(T) dT \quad \text{J/kmol} \quad (\text{eq. B1.8})$$

Y la entalpía total del gas tomando como referencia 25 °C viene dada por:

$$H = \sum (h_i \cdot x_i) / M_i \quad \text{J/kg} \quad (\text{eq. B1.9})$$

Siendo x_i la fracción másica de cada componente del gas producto y M_i su peso molecular.

Se ha tenido en cuenta que a partir de la temperatura de rocío (56°C) la humedad pasa a estado líquido, por lo que se ha calculado por separado la entalpía del gas seco (como descrito anteriormente) y la de la humedad.

En el cálculo de la entalpía de la humedad se han sumado:

- La entalpía de bajar el vapor desde 800 °C hasta 56 °C (calculada como el resto de gases)
- La entalpía del cambio de fase ($h_v - h_l$ saturado a 1,5 bar)
- La entalpía de disminuir el líquido desde 56 °C hasta 25 °C ($c_p \cdot T$)

Por último a partir de los valores de entalpía y los caudales se ha calculado la potencia térmica total del gas.

$$P = H \cdot Q \quad (\text{eq. B1.10})$$



De este modo:

Cálculo de la entalpía del gas seco

	T salida			800 °C	T ref			25 °C
	T salida			1073 K	T ref			298,15 K
	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*x _i	Mi	hi*x _i /Mi (J/kg)
CO	28950	-1,36	0,039	-1,2E-06	76096479	9534764	6304365	28 225.156
CO ₂	21510	32,2	-0,01386667	2,5E-06	46369511	8928011	9752205	44 221.641
CH ₄	19884	25,116	0,004228	-2,8E-06	51827213	8251371	1031817	16 64.489
H ₂	14341	-0,1757	0,0003172	0	15577466	4268558	114763	2 57.381
N ₂	29580	-2,76	0,0046	-1,3E-06	32497978	8685437	13955257	28 498.402
O ₂	26020	5,65	-0,00051667	-2,3E-07	33481313	8244600	0	32 0
H ₂ S	34251	-7,803833	0,022744619	-1,5E-05	36413360	10005024	189827	34 5.583
h_{GAS 800-35} = 1.072.652 J/kg								

Pot. térmica disponible en el gas seco: 1138914,424 W 1138,914424 KW

Cálculo de la entalpía de la humedad

	T salida			800 °C	T rosada			56 °C
	T salida			1073 K	T rosada			329,15 K
	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*x _i	Mi	hi*x _i /Mi (J/kg)
H ₂ O	33890	-1,505	0,005066667	-1,2E-06	39283219	11158288	28124931	18 1562496
h_{L 56-25} = 129,7908 kJ/kg								
H_{v 1,5 bar} = 2684,2 kJ/kg								
h_{L 1,5 bar} = 457,7 kJ/kg								
h_{L-V 15 bar} = 2226,5 kJ/kg								
h_{v 800-56} = 1.562.496,2 J/kg 1562,496154 kJ/kg								
H_{humedad 800-25} = 3918,8 kJ/kg								

Pot. térmica disponible en la humedad: 348,3516984 kW 348,3516984 KW

Potencia térmica disponible total: 1487,266123 kW

Pot. disponible como combustible: 4.966 kW
Potencia térmica disponible en el gas : 1.487 kW

Potencia total disponible al gas : 6.453 kW

Fig. B1.5. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del gasificador

También se han calculado en esta hoja de cálculo del gasificador las cantidades de cenizas y alquitranes generadas. Una vez más, las celdas sombreadas se han llenado manualmente.



ALQUITRANES

Entre 6,4 y 10 g po Nm3 de gas húmedo (según Moersch)
Entre 0 y 1 g por Nm3 de gas seco (según REMGAS)
Entre 2 y 8 g por Nm3 de gas húmedo (según Rensfelt)

Proporción alquitranes/gas : **5** g/Nm³ gas húmedo
Flujo másico : **18,35 kg/h alquitranes**
5,10 g/s alquitranes **0,005097794 kg/s**

Potència disponible als quitrans : **????** kW **Salen calientes perno no sabemos su cp**

CENIZAS

Hipótesis más pesimista por si hay inquemados en el reactor

Proporción cenizas/fango : **5** kg cenizas/100kg fango
Flujo másico : **88,38 kg/h cenizas**
24,55 g/s cenizas **0,024551066 kg/s**

Potència disponible a les cendres : **????** kW **Salen calientes perno no sabemos su cp**

Fig. B1.6. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del gasificador

Un balance de materia y otro de energía han servido para calcular la potencia salida con las cenizas y los alquitranes.

BALANCE DE MASA

Entradas :	Aire	Vapor	Fango	TOTAL
	2.363	120	1.768	4.251 kg/h
Salidas :	Gas Húmedo	Cenizas	Alquitranes	
	4.142	88,38	18,35	4.249 kg/h

BALANCE DE ENERGÍA

Entradas :	Aire	Vapor	Fango	TOTAL
	326	93	7.134	7.553 KW
Salidas :	Gas Húmedo	Cenizas + Alquitranes	Radiación	
	6.453	722	378	7.553 KW
Pérdidas por Radiación :				5.00%
				378 kW

Fig. B1.7. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del gasificador



B.2. Hoja de cálculo nº 2: Sistema de Recuperación

El sistema de recuperación consta de tres intercambiadores de calor relacionados como indica la figura.

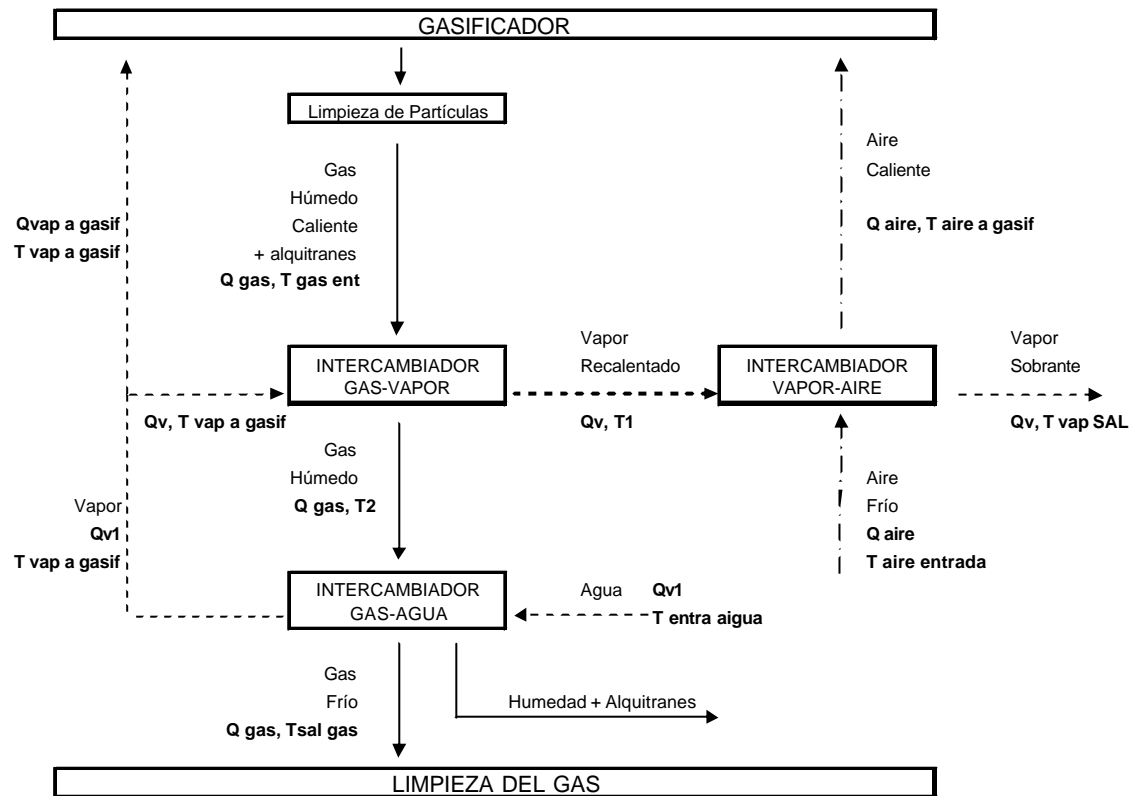


Fig. B2.1. Esquema del sistema de intercambiadores con variables usadas en Excel

Hay 2 tipos de variables, las que vienen fijadas por el sistema de gasificación y las que tomarán el valor necesario para que se cumplan los principios de termodinámica.

Balance de energía:

$$?_{\text{entrada}} q_i \cdot h_i = ?_{\text{salida}} q_i \cdot h_i$$

Balance de materia:

$$?_{\text{entrada}} q_i = ?_{\text{salida}} q_i$$



Variables fijadas:

- $Q_{\text{gas}} = 1,151 \text{ kg/s}$
- $T_{\text{gas ent}} = 800^{\circ}\text{C}$
- $T_{\text{sal gas}} = 35^{\circ}\text{C}$
- $Q_{\text{vap a gasif}} = 0,033 \text{ kg/s}$
- $T_{\text{vap a gasif}} = 250^{\circ}\text{C}$
- $T_{\text{entra agua}} = 25^{\circ}\text{C}$
- $Q_{\text{aire}} = 0,656 \text{ kg/s}$
- $T_{\text{aire a gasif}} = 500^{\circ}\text{C}$
- $T_{\text{aire entrada}} = 25^{\circ}\text{C}$

Variables incógnita: Q_{v1} , T_2 , T_1 , Q_v , $T_{\text{vap sal}}$.

Las ecuaciones que las relacionan son:

- Tres balances de energía, uno para cada intercambiador.
- Balance de masa en el punto de extracción de vapor.

Por lo cual, se cuenta con cuatro ecuaciones y cinco incógnitas, por lo que el sistema tendrá un grado de libertad. De todas las posibles soluciones se opta por la que facilite más la construcción de los intercambiadores y de un valor de $T_{\text{vap sal}}$ (temperatura del vapor sobrante) aceptable para hacerlo útil.

El procedimiento de cálculo es:

- Suponer un valor para T_2
- Excel calcula el intercambiador gas-agua mediante su balance de energía, ya que la única incógnita es Q_{v1} .



INTERCAMBIADOR 1 (GAS-AGUA)

Qgas	1,151 kg/s		
P =	1,5 bar	150 kPa	
Humedad del gas(%) =	11,00%		
Caudal gas seco =	1,06 Kg/s	90,44%	
Caudal de vapor en el gas =	0,09 Kg/s	9,56%	
P_v =	16,5 kPa		
P_i =	133,5 kPa		
T_{rosada} =	56 °C	329,15 °K	
P_{sat} =	16,51		

Cálculo de la entalpía del gas seco

				T 2	634 °C		T sal gas	35 °C	
				T 2	907 K		T sal gas	308,15 K	
	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*x_i	Mi	hi*x_i/Mi (J/kg)	
CO	28950	-1,36	0,039	-1,2E-06	53431384	9922221	4120952	28	147.177
CO2	21510	32,2	-0,01386667	2,5E-06	37361154	9302920	7308191	44	166.095
CH4	19884	25,116	0,004228	-2,8E-06	39988542	8611079	742976	16	46.436
H2	14341	-0,1757	0,0003172	0	13099424	4411777	88162	2	44.081
N2	29580	-2,76	0,0046	-1,3E-06	27099185	8975718	10621195	28	379.328
O2	26020	5,65	-0,00051667	-2,3E-07	27706947	8537375	0	32	0
H2S	34251	-7,8038328	0,02274462	-1,5E-05	31685799	10346573	153390	34	4.511

$$h_{\text{GAST2-35}} = 787.629 \text{ J/kg}$$

Potencia térmica intercambiada por el gas seco: 836284,334 W **836,284334 KW**

Cálculo de la entalpía de la humedad

				T 2	634 °C		T rosada gas	56 °C	
				T 2	907 K		T rosada gas	329,15 K	
	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*x_i	Mi	hi*x_i/Mi (J/kg)	
H2O	33890	-1,505	0,00506667	-1,2E-06	32460038	11158288	21301750	18	1.183.431

$$h_{\text{L 56-35}} = 87,9228 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{\text{v 1,5 bar}} = 2684,2 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{\text{L 1,5 bar}} = 457,7 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{\text{L-V 15 bar}} = 2226,5 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{\text{v T2-56}} = 1.183.430,6 \text{ J/kg} \quad 1183,43057 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{\text{humitat T2-35}} = 3497,9 \text{ kJ/kg}$$

Potencia térmica intercambiada por la humedad: 310,93376 kW **310,93376 KW**

Potència térmica intercambiada total: 1147,21809 kW

Fig. B2.2. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del sistema de intercambiadores.

Intercambiador 1: Gas - Agua



Qv 1		0,393 kg/s			
Cálcul de l'entalpia del vapor	T entra aigua	25 °C	T vap a gasif	250 °C	Tsat a 15 bar
	T entra aigua	298,15 K	T vap a gasif	523,15 K	Tsat a 15 bar
					198,3 °C
					471,45 K
	$h_{L\ 25-198,3} =$	725,57244 kJ/kg			
	$H_v\ 15\ bar =$	2790,0 kJ/kg			
	$h_{L\ 15\ bar} =$	844,5 kJ/kg			
	$h_{L-V\ 15\ bar} =$	1945,5 kJ/kg			
	$h_{V\ 198,3-250} =$	102,1 kJ/kg			
	Hvapor25-250 =	2773,2 kJ/kg			
	Potencia captada por el vapor =	1089,85719 KW			
	Pérdidas por radiación (5%)=	57,3609047 KW			
	Total =	1147,21809			

Fig. B2.3. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del sistema de intercambiadores.

Intercambiador 1: Gas – Agua. Continuación.

Con este valor de Q_{v1} , se conoce Q_v mediante el balance de masa en el punto de purga.

Conociendo Q_v (que ha dejado de ser incógnita) se calcula el intercambiador gas-vapor mediante su balance de energía, donde la única incógnita es T_1 .

Debido a que la incógnita es una temperatura, necesaria para calcular el incremento de entalpía del vapor y con esto la potencia intercambiada, interviniendo en esta tarea integrales de polinomios de 4º grado en función de la incógnita, es muy difícil aislarla en una ecuación. Para solucionar el problema se ha optado por un método iterativo donde se utiliza la función objetivo de Excel. El target value es 0 (balance de energía con todos los términos en un lado, tomando, para el cálculo de las potencias el valor de T_1 de su casilla) y la celda a variar es la temperatura T_1 . Así Excel hace las iteraciones necesarias hasta que da con un valor de T_1 que hace cumplir el balance de energía del intercambiador.



INTERCAMBIADOR 2 (GAS-VAPOR)

Qgas		1,15 kg/s							
				T gas ent	800 °C	T 2	634 °C		
				T gas ent	1073 K	T 2	907,15 K		
Cálculo de la entalpía del gas									
	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*x _i	Mi	hi*x/Mi (J/kg)	
CO	28950	-1,36	0,039	-1,2E-06	76096479	53449263	1979312	28	70.690
CO2	21510	32,2	-0,01386667	2,5E-06	46369511	37369139	2163180	44	49.163
CH4	19884	25,116	0,004228	-2,8E-06	51827213	39998693	258446	16	16.153
H2	14341	-0,1757	0,0003172	0	15577466	13101645	23184	2	11.592
N2	29580	-2,76	0,0046	-1,3E-06	32497978	27103984	2916924	28	104.176
O2	26020	5,65	-0,00051667	-2,3E-07	33481313	27712093	0	32	0
H2O	33890	-1,505	0,00506667	-1,2E-06	39283219	32466045	526649	18	29.258
H2S	34251	-7,8038328	0,02274462	-1,5E-05	10341443	10005024	2418	34	71
h _{GAS 800-T2} =				281.103 J/kg					
Potencia térmica cedida :				323455,767 W		323,455767 kW			
Potencia térmica intercambiada :				307282,978		307,282978 kW			
Qv		0,36 kg/s							
				T 1	655,597597 °C	T vap a gasif		250	
				T 1	928,747597 K	T vap a gasif		523,15	
Cálculo de la entalpía del vapor									
		H2O		1	18	Mi	18	xi	1
	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*xi	Mi	hi*x/Mi (J/kg)	
H2O	33890	-1,505	0,00506667	-1,2E-06	33333914	17952274	15381640	18	854.536
h _{VAPOR T1-250} =				854.536 J/kg					
Potencia térmica captada :				307282,978 W		307,282978 KW			
Pérdidas por radiación (5%)=				15364,1489 W		15,3641489 KW			
Función objetivo: 7,6417E-07									

Fig. B2.4. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del sistema de intercambiadores.

Intercambiador 2: Gas – Vapor.

Se ha verificado que la T1 hallada es superior a 500°C. Esto es necesario por que sino el intercambiador vapor-aire seria imposible.

Por último, utilizando otra vez la función objetivo de Excel de manera análoga a la ya descrita, se calcula el tercer intercambiador: vapor-aire. Target value vuelve a ser 0 y la celda a variar esa vez es T vap sal.



INTERCAMBIADOR 3 (VAPOR-AIRE)

Qv		0,35959063 kg/s										
Cálculo de la entalpía del vapor		T 1	655,597597 °C		T vap SAL		198,80776					
		T 1	928,747597 K		T vap SAL		471,95776					
		yi	Mi	Mi*yi	xi							
		H2O	1	18	18	1						
		1	2	3	4 integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*xi	Mi	hi*x/Mi (J/kg)				
H2O		33890	-1,505	0,00506667	-1,2E-06	33333914	16131898	17202016	18	955.668		
		h VAPOR T1-Tvap sal = 955.668 J/kg										
		Potencia térmica intercambiada :		343649,105 W		343,649105 kW						
Qaire		0,65634834 kg/s										
Cálculo de la entalpía del aire		Taire a gasif	500		Taire entrada		25					
		Taire a gasif	773,15		Taire entrada		298,15					
		yi	Mi	Mi*yi	xi							
		N2	0,79	28	22,12	0,77						
		O2	0,21	32	6,72	0,23						
		1	2	3	4 integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*xi	Mi	hi*x/Mi (J/kg)				
N2		29580	-2,76	0,0046	-1,3E-06	22875121	8685437	10883350	28	388.691		
O2		26020	5,65	-0,00051667	-2,3E-07	23173747	8244600	3478636	32	108.707		
		hAIRE = 497.398 J/kg										
		Potencia captada por el aire =		326466,65 W		326,46665 kW						
		Potencia perdida por radiación :		17182,4552 W		17,1824552 kW						
Función objetivo: 4,1061E-06												

Fig. B2.5. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del sistema de intercambiadores.

Intercambiador 3: Vapor – Aire.

Se ha verificado que la temperatura de salida del vapor es superior (aunque muy levemente) a la temperatura de saturación del vapor a 15 bares (198,3 °C). Según el aprovechamiento que se quiera realizar se puede considerar bajarle la presión.



B.3. Hoja de cálculo nº 3: Lavador húmedo

Se ha calculado la cantidad de agua necesaria para lavar el gas:

LAVADOR HÚMEDO

Lavador tipo Venturi

Caudal teórico de agua en el lavador: 400-1600 l H₂O /m³ gas

Caudal de agua en el lavador: 1000 l H₂O /m³ gas

Caudal del gas: 0,91 Nm³ /s

Caudal de agua en el lavador: 907,41 kg H₂O /h

Caudal de agua: 907,41 kg H₂O /s
3266,67 toneladas H₂O /h

Se recircula el agua, y sólo una parte se extrae y renueva

Extracción (Consumo): 22%

Extracción (Consumo): 200 kg/h de H₂O
0,20 m³/h de H₂O
0,06 kg/s de H₂O

Fig. B3.1. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del lavador húmedo

Una vez más, las celdas sombreadas deben ser introducidas manualmente.

Se ha fijado un caudal de agua en el lavador de 1000 l H₂O /m³ de gas y una renovación del 22% del agua (recirculación del 78%).

Así se ha obtenido un consumo de 200 kg/h de H₂O.



B.4. Hoja de cálculo nº 4: Secador

Se ha calculado el secador utilizando un diagrama piezométrico:

- Humedad del aire saturado a 35°C 36 g agua/kg aire seco
- Humedad del aire saturado a 5°C 5,4 g agua/kg aire seco

La diferencia entre estos dos valores, y teniendo en cuenta el caudal de gas, nos da el caudal de condensado:

- Caudal de condensado 32,5 g agua/s

SECADOR

Caudal másico de gas seco =	3.822 kg/h	1,06 kg/s
Caudal volumétrico de gas seco =	3.267 Nm ³ /h	
PCI gas =	5.473 KJ/Nm ³ gas sec	

Potencia disponible en el gas = 4.966 kW

Condiciones a la entrada del secador = **Gas (Aire)** saturat de vapor d'aigua a 35°C

Hip: gas=aire	T:	35 °C	308 K
	Humitat:	36 gH ₂ O/kg aire seco	0,036 kgH ₂ O/kg aire seco
	Caudal de H ₂ O:	137,606 kg H ₂ O/h	38,224 g H ₂ O/s

Volumen específico:	0,795 m ³ /kg aire seco
Entalpía:	18,5 kJ/kg aire seco

Condiciones de refrigeració = **Gas (Aire)** saturat de vapor d'aigua a 5°C

Hip: gas=aire	T:	5 °C	278 K
	Humitat:	5,4 gH ₂ O/kg aire seco	0,0054 kgH ₂ O/kg aire seco
	Caudal de H ₂ O:	20,641 kg H ₂ O/h	5,734 g H ₂ O/s

Volumen específico:	0,91 m ³ /kg aire seco
Entalpía:	130 kJ/kg aire seco

Cantidad de condensado =	116,965 kg H ₂ O/h	32,490 g H ₂ O/s
Humedad =	0,005 kg H ₂ O/kg totales	0,5%

Fig. B4.1. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del secador

Se ha sumado las potencias de disminuir la temperatura del gas seco, de disminuir la temperatura de la humedad que no condensa y de condensar la parte que debe pasar a líquido y se ha obtenido la potencia frigorífica necesaria.



- Potencia frigorífica necesaria 116 kW
- COP 3
- Potencia eléctrica necesaria 39 kWe

Potencia intercambiada por el gas seco:

Qgas seco 1,06 kg/s

T alta 35 °C T baja 5 °C
T alta 308 K T baja 278,15 K

Cálculo de la entalpía del gas seco

	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*xi	Mi	hi*x/Mi (J/kg)
CO	28950	-1,36	0,039	-1,2E-06	9916360	8779355	107691	28 3.846
CO2	21510	32,2	-0,013867	2,5E-06	9297266	8190944	288158	44 6.549
CH4	19884	25,116	0,004228	-2,8E-06	8605642	7548406	25034	16 1.565
H2	14341	-0,1757	0,000317	0	4409628	3982182	4338	2 2.169
N2	29580	-2,76	0,0046	-1,3E-06	8971362	8105248	507583	28 18.128
O2	26020	5,65	-0,000517	-2,3E-07	8532976	7662094	0	32 0
H2S	34251	-7,803833	0,022745	-1,5E-05	10341443	9324720	7308	34 215

h_{GAS 35-5} = 32.472 J/kg**Potencia intercambiada por el gas seco: 34477 W 34,48 kW****Potencia intercambiada por la humedad que no condensa:**

Qv 0,005734 kg/s

T alta 35 °C T baja 5 °C
T alta 308 K T baja 278,15 K
yi Mi Mi*yi xi

	1	2	3	4	integral(cpi dT) (J/kmol)	hi*xi	Mi	hi*x/Mi (J/kg)
H2O	33890	-1,505	0,005067	-1,2E-06	10432477	9411841	1020635	18 56.702

h_{VAPOR 35-5} = 56.702 J/kg**Potencia térmica intercambiada por la humedad que no condensa : 325 W 0,33 kW****Potencia intercambiada por el condensado:**

Q condensado 0,03249 kg H2O/s
Calor latent de vaporització a 0°C 2501 kJ/kgH2O

Potencia intercambiada por el condensado: 81258 W 81,26 kW**Potencia intercambiada total: 115736 W 115,74 kW**

Potència de refredament = 116 kW
COP = 3
Potencia consumida = 39 kWe

Fig. B4.2. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del secador



B.5. Hoja de cálculo nº 5: Motores

A partir del caudal de gas y su potencia como combustible se ha calculado la energía eléctrica que se generará en el motor.

MOTORES A GAS

Caudal másico de gas limpio y seco =	3.822 kg/h	1,06 kg/s
Caudal volumétrico de gas limpio =	3.267 Nm ³ /h	
PCI gas =	5.473 KJ/Nm ³ gas seco	
Potencia disponible en el gas como combustible=	4.966 kW	
Rendimiento de los motores =	35,0%	
% Potencia disipada por Radiación =	10,0%	
% Potencia de Refrigeración =	25,0%	
% Potencia de Humos =	30,0%	
Potencia eléctrica generada =	1.738 kW	
Generación eléctrica =	13.766 MWh/año	
Potencia disipada por Radiación =	497 kW	
Potencia de Refrigeración =	1.241 kW	
Potencia de Humos =	1.490 kW	

Fig. B5.1. Imagen de la hoja de Excel de cálculo del secador



C. Manual Planta Piloto

El Departamento de Ingeniería Química de ETSEIB-UPC tiene una planta piloto de gasificación con la que se planea hacer pruebas de gasificación con los fangos procedentes de Rubí y Mataró. Se ha elaborado un manual de utilización de esta planta, el cual se anexa a continuación. Las pruebas experimentales se salen del alcance del pfc, además de que debido a problemas técnicos se han visto retardadas, por lo que ha sido imposible adjuntar los resultados obtenidos.

C.1. Follow up to start-up and shut down the Gasification Pilot Plant

1. Power on the Workstation.



Fig. C1.1. Workstation

2. Login the workstation (User: reactor, password: reactor); Opto22 Factory will run automatically.
3. Power on the controller and Field IO box.



Fig. C1.2. Field IO box



4. Plug in the 2 sockets at the corner.
5. At the control panel on the wall:



Fig. C1.3a. Control panel

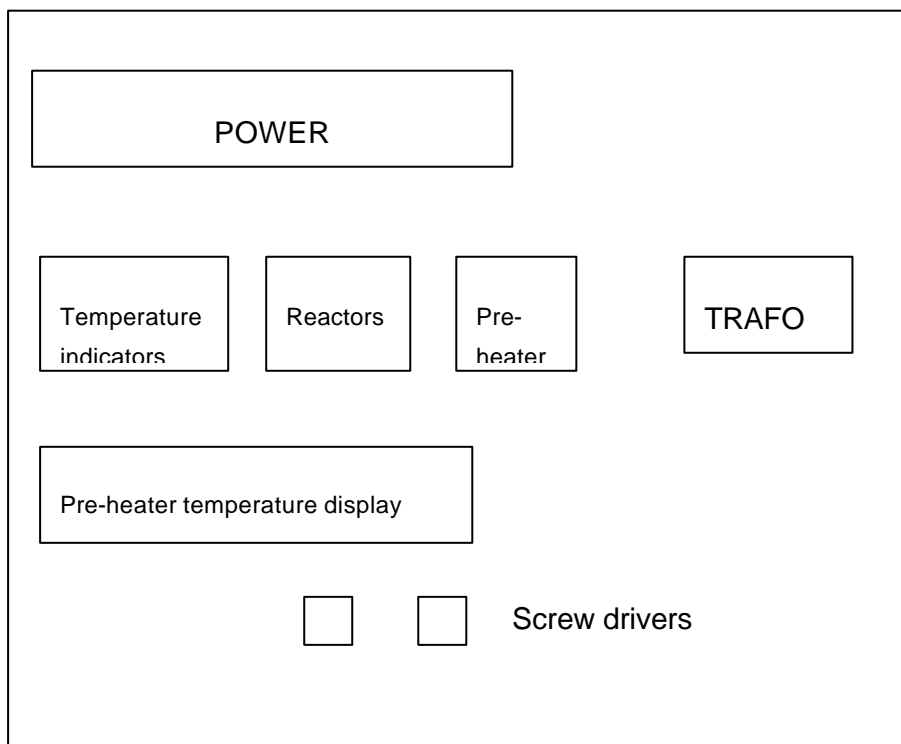


Fig. C1.3b. Control panel



Switch on the controls for:

- Power
- Reactor
- Air Pre-heater (With the blue bottom. Red bottom is for stopping it. It has to be controlled manually, checking the temperature display. When it reaches 500°C it has to be stopped, there will be enough thermal inertia to work 3-4 hours).
- Temperature indicators
- Screw drivers
- Trafo

6. At the computer:

Set the temperature of the reactor. It is suggestible to increase it by steps of 100-200 degrees; otherwise there will be too much load on the power supply transformer. This temperature is limited because of the reactor material. The maximum it can reach is 1000°C.

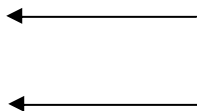
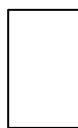
7. At the power control panel:



Fig. C1.4. Power control panel

Depending the choice of operation (manually or automatic) set the controller.

Black bottom



Automatic, Receives orders from PC

Manual operation, Use the controller knob.



It may make noise, but that is normal. The display does not show the real lecture. The tension can be around 1 or 2 V, but it shows 65. On the other hand, the ampere meter reads 4, when the intensity is between 2.000 and 3.000 A

8. Switch on the two CO monitoring systems and remove the screws, which are at the bottom.



Fig. C1.5. CO monitoring system

9. Switch on the exhaust system of the room.
10. Back to the computer:

Each system can be controlled setting the target value and turning it on or off with the red/green square.

- Air flow 1, Primary gas
- Air flow 2, Secondary gas
- Water
- Feed system

11. Compress air needed for the air flow:

- 11.1. Check the directions of exit valves of the gas before starting the compressor. The valves should be closed (To be sure follow the blue line).





Fig. C1.6. Compressor



Fig. C1.7. Valves

- 11.2. Switch on the compressor (Position "1" of the two switches indicates start of compressor).



Fig. C1.8. Compressor control panel

- 11.3. Compressor should be switched off after reaching the pressure value approximately 12 bar.



- 11.4. Make the purge for condensed water, preferably by manual (red button). Be careful, it will make so much noise.

12. Air pressure (Near Mass Flow Controllers) should be 2 bar.



Fig. C1.9. Mass Flow Controllers

13. Introduce water into gas scrubber. Make sure the flow of two flows of scrubbers. Set the level between 400 and 500 mm.

Open water flow for cooling the feed material that is entering into the gasification chamber.



Fig. C1.10. Scrubber flow controller



14. Set the air flow, which is the target value, by giving the value which is lt/hr (eg. 100 l/h).
Second air flow is not often used, only when breaking tars.
Check the control panel in the computer where you can see all the variables...
15. Look for the pressure drop at the bottom of gasifier (P1 at the computer). It should be less than 10 mbar.
16. Make sure of product gases valves. There are two non returning valves and the exit one at the end.
17. Check the ash exit valve (open). From the computer switch on the ash collection system. Approximate set value is 9.



Fig. C1.11. Ash exit

18. Check whether the exit gases line connected to exhaust or not.
19. The feed system should only be switched on when the gasifier is working, otherwise it can break the mechanical system. Calibration is needed.





Fig. C1.12. Feed system

20. The last element that should be switched on is water pump (orange box). Make sure there is enough distilled water in the bottle.



Fig. C.1.13. Water pump

21. To stop the plant:

Option A

- 21.1. Set the reactor temperature to 0°C
- 21.2. Check the electric plot that falls down to 0.
- 21.3. Set all the other systems to 0.

Option B

Forced Out/PARADA

Then switch off everything in the control panel, the scrubber, and the rest of the systems.



C.2. Safety & Risks

Safety system contents these safety elements:

- The safety valves (PSV);
- The central safety valve is pneumatically activated with a remote control to describes the installation in case breakdown line and/or the safety valves wrong functioning;
- Irreversible valves at all gas lines, to avoid hot gas backward movement or to alarmed;
- Two detectors of CO ambient concentration (alarm will be start at %CO > 50 ppm);
- Three different levels system's of control.

The risk of fire or explosion is a significant concern which has to be addressed in an early stage of the design of every gasifier. Co-gasification units are likely to be small and have limited availability of highly qualified staff or even run unmanned. Hence safety systems have to be automated and comprehensive.

The toxicity of carbon monoxide and the wide flammability (and explosion) concentration range of hydrogen are particular issues. Hydrogen sulphide shares the flammability concerns but is also particularly toxic and cannot be smelt in high concentrations.





D.Presupuesto

Se ha desglosado el presupuesto del proyecto en:

- Coste de la inversión: materiales, equipos, mano de obra, instalación.
- Coste de la ingeniería básica: alcance del PFC.
- Coste de la ingeniería de detalle: planos constructivos, P&ID...

Debido a que todos los importes que se indican aquí tienen un margen de error alto ($\pm 30\%$) se suprime la partida de imprevistos.

COSTE DE LA INVERSIÓN		
	%	
Recepción almacenaje y manipulación	7,5	700 000 €
Pelletización	7,5	700 000 €
Gasificación	45	4 201 000 €
Recuperación de calor	10	934 000 €
Limpieza del gas (ciclón, filtro cerámico, lavado húmedo y desulfurización)	20	1 867 000 €
Secado	5	467 000 €
Modificación a motor	5	467 000 €
Subtotal inversión	100	9 336 000 €

Tabla F.1. Coste de la inversión



COSTE DE LA INGENIERÍA BÁSICA		
Tarifa Ingeniera Industrial Júnior	30 €/hora	
Horas dedicadas		
Nº meses	7 meses	
Nº días /mes	20 días /mes	
Nº horas /día	7 horas/día	
Total horas dedicadas	980 horas	
Honorarios ingeniería básica	29 400 €	
Pruebas y ensayos realizados		
Análisis elemental	50€x2	100 €
Análisis inmediato	30€x2	60 €
Cinética a la pirólisis	30€x2	60 €
Determinación del poder calorífico	60€x2	120 €
Estudio hidrodinámico	40€x2	80 €
Total pruebas y ensayos realizados	420 €	
Subtotal ingeniería básica	29 820 €	

Tabla F.2. Coste de la ingeniería básica

COSTE DE LA INGENIERÍA DE DETALLE	
Detalle + Básica = 5% Inversión	
Subtotal ingeniería de detalle	436 980 €

Tabla F.3. Coste de la ingeniería de detalle



Por lo cual:

Coste inversión	9 336 000 €
Coste ingeniería básica	29 820 €
Coste ingeniería de detalle	436 980 €
TOTAL	9 802 800 €

Tabla F.4. Coste total del proyecto

De este modo se puede observar que el presupuesto total del proyecto es de 9 802 800 €

La partida correspondiente a este Proyecto de Final de Carrera asciende a 29 820 €, de los cuales 420 € han sido dedicados a las pruebas realizadas para caracterizar los fangos secos de las plantas de Rubí y de Mataró y el resto (29 400 €) son honorarios del ingeniero.

