Resumen

Actualmente dos plantas de secado de fango de EDAR deshidratado (80% de humedad) gestionadas por la empresa SGT S.A. y localizadas una en el término municipal de Rubí y la otra en Mataró producen, conjuntamente, 14.000 Mg/año de fango seco (menos del 20% de humedad). El secado se realiza a partir de los gases de escape de unos motores que consumen gas natural. Se plantea la revalorización de este fango seco, que actualmente se conduce al vertedero como residuo, mediante un proceso de gasificación y posterior aprovechamiento energético, sustituyendo parte del gas natural que actualmente consumen las plantas de secado. El objetivo principal del presente Proyecto de Final de Carrera es elaborar la ingeniería básica de la planta de gasificación.

Primeramente se estudia la materia prima a gasificar, realizándose los análisis elemental e inmediato, el estudio de la cinética a la pirólisis, la determinación del poder calorífico y el estudio hidrodinámico. Se concluye que el fango motivo de estudio es apto para el proceso propuesto.

Después de un amplio estudio bibliográfico se desarrolla el proceso, escogiendo un gasificador de lecho fluidizado, que trabaja a 800ºC y presión atmosférica. Como agente gasificante utiliza aire a 500ºC con vapor de agua a 250ºC. Los ratios de funcionamiento establecidos son: ER (Ratio equivalente) igual a 0,3 y ratio H/C igual a 2,3, a partir de ellos se calcula la cantidad de aire y de vapor a introducir en el gasificador. De este modo se espera obtener un gas de bajo contenido de alquitranes y, dentro de las posibilidades del proceso, moderado poder calorífico.

La composición y el poder calorífico del gas producto al salir del gasificador han sido extraídos de la bibliografía a partir de procesos similares. Con estos datos y ayuda de Excel se ha calculado los principales parámetros de funcionamiento del resto de etapas del proceso: la limpieza de partículas y alquitranes mediante ciclón, filtro cerámico y lavado húmedo; el enfriamiento mediante intercambiadores que permiten generar la corriente de aire y de vapor necesarias; el secado y el aprovechamiento energético en motor. A partir de los resultados obtenidos se ha realizado el diagrama de flujo del proceso y un diagrama de instrumentos.

Finalmente se consigue un proceso en el que, a partir de 14.000 Mg/año de fango seco, se obtiene una generación eléctrica de 1,7 MW, con una reducción del consumo de gas natural del 15%. El beneficio medioambiental es obvio, ya que además de reducir el problema de deposición del residuo se obtiene energía a partir de él. Por otro lado, se ha realizado un estudio económico y se ha puesto de manifiesto que el proyecto es viable.

Sumario

RESUMEN 1

SUMARIO 3

1. GLOSARIO 7

2. PREFACIO 9

2.1. Origen del proyecto 9

2.2. Motivación 9

3. INTRODUCCIÓN 11

3.1. Objetivo del proyecto 11

3.2. Alcance del proyecto 11

4. DATOS DE PARTIDA 13

4.1. Planta de secado de fango húmedo de depuradora de Rubí 13

4.1.1. Datos de la planta 13

4.1.2. Funcionamiento básico 13

4.2. Planta de secado de fango húmedo de depuradora de Mataró 14

4.2.1. Datos de la planta 14

4.2.2. Funcionamiento básico 14

4.3. Caracterización de la materia prima a utilizar (fango seco) 16

4.3.1. Análisis elemental 16

4.3.2. Análisis inmediato 17

4.3.3. Estudio de la cinética de pirólisis 17

4.3.4. Determinación del poder calorífico 19

4.3.5. Estudio hidrodinámico 20

5. ANÁLISIS TEÓRICO DE LAS ETAPAS DEL PROCESO Y ESTUDIO DE ALTERNATIVAS 22

5.1. Pre-tratamiento del fango 22

5.2. Gasificación 23

5.2.1. Tipos de gasificadores 25

5.2.2. Tipos de agentes gasificantes 27

5.2.3. Variables de funcionamiento 28

5.3. Acondicionamiento del gas 29

5.3.1. Limpieza de partículas sólidas 29

5.3.2. Limpieza de alquitranes 29

5.3.3. Desulfuración 30
5.3.4. Secado 30
5.3.5. Enfriamiento/reaprovechamiento energético 31
5.4. Recuperación energética / Conversión en energía mecánica 31
5.4.1. Generación eléctrica a partir de motor alternativo 32
5.4.2. Generación eléctrica a partir de turbina de gas 32
5.4.3. Generación eléctrica con ciclo combinado 32
5.4.4. Comparación de las alternativas 33

6. DESARROLLO TÉCNICO DE LA MEJOR ALTERNATIVA. DISEÑO DEL PROCESO ____ 35

6.1. Esquema de bloques 35
6.2. Etapas. Balances. 36
6.2.1. Peletización. Almacenaje y alimentación 36
6.2.2. Gasificación 36
6.2.3. Ciclón y filtro cerámico 40
6.2.4. Sistema de intercambiadores 42
6.2.5. Lavado húmedo 49
6.2.6. Desulfuración 49
6.2.7. Secado 50
6.2.8. Motores 52
6.3. Esquema de bloques global 53
6.4. Diagrama de flujo 55
6.5. Diagrama de instrumentos 55

7. EQUIPOS NECESARIOS ____ 57

7.1. Máquina peletizadora 57
7.2. Depósito de fango seco 58
7.3. Depósito de cenizas 58
7.4. Bomba de tornillo 58
7.5. Gasificador 58
7.6. Ciclón 60
7.7. Filtro cerámico 61
7.8. Sistema de recuperación 62
7.9. Intercambiador 62
7.10. Lavador de gases (scrubber y demister) 62
7.11. Equipo desulfurador (con sistema Claus) 63
7.12. Secador 63

7.13. Planta desionizadora 63
7.14. Tanque de agua de alimentación 64
7.15. Bomba de agua 64
7.16. Compresor aire 64
7.17. Depósito pulmón 64
7.18. Motor 64

8. SEGURIDAD Y CONDICIONES PARA LA PUESTA EN MARCHA, PARADA Y EMERGENCIAS 66
8.1. Seguridad 66
8.2. Condiciones generales para la puesta en marcha, parada y emergencias. 66

9. ANÁLISIS DE IMPACTO AMBIENTAL 68
9.1. Impacto de la instalación 68
9.2. Impacto del transporte de fango 68
9.3. Impacto de la operación de la planta 69
9.3.1. Residuos sólidos 69
9.3.2. Emisiones de gases 69
9.3.3. Agua residual 69
9.3.4. Ruidos 70
9.3.5. Olores 70

10. ANÁLISIS ECONÓMICO 71
10.1. Inversión necesaria 71
10.2. Gastos 72
10.3. Ingresos 73
10.4. Indicadores de la inversión 74

CONCLUSIONES 77

BIBLIOGRAFÍA 79
Referencias bibliográficas 79

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**

1. Glosario

A continuación se definen algunos de los términos que se repiten a lo largo del documento y que pueden necesitar una breve aclaración.

Cenizas: Residuo sólido del proceso de gasificación. Contienen una porción de fango que no se ha quemado correctamente (inquemados) y los elementos presentes en el fango que no pasan a gas debido a su composición.

CSIC: Consejo Superior de Investigaciones Científicas

EDAR: Estación de Depuración de Aguas Residuales.

Fango Húmedo: Residuo de la Estación de Aguas Residuales. Una EDAR tiene como entrada agua contaminada y, como salida, agua menos contaminada y fango húmedo, donde se encuentran concentrados los contaminantes de la entrada.

Fango Deshidratado: Fango Húmedo después de pasar por un secado mecánico (bandas o centrifugadora). Se separa una parte líquida que se conduce al inicio de la EDAR. El resto, más compacto, con aproximadamente un 80% de agua y un 20% de sólidos en suspensión, constituye el fango deshidratado.

Fango Seco: Fango Deshidratado después de pasar por un proceso de secado térmico, como el que se realiza en las plantas de secado de Rubí o Mataró. El fango resultante tiene una consistencia similar a la tierra, con una humedad inferior al 20%.

Fluidización: Proceso por el cual un sólido triturado pasa a comportarse como un fluido al mantenerse sus partículas en suspensión en una corriente gaseosa.

Gas producto o de síntesis: Gas producido en el proceso de gasificación del fango seco. A lo largo del documento se le denomina también Gas Producto, Gas Húmedo, Gas Seco, Gas Frío, Gas Caliente, Gas Sucio y Gas Limpio según sus características en el punto en cuestión del proceso.

Gasificación: Proceso en el que se convierte, mediante oxidación parcial a temperatura elevada, una materia prima (generalmente sólida) en un gas con un moderado poder calorífico.

Mg: Mega gramo o Tonelada métrica (t), equivale a 1.000 kg.

Nm^3: Metro cúbico en condiciones normales (0 ºC de temperatura y 1 atm de presión).

Cenizas extraídas: Porción de las cenizas que no son arrastradas por el gas producto fuera del gasificador y que son extraídas mediante el sistema de descarga de cenizas.

Cenizas volantes: Porción de las cenizas que son arrastradas por el gas producto fuera del gasificador.

Pélets: Partículas de fango seco con un diámetro comprendido entre 1 y 5 mm.

Polvo: Partículas de fango seco con un diámetro inferior a 1 mm.

SGT S.A.: Servicio de Gestión Tecnológica S.A.

2. Prefacio

2.1. Origen del proyecto

La empresa SGT S.A. gestiona dos plantas de secado de fangos de depuradora, el producto del las cuales actualmente se conduce a vertedero. La empresa se plantea la posible revalorización de este residuo mediante un proceso de gasificación, tecnología en fase de estudio con pocos precedentes en el estado español. Tras un convenio entre SGT S.A. y la UPC se inició el proyecto en abril 2005.

2.2. Motivación

Los residuos generados por la sociedad moderna constituyen un problema; ocupan espacio, emiten olores y gases nocivos, tanto para la salud como para el medioambiente (efecto invernadero). Además pueden dar lugar a lixiviados contaminantes. Es importante, en primer lugar tratar de reducir la generación de residuos, en segundo lugar reciclar al máximo los materiales utilizados y por último gestionar y tratar los residuos generados para paliar tales efectos nocivos.

El tratamiento de residuos con aprovechamiento de su contenido energético permite integrarlos en el proceso productivo al tiempo que reduce el consumo de recursos naturales (combustibles fósiles, por ejemplo).

El reaprovechamiento energético de los residuos implica:

- una disminución del volumen y la masa del residuo sólido final,
- una fuente de energía y
- una reducción de la utilización de los recursos naturales.

Por lo dicho anteriormente, en momentos en los que se está apostando por fuentes de energía limpias (eólica, solar…) la biomasa también tiene su espacio.

3. Introducción

3.1. Objetivo del proyecto

El objetivo genérico del presente Proyecto de Final de Carrera es elaborar la ingeniería básica de una planta de gasificación de lodo seco de EDAR para el tratamiento de 14.000 Mg/año de lodo seco. La documentación generada debe servir para que una ingeniería aborde la ingeniería de detalle.

Objetivos específicos son:

- Conseguir una buena integración energética
- Reducir el impacto ambiental
- Obtener una rentabilidad económica aceptable

3.2. Alcance del proyecto

El proyecto se limita a los siguientes contenidos:

- Establecimiento de los datos de partida:
    - estudio de fases previas a la gasificación: secado, peletización
    - caracterización de la materia prima: análisis elemental e inmediato, estudio de la cinética de pirólisis, determinación de poder calorífico, estudio hidrodinámico de los dos tipos de fangos considerados.
- Análisis teórico de las etapas del proyecto y estudio de alternativas
- Desarrollo técnico del proceso de gasificación:
    - Esquema de bloques preliminar
    - Balances de materia y energía de las diferentes etapas del proceso
    - Esquema de bloques global
    - Diagrama de flujo

- Diagrama de instrumentos

- Listado de equipos necesarios y analizando sus características principales sin entrar en un diseño detallado.

- Análisis de la seguridad y condiciones generales para la puesta en marcha, paradas y emergencias de la planta.

- Análisis de impacto ambiental

- Evaluación económica de la solución propuesta

4. DATOS DE PARTIDA

4.1. Planta de secado de fango húmedo de depuradora de Rubí

4.1.1. Datos de la planta

Se tratan 32.000 Mg/año de fango deshidratado (20-25% de materia seca).

Se producen 7.000-8.000 Mg/año de fango seco (85-90% de materia seca) en forma de pelets.

Funciona unas 8.000 horas al año.

4.1.2. Funcionamiento básico

En el primer apartado del anexo A se encuentra un informe de la visita a la planta de Rubí. Se trata de una explicación básica del proceso que se sigue en la planta de Rubí para secar el fango. A continuación se incluye la parte referente al secador.

El **secador**, de marca ESCHER WYSS es un lecho fluidizado que trabaja con una diferencia de presión de 150 mbar aproximadamente entre la base del secador y la parte superior.

El fango entra por la parte superior del reactor. Justo antes de introducirlo en el secador se lamina con un sistema de pistón y cuchillos. Entonces entra en contacto con el aire caliente (a unos 85ºC) introducido por la parte inferior del equipo, fluidizándose y secándose. El tiempo de residencia del fango es de unas 10 horas. Cuando las partículas de fango tienen el tamaño deseado y están suficientemente secas caen a través de una rejilla y se conducen al enfriador, ya que al salir del secador se encuentran a unos 90ºC. El aire del secador sale por la parte superior a una temperatura inferior a la que había entrado y se conduce al ciclón para su limpieza y recirculación.

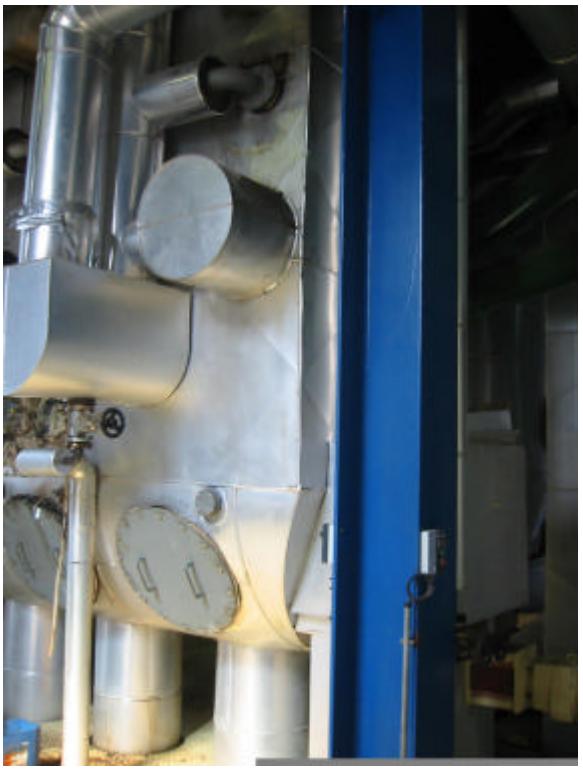

Fig. 4.1. Secador de la planta de Rubí

4.2. Planta de secado de fango húmedo de depuradora de Mataró

4.2.1. Datos de la planta

Se tratan 24.000 Mg/año de fango deshidratado (20-25% de materia seca).

Se producen 6.000-7.000 Mg/año de fango seco (85-90% de materia seca) en forma de polvo.

El número de horas teóricas de funcionamiento al año es de 7.500-8.000 h/año.

4.2.2. Funcionamiento básico

En el primer apartado del anexo A se encuentra un informe de la visita a la planta de Mataró. Se trata de una explicación básica del proceso que se sigue en la planta de Mataró para secar el fango. A continuación se incluye la parte referente al secador, que es de tecnología diferente que el de Rubí.

El **secador** 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, en torno a los 16.000 kg/h. El proceso de secado debe ser regulado mediante la cantidad de aire y de 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 aire es de unos 275ºC
- La temperatura de salida del aire y del producto es de unos 145ºC
- El tiempo de residencia en el interior del secador es de unos 10-15 minutos

El aire y las partículas de fango seco salen juntos por el otro extremo del cilindro y se dirigen a un ciclón para ser separados. El aire se recirculará y las partículas de fango seco, que actualmente se conducen al vertedero, podrán ser conducidas a la peletizadora que ahora no se utiliza debido a discontinuidades en el funcionamiento de la planta.

Fig. 4.2. Secador de la planta de Mataró

4.3. Caracterización de la materia prima a utilizar (fango seco).

Se han estudiado los lodos de EDAR secos (80% sólidos totales), ya que constituyen la materia prima a gasificar. Éstos se encuentran en forma granular o pélets (planta de secado de Rubí) y en forma polvo (planta de secado de Mataró). Se han visitado las dos plantas para efectuar la recogida de muestras. Después de todos los experimentos realizados se ha decidido que ambos fangos son aptos para gasificación.

4.3.1. Análisis elemental

Se han enviado muestras procedentes de las dos plantas de tratamiento al Servicio de Microanálisis del Consejo Superior de Investigaciones Científicas para que allí lleven a cabo su análisis elemental. En el anexo A.2. se incluyen las hojas de resultados.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

	% masa en base seca	
	RUBÍ	MATARÓ
C	31,97	41,09
H	4,94	6,60
O	23	22
N	3,51	4,4
S	1,64	1,05
Cl	< 0,5	< 0,5

Tabla 4.1. Resultados análisis elemental

A partir de estos análisis se constata que:

- Tienen una elevada concentración de azufre, que se deberá de tener en cuenta ya que podría pasar al gas producto.

- El fango de Mataró es más rico en carbono, hidrógeno y nitrógeno que el de Rubí. La concentración del resto de elementos en ambos fangos es similar.

- La concentración de cloro es pequeña.

4.3.2. Análisis inmediato

Para determinar la cantidad de humedad, carbono fijo, compuestos volátiles y cenizas se han hecho experimentos en una termobalanza CAHN TG-151 siguiendo la curva de temperatura del análisis inmediato a partir de 50,5 mg de muestra. En el anexo A.3. Se pueden consultar más detalles sobre este experimento.

Los resultados obtenidos son:

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

Tabla 4.2. Resultados análisis inmediato

Con estos resultados se constata que:

- 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), aunque el de Rubí también es alto.

- el contenido de cenizas es menor en el de Mataró (un 30% menos).

4.3.3. Estudio de la cinética de pirólisis

En los ensayos llevados a cabo en la termobalanza para la determinación de la cinética de descomposición térmica de los fangos de depuradora se ha utilizado un programa de calentamiento de 20ºC/min tanto en presencia de nitrógeno como en presencia de aire.

RUBÍ

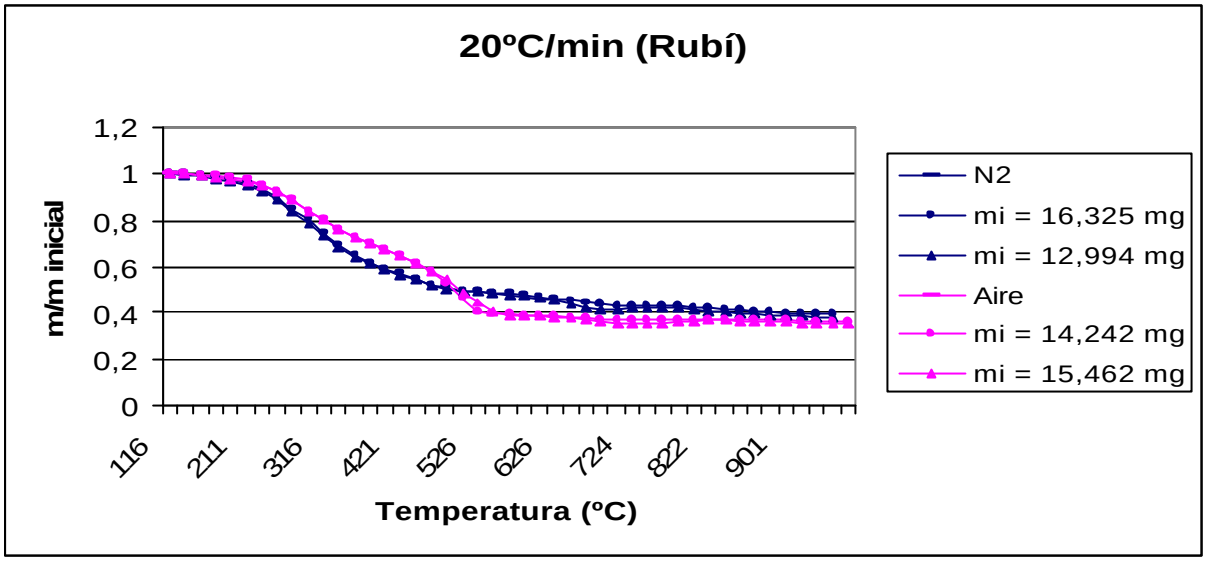

Fig. 4.3. Análisis de pirólisis del fango de Rubí

Se ha realizado cada ensayo dos veces para comprobar su reproducibilidad, que ha resultado ser buena. La volatilización se da en un rango de temperaturas muy amplio. Esto puede ser debido a la variedad de compuestos que puede haber en un fango residual, que van volatilizando a diferentes temperaturas.

MATARÓ

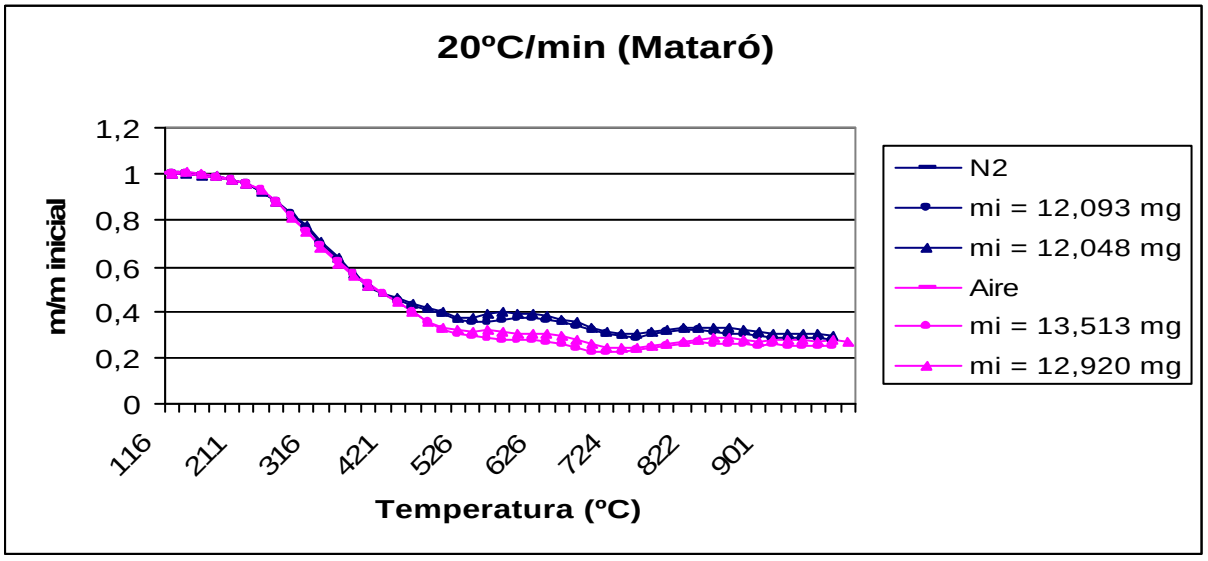

Fig. 4.4. Análisis de pirólisis del fango de Mataró

Ambas curvas (en presencia de nitrógeno y en presencia de aire) son similares hasta que se alcanza la temperatura de 400ºC, momento en el que se separan. Esto significa que en presencia de aire (y por ello de oxígeno) ocurren reacciones que no se dan en presencia de nitrógeno. Esto es un suceso normal que ocurre también con otros tipos de biomasa. Se puede concluir pues que la pirólisis de los fangos de depuradora bajo estudio es semejante a otros tipos de biomasa.

Según el objetivo de este estudio (determinar si el fango de Rubí y el de Mataró son aptos para el proceso de gasificación), no se ha creído necesario realizar el análisis matemático para calcular las constantes cinéticas.

4.3.4. Determinación del poder calorífico

Se han realizado ensayos con una bomba calorimétrica para determinar experimentalmente el poder calorífico superior de los fangos (base húmeda). Los resultados son los siguientes:

	RUBÍ	MATARÓ
PCS experimental	15.738 kJ/kg	18.581 kJ/kg

Tabla 4.3. Poder calorífico superior experimental

También 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:

$$PCS = 337{,}3\ C + 1418{,}9\ (H - O/8) + 93{,}1\ S + 23{,}3\ N \quad [kJ/kg] \qquad \text{(eq. 4.1)}$$

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 25ºC (2.500 kJ/kg).

$$PCI = PCS - 25\ (W + 9H) \quad [kJ/kg] \qquad \text{(eq. 4.2)}$$

Los cálculos detallados están en el anexo A.4. y los resultados obtenidos son los siguientes:

	kJ/kg fango seco	
	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 4.4. Poder calorífico

- 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%.

4.3.5. Estudio hidrodinámico

Se han realizado pruebas de fluidización en el laboratorio. Las gráficas obtenidas durante el experimento se pueden consultar en el anexo A.5. De ellas se obtiene el valor experimental aproximado de la velocidad mínima de fluidización, que para cada fango es:

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

Tabla 4.5. Velocidad mínima de fluidización

El valor de la velocidad mínima de fluidización puede variar sensiblemente con las características del reactor y las condiciones de trabajo. Por eso, el objetivo de estos análisis es únicamente determinar un orden de magnitud para este parámetro.

En base al análisis experimental se puede establecer que la velocidad mínima de fluidización para el fango de Rubí se encuentra en un rango de valores comprendidos entre 0,1 y 0,4 m/s. Para el fango de Mataró el valor de este parámetro oscila entre 0,05 y 0,15 m/s. Se observa que el fango de Mataró fluidiza a menor velocidad del aire, lo que puede ser debido al menor tamaño de las partículas que lo forman. A partir de estos datos se podrá determinar el caudal de aire necesario que debe ser introducido en el reactor de gasificación.

5. ANÁLISIS TEÓRICO DE LAS ETAPAS DEL PROCESO Y ESTUDIO DE ALTERNATIVAS

En el proceso de gasificación del fango seco de EDAR se pueden diferenciar cuatro etapas, que a continuación se enumeran:

- Pre-tratamiento del fango
- Gasificación
- Acondicionamiento del gas
- Recuperación energética / Conversión a energía mecánica.

En los siguientes apartados se analizan cada una de ellas.

5.1. Pre-tratamiento del fango

El fango que sale de una E.D.A.R. acostumbra a contener un 20-25% de materia seca en su interior (fango húmedo). Esto significa una gran cantidad de agua presente que todavía se puede recuperar. Por eso el fango húmedo se conduce a una planta de secado, donde se realiza un secado térmico. De esta manera el porcentaje de materia seca en el fango aumenta hasta un 80%.

Según cómo se realice este secado térmico, el producto tendrá formas diferentes. En el secado en lecho fluidizado (planta de Rubí), el producto sale en forma de pélets, pequeños gránulos que luego fluidizarán correctamente en el gasificador. En el secado en un secador rotatorio (planta de Mataró), el producto es polvo, lo que puede dar problemas posteriormente.

Una solución para el fango de Mataró sería el uso de un equipo peletizador. Se trata de un equipo que compacta el fango y lo comprime para que pase por una rejilla, haciendo "espaguetis". Unas palas van recortando esos "espaguetis" en trozos pequeños, los pélets. De este modo todas las partículas en el gasificador tienen aproximadamente el mismo diámetro y fluidizan igual.

5.2. Gasificación

La gasificación es un proceso en el que se convierte, mediante oxidación parcial a temperatura elevada, una materia prima (generalmente sólida) en un gas con un moderado poder calorífico. Normalmente se trabaja con un 25-30% del oxígeno necesario para la oxidación completa. Esta oxidación parcial se puede llevar a cabo utilizando aire, oxígeno, vapor o una mezcla de éstos. Son susceptibles de ser gasificados aquellos materiales con un alto contenido en carbono: carbón, biomasa y residuos orgánicos.

El gas obtenido contiene monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), hidrógeno (H_2), metano (CH_4), pequeñas cantidades de otros hidrocarburos más pesados, agua (H_2O), nitrógeno (N_2) cuando se usa aire como agente gasificante y diversos contaminantes como pequeñas partículas carbonosas, cenizas, alquitranes y aceites. El CO y el H_2 confieren poder calorífico al gas, ya que pueden reaccionar con oxígeno (combustión en caldera, motor o turbina), pero el CH_4 es el responsable de gran parte del contenido energético, aunque se forme en pequeñas cantidades.

La gasificación de residuos orgánicos tiene lugar en tres etapas:

- Secado: evaporación de la humedad contenida en el sólido
- Pirólisis: descomposición térmica en ausencia de oxígeno. Ocurre a unos 300-500ºC. Se desprenden los componentes más volátiles. Debido a que la cantidad de oxígeno en el interior del reactor es insuficiente, algunos de estos volátiles no se podrán quemar, dando lugar a alquitranes contaminantes.
- Gasificación propiamente dicha: oxidación parcial del carbono que ha quedado tras la pirólisis. Ocurre a unos 600-1100ºC

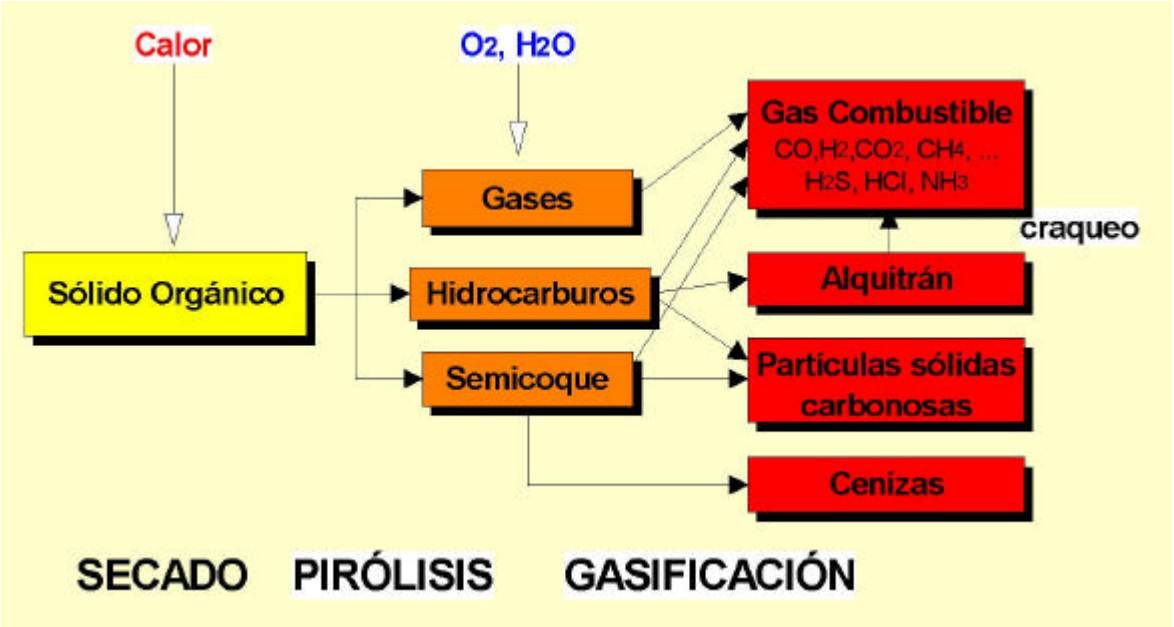

Fig. 5.1. Etapas de la gasificación.

El proceso descrito es endotérmico, por lo que hace falta aportar energía al sistema. Esto puede hacerse de dos formas: o bien mediante una fuente externa o mediante la combustión de una parte del sólido a gasificar. En este último caso, en el que en el interior del reactor se dan reacciones tanto endotérmicas como exotérmicas es importante controlar la relación sólido/aire para conseguir que el calor aportado por unas sea igual al absorbido por las otras, manteniéndose la temperatura de reactor constante. Este proceso recibe el nombre de autotérmico.

Las reacciones básicas que ocurren son las siguientes:

Combustión (reacciones exotérmicas):

Completa: $C + O_2 \rightarrow CO_2$ (eq. 5.1)

$- ?H_r^o = 393$ kJ/mol

Incompleta: $C + 1/2\ O_2 \rightarrow CO$ (eq. 5.2)

$- ?H_r^o = 110$ kJ/mol

Gasificación:

$C + CO_2 \rightarrow 2\ CO$ (eq. 5.3)

$- ?H_r^o = -167$ kJ/mol

$C + 2\ H_2 \rightarrow CH_4$ (eq. 5.4)

$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$ (eq. 5.5)

$- ?H_r^o = -125{,}4$ kJ/mol

Shift (exotérmica):

$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$ (eq. 5.6)

$- ?H_r^o = 42$ kJ/mol

Metanización:

$CO + 3\ H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$ (eq. 5.7)

La materia prima en presencia de oxígeno tenderá a combustionar (reacción 1). Como el oxígeno introducido en el reactor es insuficiente, se favorece la presencia de CO por combustión incompleta (reacción 2). El exceso de materia orgánica reacciona con los gases presentes (principalmente CO_2 y H_2O, reacciones 3 y 5). Las reacciones 5 y 6 están favorecidas por la presencia de vapor de agua en el agente oxidante, por lo que la presencia de vapor favorece la producción de H_2. La formación de metano (reacción 7), está favorecida por las altas presiones.

5.2.1. Tipos de gasificadores

- ***Gasificadores de lecho descendente o fijo en contracorriente (Updraft).*** En estos gasificadores el sólido es introducido por la parte superior y desciende lentamente en contracorriente con la corriente de gas generada por la introducción de los agentes gasificantes (aire u oxígeno y vapor) por el fondo del gasificador. Según desciende el sólido, es calentado por la corriente ascendente del gas hasta llegar a la zona de combustión donde se alcanza la máxima temperatura, sufriendo un enfriamiento posterior previo a la descarga de escorias. Con esta tecnología se obtiene un gas bastante contaminado de alquitranes.

- ***Gasificadores de lecho descendente o fijo en equicorriente (Downdraft).*** El sólido entra por la parte superior, experimentando sucesivamente los procesos de secado y pirólisis al ser sometido a un aumento progresivo de la temperatura. Este perfil de temperaturas se debe al hecho que la conducción del calor (y radiación a

temperaturas suficientemente elevadas) tiene lugar desde la parte inferior, donde se está generando calor mediante combustión parcial (el oxígeno está en defecto) de los productos que llegan hasta allí. El gas obtenido es pues de baja calidad energética, pero tiene la ventaja de tener un contenido bajo de alquitranes.

- ***Gasificadores de lecho fluidizado.*** El sólido triturado (8 mm) se introduce por un lateral del gasificador, donde reina una temperatura uniforme (para biomasa se opera a unos 800-900ºC). Los agentes gasificantes, que se introducen por la parte inferior a una velocidad alta, mantienen en suspensión las partículas de sólido, formando un fluido que se comporta como un líquido mientras se producen las reacciones. Las cenizas se extraen por la parte inferior, mientras el gas suele arrastrar partículas de sólido sin quemar que en gasificadores de diseño más avanzado suelen recogerse y recircularse al lecho. La conversión del carbono contenido en la biomasa suele alcanzar valores próximos al 100% si se recirculan las cenizas volantes, lo que no suele ser económico a pequeña escala.

  El volumen de gas producido por unidad de volumen del reactor es superior al de los gasificadores de lecho fijo, lo que se traduce en un menor precio. La composición del gas es muy uniforme, variando muy poco con las condiciones de operación debido a las buenas condiciones de transferencia de calor y materia que proporciona el lecho fluidizado.

  Al ser la temperatura muy uniforme en todo el lecho, los gases salen del gasificador a una temperatura bastante elevada, lo que obliga a optimizar cuidadosamente el sistema de recuperación de calor a fin de mantener un buen rendimiento térmico global.

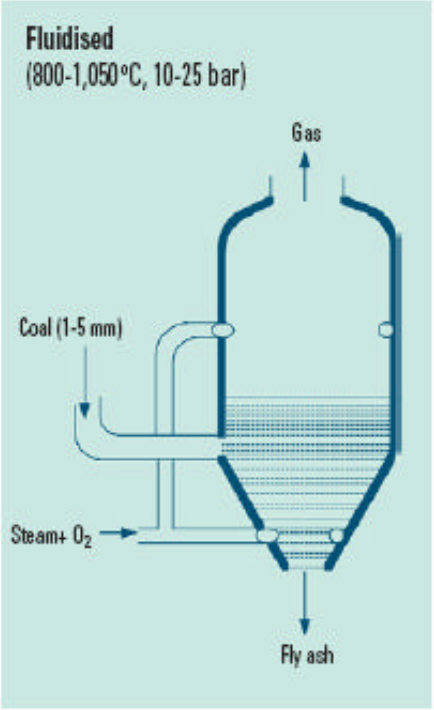

Fig. 5.2. Esquema de un gasificador fluidizado. Fuente: ELCOGAS

- ***Gasificadores rotatorios.*** El sólido troceado es alimentado por un extremo del gasificador, mientras el aire (con o sin vapor) se introduce en el extremo contrario por la parte inferior, de tal manera que reaccionan contracorriente. Las cenizas se descargarán por el extremo contrario al de carga del sólido. Debido a la baja temperatura de salida de gases, el rendimiento térmico es bueno, pero se producen alquitranes y aceites por destilación del sólido.

Para el caso que se está tratando se opta por el gasificador de lecho fluidizado sin recirculación.

5.2.2. Tipos de agentes gasificantes

Se introducen para aportar calor y fluidizar el sólido. Es necesario que el agente gasificante escogido contenga el oxígeno necesario para la combustión parcial del fango.

- ***Gasificación con aire.*** El gas obtenido tendrá un contenido energético bajo debido a que está diluido con el N_2 del aire.

- ***Gasificación con oxígeno.*** Tiene un contenido energético medio puesto que no se encuentra diluido en N_2 como el caso anterior. Pero tiene el inconveniente de ser caro ya que la generación de O_2 es costosa.

- ***Gasificación con aire/oxígeno + vapor de agua.*** Se obtiene un gas enriquecido en H_2 y CO, por lo que aumenta el contenido energético del gas.

- ***Gasificación con aire/oxígeno + catalizadores.*** Aumentan el rendimiento de la conversión, aunque todavía se encuentran en fase de experimentación y tienen un tiempo de vida dentro del reactor demasiado corto.

Se utilizará aire + vapor de agua. Aire porque no tiene el inconveniente económico del oxígeno y vapor de agua por las mejoras que aporta.

5.2.3. Variables de funcionamiento

- ***Temperatura.*** La temperatura del lecho fluidizado afecta a las reacciones que se llevan a cabo en él. En un proceso de gasificación de lodos de depuradora la temperatura estará dentro del intervalo 700-900ºC.

  Un incremento en la temperatura supone una mayor concentración de H_2 y CO, lo que aumenta el PCI del gas producto. Pero también incrementa la cantidad de alquitranes presentes, por lo cual tampoco convendrá elevarla excesivamente.

- ***Ratio equivalente (ER).*** Se define como el cociente entre la relación másica de aire y fango introducida en el reactor y la misma relación másica de aire y fango estequiométrica. Puede variar entre 0,2 y 0,4.

  Aumentar el ER supone disminuir la cantidad de alquitranes. Aunque por otro lado, valores altos de ER hacen disminuir la producción de gases combustibles (H_2, CO, CH_4), por lo que disminuye el PCI del gas. Valores de ER superiores a 0,45 harían que el gas no fuese útil desde el punto de vista energético.

  Así se debe utilizar un valor suficientemente bajo como para asegurar un PCI aceptable y lo suficientemente alto como para que el contenido de alquitranes no represente un problema, como por ejemplo ER = 0,3.

- ***Ratio H/C.*** Se define como el cociente entre los moles de hidrógeno y los de carbono existentes en el gasificador, incluyendo el fango de alimentación con su

humedad y el vapor de agua introducido con el aire. Constituye una medida del agua introducida en el gasificador respecto del fango. Su valor puede variar entre 1,6 y 2,3.

Es conveniente un ratio H/C alto, ya que además de aumentar el contenido de H_2 y CO en el gas producto también disminuye la cantidad de alquitranes.

5.3. Acondicionamiento del gas

El gas obtenido debe ser acondicionado para su posterior uso.

5.3.1. Limpieza de partículas sólidas

Las partículas sólidas (cenizas) que puedan haber sido arrastradas con el gas deben ser retiradas inmediatamente, para proteger el resto de los equipos de la erosión y la corrosión. Esto se consigue mediante el paso del gas por un sistema de ciclones y un filtro cerámico o bien mediante un lavado con agua.

Los filtros cerámicos representan una buena alternativa frente a la limpieza del gas por vía húmeda, eliminándose así una corriente acuosa que debería ser tratada además de aumentarse la eficiencia energética, ya que al salir del gasificador el gas se encuentra a muy alta temperatura y sería necesario enfriarlo antes de lavarlo. Los filtros cerámicos pueden reducir el contenido en partículas del gas hasta niveles de 3 mg/Nm^3. Las partículas sólidas separadas pueden ser reconducidas al gasificador o bien desechadas junto a las cenizas.

5.3.2. Limpieza de alquitranes

Hay que tomar en consideración el problema de la formación de alquitranes. La concentración de alquitranes es función del tipo de reactor utilizado, del tiempo de residencia, de la temperatura de gasificación (a menor temperatura, más alquitranes), y de la sustancia que se gasifica (a más cantidad de volátiles, más alquitranes). La formación de estos compuestos es indeseada debido a que representan carbonos no aprovechados para generar gas producto. Además pueden acarrear problemas de mantenimiento del gasificador.

Hay dos opciones: o bien destruir los alquitranes o bien separarlos del gas. Para destruirlos se puede utilizar el craqueo catalítico o térmico, sistema complicado y costoso. Para separarlos se puede usar la vía húmeda. Esto consiste en hacer disminuir la temperatura del gas de manera que el agua condense en las partículas de alquitrán. Así

se incrementa su tamaño y se facilita el proceso de aglomeración. Este sistema origina un efluente de agua contaminada, aunque puede ser tratada por métodos biológicos usuales. Según la cantidad de humedad del gas y de alquitranes es posible que a continuación de la disminución de temperatura y la purga sea conveniente un sistema de lavado con agua.

El principal mecanismo utilizado por un lavador (scrubber) para limpiar el gas es aumentar el tamaño de las partículas para que estas sean separadas fácilmente. Comprenden por consiguiente una sección de contacto gas-líquido, seguida de una sección donde las partículas húmedas son separadas mediante fuerzas inerciales. Las colisiones entre partículas de polvo y gotas liquidas se llevan a cabo según el tipo de torre lavadora; pudiendo ser estas colisiones por gravitación, choque, impulsión mecánica de las gotas liquidas, etc.

La selección y diseño de un scrubber se basan generalmente en ensayos para el caso específico en consideración.

5.3.3. Desulfuración

Debido a que el fango tiene una concentración de azufre no despreciable, hay que tener en cuenta su presencia en el gas producto. Al quemar el gas de síntesis en los motores, se podría emitir SO_x a la atmósfera, lo que debe ser evitado. Generalmente es más económico eliminar el H_2S del gas de síntesis que el SO_2 de los productos de combustión, por lo que es necesario retirar estos compuestos del gas.

La eliminación del azufre presente se puede realizar en una columna de absorción con MetilDiEtanolAmina (MDEA), que realiza una captura selectiva del ácido sulfhídrico (H_2S). Para maximizar la retención de azufre, se dispone previamente de un reactor donde se realiza la conversión catalítica del oxisulfuro de carbonilo a sulfuro de hidrógeno. De esta manera se puede llegar a conseguir una reducción de la cantidad de azufre del 99%. Los gases absorbidos pueden ser conducidos a una planta Claus, dando lugar a azufre sólido elemental, comercializable.

5.3.4. Secado

Según las especificaciones de los motores Rolls Royce, el gas combustible deberá ser secado para evitar que el porcentaje de humedad no supere el permitido. Se deberá tener en cuenta un sistema de secado por refrigeración que garantice que el gas producto no supera este valor. El sistema de secado por refrigeración consiste en disminuir la temperatura del gas, separar el condensado de agua y devolver el gas a la temperatura necesaria para ser introducido en los motores.

5.3.5. Enfriamiento/reaprovechamiento energético

Si el gasificador es un lecho fluidizado, en su interior se dan condiciones de casi mezcla perfecta. Esto hace que las características de las sustancias en su interior sean las mismas en todos los puntos. Si el gasificador trabaja a 800-900 ºC, la corriente de gases producto está a esta misma temperatura, lo que hace que se deba considerar la posibilidad de aprovecharlo si no queremos ver diminuida la eficiencia energética.

Se podría considerar un intercambiador de calor en el que parte de la energía del gas producto pasase a la corriente de aire de entrada. De esta manera se disminuiría el choque térmico al entrar aire frío en el gasificador. Sin embargo, esta configuración presenta problemas de seguridad. En efecto, si el aire y el gas entran en contacto debido a una fuga, se podría producir la combustión del gas y la correspondiente explosión del equipo.

Una alternativa consistiría en utilizar un aceite térmico para transportar la energía desde el gas producto hasta el aire, de manera que estas dos corrientes no entrasen en contacto. Pero las especificaciones de trabajo de este tipo de fluidos determinan trabajar por debajo de los 450ºC, lo cual hace que no sean de utilidad en el proceso bajo estudio.

Otra opción es generar gran cantidad de vapor, también necesario como agente gasificante y a partir del vapor calentar el aire necesario. Esta ha sido la opción escogida, aunque se ha tenido que realizar un estudio detallado para comprobar que los intercambiadores necesarios son posibles.

5.4. Recuperación energética / Conversión en energía mecánica

El gas obtenido, una vez limpio y enfriado, es un combustible que puede ser utilizado para la generación de energía eléctrica. Hay diversas alternativas para ello, como los motores a gas, las turbinas de gas o bien el ciclo combinado.

Cada uno de ellos tiene sus ventajas e inconvenientes, pero puesto que en las plantas de secado de Rubí y Mataró, hay 2 motores Rolls-Roce en cada una (modelo KVGS-18G2, de 3.060 kW de potencia), funcionando con gas natural, optaremos por la alternativa de los motores a gas para comprobar que se puede reducir el consumo actual de gas natural de los motores.

De todos modos, a continuación se comentan cada una de ellas y se realiza una comparación de las tres alternativas para verificar que la alternativa adoptada es la más indicada.

5.4.1. Generación eléctrica a partir de motor alternativo

Consiste en la combustión del gas obtenido a partir de la gasificación del fango seco en un motor alternativo. La obtención de energía eléctrica se produce gracias al alternador acoplado al motor.

La utilización de motores alternativos para generación eléctrica a partir de biogas es una práctica bien desarrollada, y ya existen equipos que pueden ser utilizados. El principal problema que debe ser resuelto es el tratamiento del gas para cumplir las especificaciones requeridas por el motor. El lavado húmedo mediante un scrubber es la tecnología de limpieza del gas preferida, aunque haya poca experiencia con gases provenientes de gasificación de fango de depuradora seco.

Este método de generación de electricidad tiene la ventaja de que reacciona positiva y rápidamente a variaciones del gas combustible. Por otro lado, hay experiencia con el uso de estos sistemas en procesos de gasificación de pequeña escala.

5.4.2. Generación eléctrica a partir de turbina de gas

Proceso similar al anterior, pero utilizando una turbina de gas modificada según las características del gas obtenido en la gasificación.

Otra vez, el mayor problema es la limpieza del gas. Las turbinas de gas son muy sensibles a la calidad del gas, y debe ser tratado para retirar los contaminantes. Las opciones que se utilizan actualmente son el filtrado caliente (que aún debe resolver algunos de sus problemas) y el lavado húmedo con un scrubber.

Por otro lado, las turbinas se reconocen por su alta eficiencia, coste específico bajo, emisiones bajas, y operación simple.

5.4.3. Generación eléctrica con ciclo combinado

En el proceso de Ciclo Combinado o IGCC (Integrated Gas Combined Cycle) se genera electricidad en dos etapas. En la primera una turbina de gas conectada a un alternador se encarga de la producción eléctrica a parir del gas del gasificador, mientras que en la segunda se aprovechan los humos de escape de la misma turbina para generar vapor en una caldera, que posteriormente pasará a través de una turbina de vapor con un alternador acoplado.

Generalmente estos equipos sólo son económicos a gran escala.

5.4.4. Comparación de las alternativas

Comparación motor vs turbina de gas

Para comparar estas dos opciones se han tomado como valores de referencia la eficiencia eléctrica conseguida con los motores y con las turbinas de gas y el coste específico (€/kWe) que supone cada una de las alternativas.

Según un estudio de UPC-Enginyeria Química (REMGAS, Abril 2003) en el caso de los motores alternativos la eficiencia eléctrica oscila entre el 33% y el 38%, dependiendo de la potencia y de la calidad del gas obtenido, mientras que para las turbinas esta eficiencia oscila entre un 25% (para potencias en torno a los 5MWe) y el 42% para turbinas grandes (>25MWe).

El coste específico de cada unos de estos sistemas para generar electricidad oscila entre los 180 €/kWe y los 390 €/kWe en el caso de los motores, y de 300 a 360 €/kWe en el caso de las turbinas de gas. Los costes de mantenimiento de la turbina y el motor son similares, en torno a 0,01 €/kWh. Estos precios, aunque siendo del mismo año, pueden estar anticuados (2003 o anteriores), pero se aceptan ya que en este punto lo que se pretende es comparar los dos sistemas y no hacer un análisis económico del proyecto.

Se debe destacar que en el caso de las turbinas de gas la exigencia con relación a las condiciones del gas de alimentación (concentración de alquitranes) es mucho más elevada que en el caso de los motores alternativos, por lo que el mantenimiento puede resultar más caro si las condiciones de entrada del gas no son las adecuadas.

Por todo ello, viendo que para potencias bajas el motor alternativo tiene un coste específico menor y una eficiencia superior, se prefiere optar por el motor alternativo antes que por la turbina a gas.

Comparación motor a gas vs ciclo combinado

Para comprobar las dos opciones se han tomado como valores de referencia la eficiencia eléctrica global de la planta conseguida con motores a gas y con ciclo combinado y el coste específico total de la planta. Para esta comparación los datos han sido extraídos de A.V. Bridgwater. Como en la comparación anterior, aunque siendo del mismo año, los precios pueden estar anticuados, pero se aceptan por la misma razón que anteriormente, se trata de hacer una comparación y no un estudio económico.

- Para el ciclo combinado:

    - El coste específico para una potencia de 1,7MWe está entre 1400 y 1550 €/kWe.

    - El coste específico para una potencia de 50MWe está entre 1100 y 1300 €/kWe.

Se observa que el coste específico del ciclo combinado disminuye al aumentar la capacidad de la planta.

    - La eficiencia para una potencia de 5MWt es de 35%.

    - La eficiencia para una potencia de 100 MWt es de 52%.

    - La eficiencia aumenta al aumentar la capacidad de la planta.

El ciclo combinado es útil para plantas de grandes capacidades. La que se encuentra bajo estudio tiene una capacidad pequeña, por lo que no se aconseja este tipo de equipo. El coste de mantenimiento de IGCC es de 0,009 €/kWh.

- Para el motor alternativo:

    - El coste específico para una potencia de 1,7 MWe está entre 700 y 800 €/kWe.

    - La eficiencia para una potencia de 1,7MWe es de 38%.

    - El coste de mantenimiento es de 0,01 €/kWh.

Por lo cual, observando que el motor alternativo tiene menor coste específico y mayor eficiencia, se prefiere antes que el ciclo combinado.

6. DESARROLLO TÉCNICO DE LA MEJOR ALTERNATIVA. DISEÑO DEL PROCESO

6.1. Esquema de bloques

Se ha optado por el esquema siguiente:

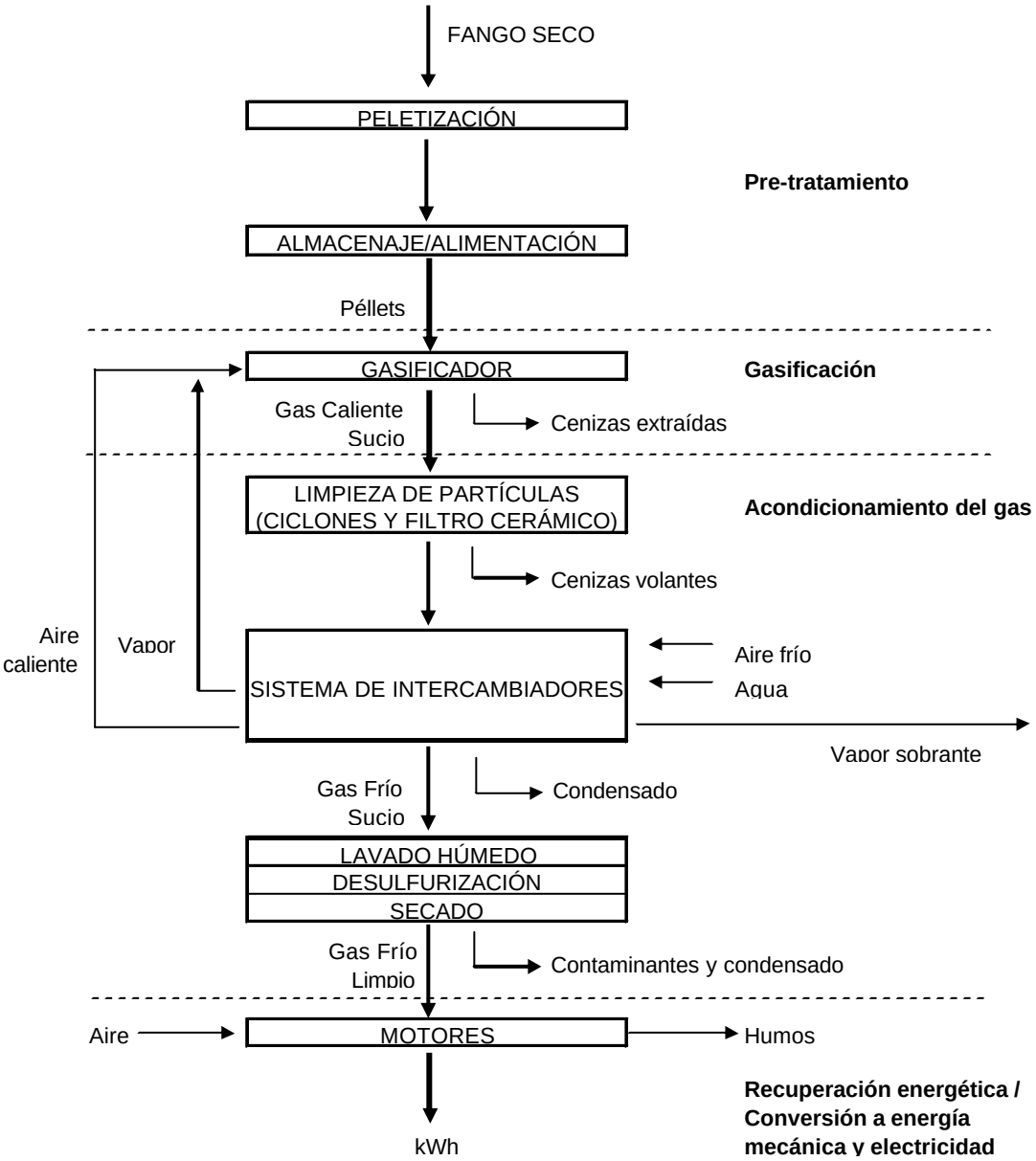

Fig. 6.1. Esquema del proceso de gasificación

6.2. Etapas. Balances.

Los cálculos de cada una de las etapas se pueden consultar en el anexo B.

6.2.1. Peletización. Almacenaje y alimentación

Se trata de un proceso con peletización previa a la gasificación, para no tener problemas con la fluidización. Caso de recibir fango ya en forma de pélets pasaría directamente a la etapa de almacenaje y alimentación.

6.2.2. Gasificación

Entra fango seco frío (unos 25ºC) en forma de pélets al reactor.

- Caudal de fango seco: 1.768 kg/h
- Potencia disponible en el fango: 7.134 kW

Para la gasificación se utiliza un lecho fluidizado que usa como agente gasificante aire caliente con vapor de agua. La temperatura del gasificador es de 800ºC y los ratios establecidos son:

- Ratio ER: 0,3
- Ratio H/C: 2,3

Con estos datos se ha determinado la cantidad de vapor y aire que deben ser introducidos en el gasificador para gasificar un flujo de 0,491 kg/s de fango seco (que equivale a los 14.000 Mg/año de fango seco). Estas corrientes se introducen por la base del gasificador.

- Corriente de aire: 0,656 kg/s, a 500ºC
- Corriente de vapor: 0,033 kg/s, a 250ºC

La cantidad y composición de gas producto se ha determinado a partir de la bibliografía aunque existe una planta piloto en el DEQ – ETSEIB, con la cual se planea hacer pruebas de gasificación con los fangos de Rubí y Mataró en un futuro próximo. En el anexo C se puede consultar el manual elaborado para su utilización. De todos modos, el funcionamiento de una planta piloto de tamaño reducido como ésta puede diferir de una planta de tamaño industrial, en parte debido a que la superficie de reactor por unidad de volumen es mucho mayor, aumentándose así las pérdidas. Por eso, utilizando los datos de bibliografía, el sistema diseñado se ajustará más a la realidad.

- Cantidad de gas producto producido: 1,848 Nm^3 gas seco/kg fango
- Temperatura de salida del gas: 800ºC
- Presión de salida del gas: 1,5 bar
- Caudal de gas producto producido (húmedo): 1,151 kg/s = 3 670 Nm^3/h
- Densidad de gas húmedo: 1,129 kg/Nm^3
- Caudal de gas producto producido (seco): 1,062 kg/s = 3 267 Nm^3/h
- Densidad de gas seco: 1,170 kg/Nm^3
- Caudal másico de vapor en el gas: 0,09 kg/s
- Composición de gas producto producido (húmedo): ver tabla 6.1

	% volumen	**%peso**
CO	8,00%	8,74%
CO_2	14,00%	24,03%
CH_4	3,50%	2,18%
C_2H_4	1,50%	1,64%
C_2H_6	0,00%	0,00%
H_2	12,00%	0,94%
N_2	49,50%	54,08%
Cl_2	0,00%	0,00%
O_2	0,00%	0,00%
H_2S	0,50%	0,66%
H_2O	11,00%	7,73%

Tabla 6.1. Composición del gas producto

- Entalpía del gas seco: 1.073 kJ/kg
- Potencia térmica disponible en el gas seco: 1.139 kW
- Potencia térmica disponible en el gas húmedo: 1.487 kW
- PCI del gas seco: 5.473 kJ/Nm^3

El poder calorífico inferior del gas producto seco es unas 7 veces inferior que el del gas natural.

- Potencia total disponible en el gas producto: 6.453 kW

En cuanto a las cenizas, se ha optado por una hipótesis pesimista por si hubiese inquemados en el reactor.

- Cantidad de cenizas: 5 kg/100 kg fango
- Caudal de cenizas: 25 g/s

El concepto cenizas volantes se refiere a la porción de cenizas que son arrastradas por el gas producto y que deberán ser retiradas en etapas posteriores. Se ha establecido esta porción en un 10% del caudal total de las cenizas. Al resto de cenizas, las que se extraen en el gasificador, se denominarán cenizas extraídas.

- Caudal de cenizas volantes: 2 g/s
- Caudal de cenizas extraídas: 22 g/s

El caudal de alquitranes se ha intentado reducir mediante la elección del ratio H/C adecuado, pero debido a la complejidad de las reacciones que se dan dentro del reactor no se puede ignorar la posibilidad de su formación:

- Caudal de alquitranes: 5 g/s

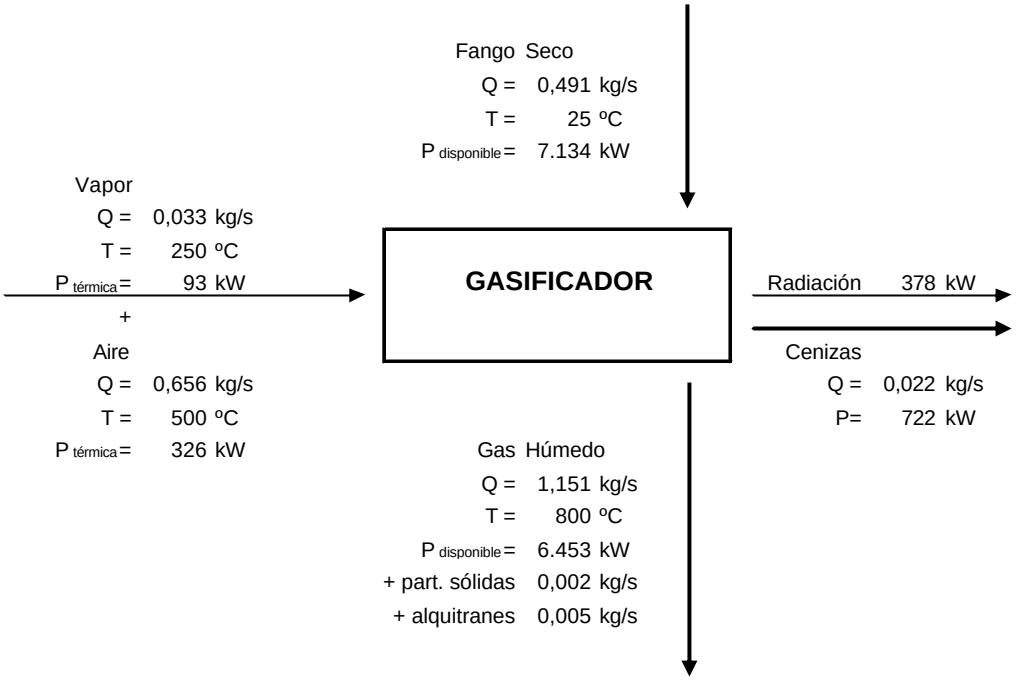

Fig. 6.2. Entradas y salidas del gasificador

6.2.2.1. Balance de materia del gasificador

Entradas:

Aire:	0,656 kg/s
Vapor:	0,033 kg/s
Fango seco:	0,491 kg/s
TOTAL:	**1,180 kg/s**

Salidas:

Gas húmedo:	1,151 kg/s
Cenizas:	0,025 kg/s
Alquitranes:	0,005 kg/s
TOTAL:	**1,181 kg/s**

6.2.2.2. Balance de energía del gasificador

Entradas (kW):

Aire:	326 kW
Vapor:	93 kW
Fango seco:	7.134 kW
TOTAL:	**7.553 kW**

Salidas (Kw):

Gas húmedo:	6.453 kW
Cenizas + Alquitranes:	722 kW
Radiación:	378 kW
TOTAL:	**7.553 kW**

Radiación: 5% = 378 kW

Eficiencia: $P_{\text{gas húmedo}}/P_{\text{entra}} = 85\%$

6.2.3. Ciclón y filtro cerámico

Antes de introducirlo en el sistema de recuperación de calor, el gas producto obtenido pasa por un ciclón y un filtro cerámico que extraen las partículas de fango o cenizas que pudieran haber sido arrastradas en la corriente de gas (cenizas volantes, 2 g/s).

- Caudal de cenizas volantes a la entrada del ciclón: 2 g/s
- Rendimiento del ciclón: 75%
- Caudal de cenizas volantes a la salida del ciclón: 0,5 g/s
- Caudal de cenizas volantes a la salida del filtro cerámico: 0 g/s

A la salida del filtro cerámico el gas está caliente (800ºC), húmedo y arrastra alquitranes, pero ya no contiene partículas sólidas suspendidas.

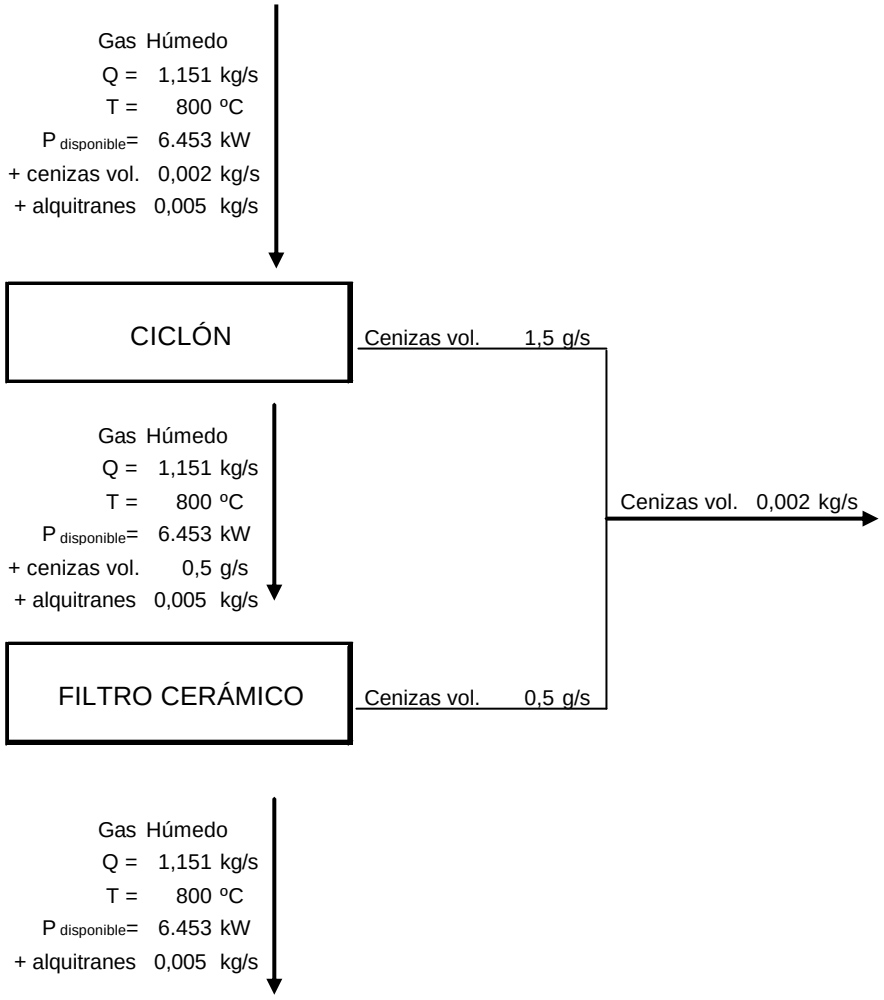

Fig. 6.3. Entradas y salidas del conjunto ciclón+filtro cerámico

6.2.3.1. Balance de materia del conjunto ciclón + filtro cerámico

Entradas:

Gas húmedo con cenizas volantes y alquitranes:	1,157
TOTAL:	**1,157**

Salidas:

Gas húmedo con alquitranes y sin cenizas volantes:	1,155
Partículas sólidas:	0,002
TOTAL:	**1,157**

6.2.3.2. Balance de energía conjunto ciclón + filtro cerámico

Una simplificación que se ha realizado al elaborar los cálculos es considerar que la potencia de las cenizas volantes y de los alquitranes abandona el sistema junto a las cenizas extraídas, en la etapa de gasificación. Esto no es correcto ya que se encuentran a alta temperatura (800ºC aproximadamente) y no abandonan el sistema hasta etapas posteriores (ciclones y filtros cerámicos para las cenizas volantes; condensación de la humedad en el sistema de intercambiadores o lavado con agua para los alquitranes). Debido a que se desconoce su entalpía no ha hallado otro modo de trabajar, así que se ha aceptado esta simplificación debido a que las corrientes son lo suficientemente pequeñas como para no afectar significativamente.

De este modo no hay intercambio de energía en esta etapa y no es necesario realizar el balance.

6.2.4. Sistema de intercambiadores

El calor necesario para conseguir las corrientes de vapor y aire caliente necesarias para la gasificación es extraído mediante intercambiadores al gas producto, ya que es necesario enfriarlo antes de introducirlo en los motores y cuando sale del gasificador está a alta temperatura.

El sistema de intercambiadores se detalla a continuación:

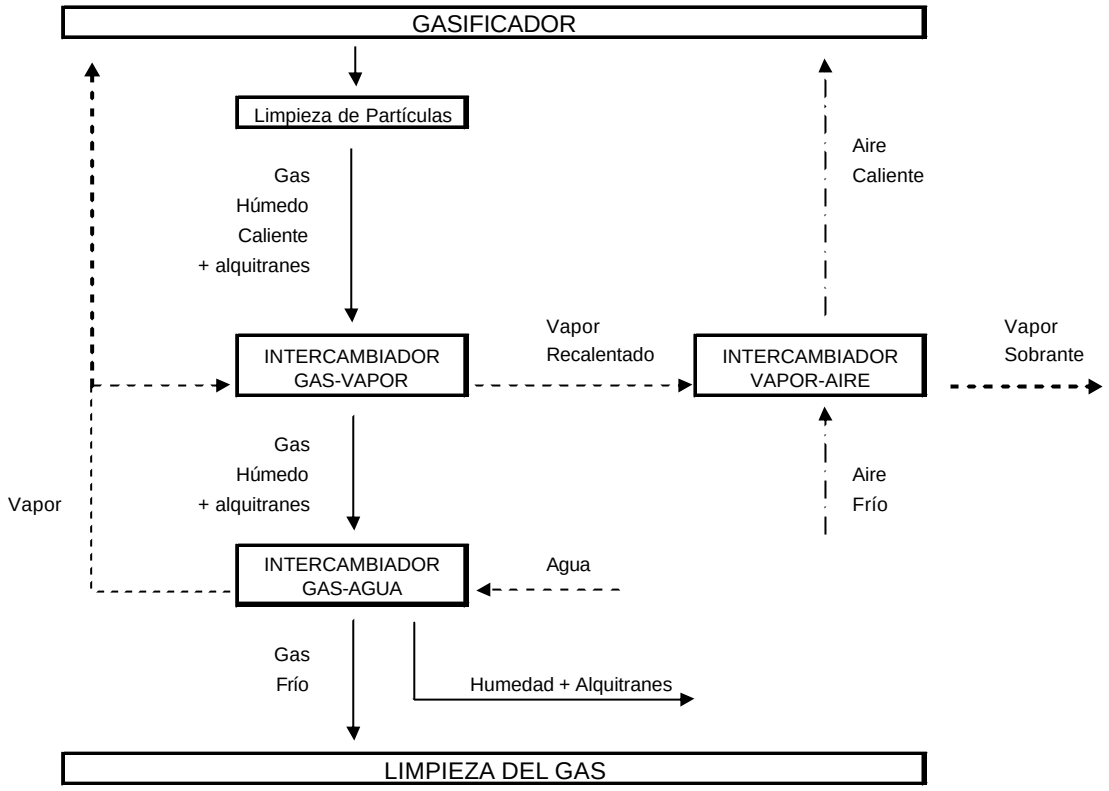

Fig. 6.4. Sistema de intercambiadores

El gas producto se enfría a contracorriente con agua, que al calentarse pasa a vapor. Cuando el vapor tiene la temperatura necesaria para la gasificación (250ºC), se extrae la porción necesaria y se conduce al gasificador. El resto del vapor se recalienta con los gases de alta temperatura. El vapor recalentado (650ºC aproximadamente) es conducido a un tercer intercambiador para calentar una corriente de aire (500ºC), también necesaria en el proceso de gasificación. Este proceso también debe realizarse a contracorriente.

A continuación se analiza cada unidad de intercambio por separado:

INTERCAMBIADOR GAS - VAPOR

	Fluido caliente: gas	Fluido frío: vapor
Caudal (kg/s)	1,151	0,360
Temperatura entrada (ºC)	800	250

Temperatura salida (ºC)	634	656
Potencia intercambiada	323 kW	307 kW
Pérdidas (5%)		15 kW
Total	323 kW	323 kW

Tabla 6.2. Datos del intercambiador gas - vapor

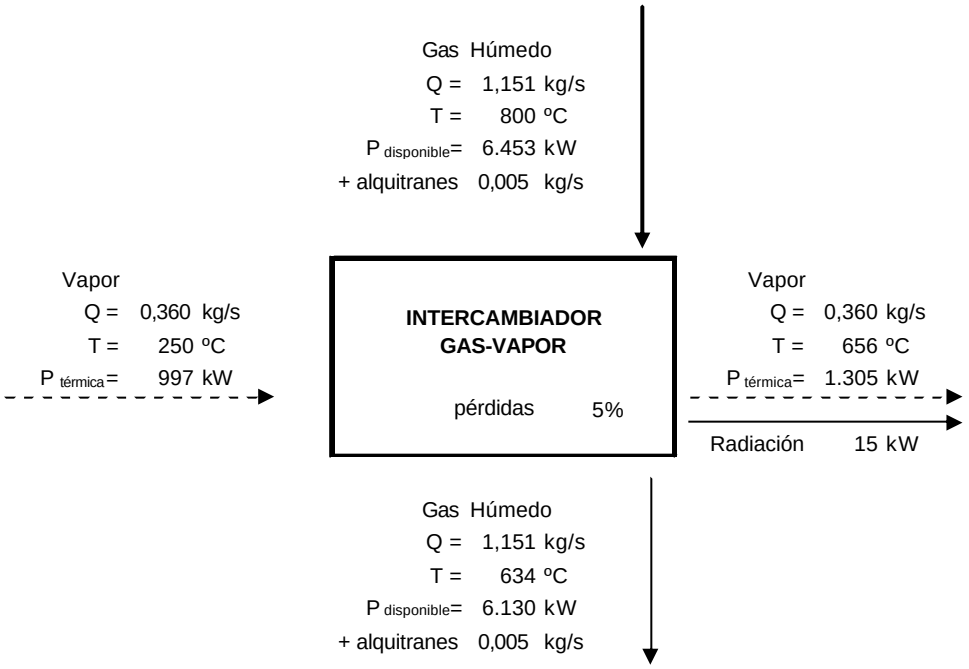

Fig. 6.5. Esquema del intercambiador gas - vapor

INTERCAMBIADOR GAS - AGUA

	Fluido caliente: gas	Fluido frío: agua
Caudal entrada (kg/s)	1,151	0,393
Caudal de salida	1,062	0,393
Humedad purgada + alquitranes	0,094	

Temperatura entrada (ºC)	634	25
Temperatura salida (ºC)	35	250
Potencia intercambiada	1.147 kW	1.090 kW
Pérdidas (5%)		57 kW
Humedad condensada		4 kW
Total	1.147 kW	1.151 kW

Tabla 6.3. Datos del intercambiador gas - agua

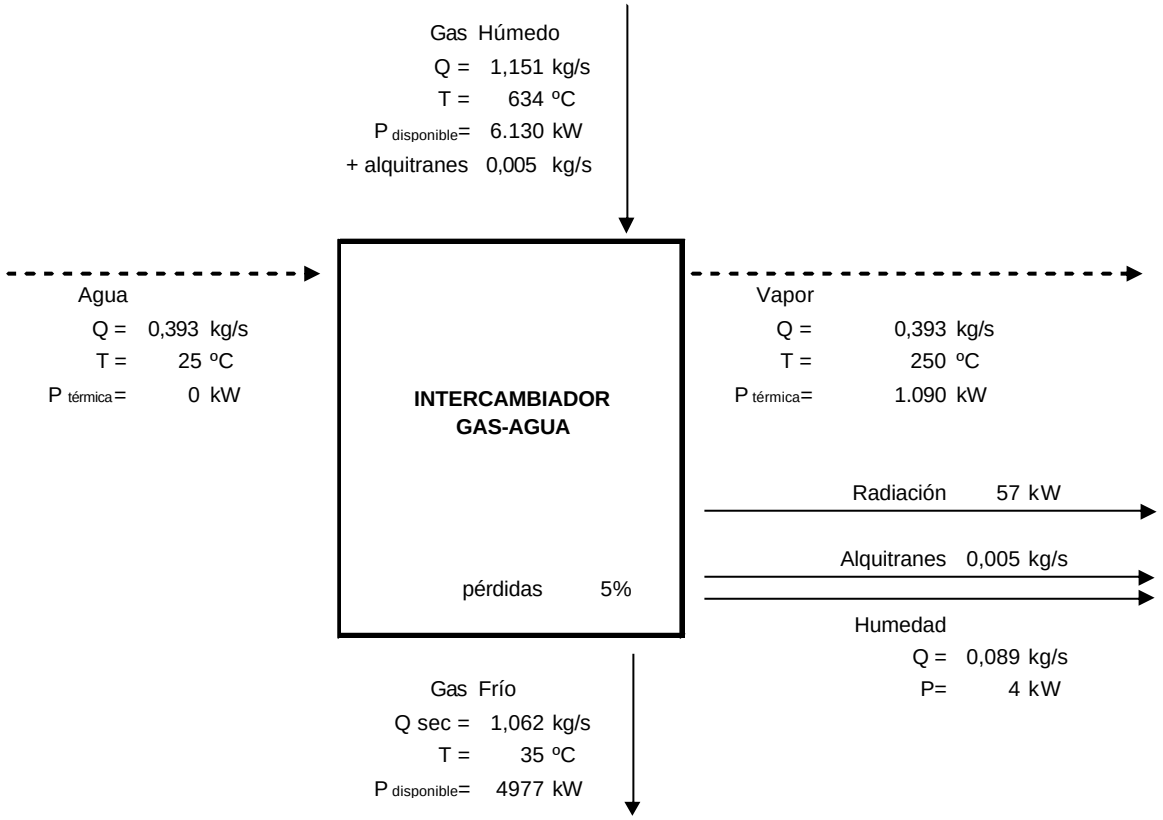

Fig. 6.6. Esquema del intercambiador gas – agua

Al enfriar el gas producto la humedad presente condensará, y el agua arrastrará los alquitranes. Por esto a la salida del sistema de recuperación se realizará una purga que se conducirá a la EDAR. A la salida del sistema de intercambiadores el gas producto ya está frío y no contiene partículas ni alquitranes.

INTERCAMBIADOR VAPOR - AIRE

	Fluido caliente: vapor	Fluido frío: aire
Caudal (kg/s)	0,360	0,656
Temperatura entrada (ºC)	656	25
Temperatura salida (ºC)	199	500
Potencia intercambiada	344 kW	326 kW
Radiación		17 kW
Total	344 kW	344 kW

Tabla 6.4. Datos del intercambiador vapor - aire

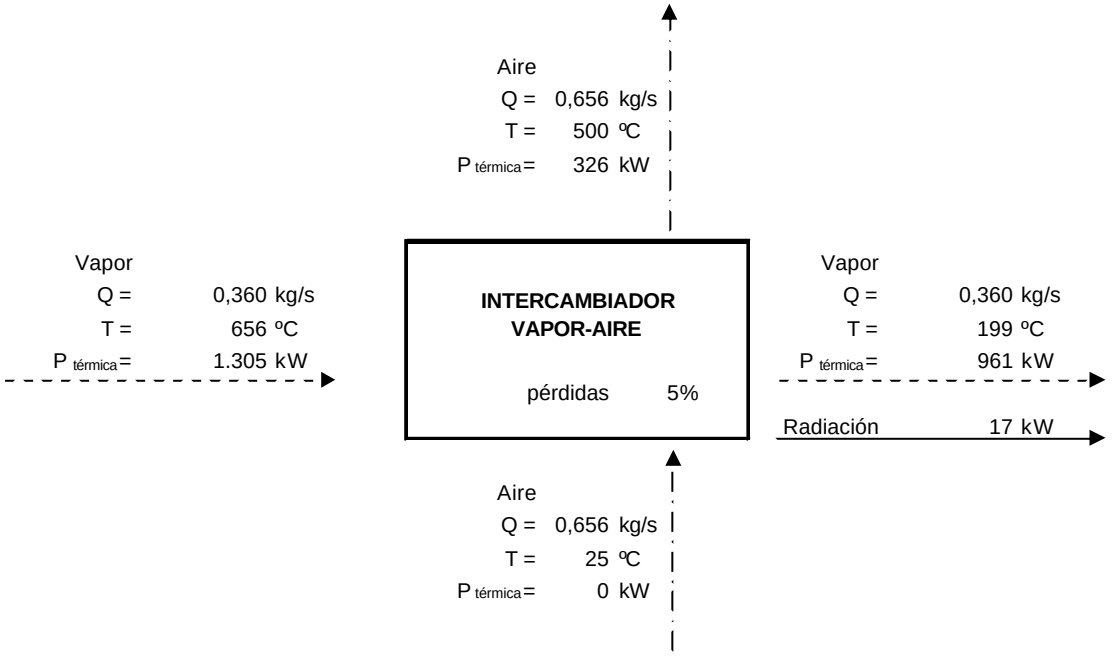

Fig. 6.7. Esquema del intercambiador vapor – aire

Dependiendo de la cantidad y temperatura del gas producto producido y de las corrientes de vapor y de aire necesarias, quedará un caudal de vapor sobrante que puede ser utilizado para otros fines.

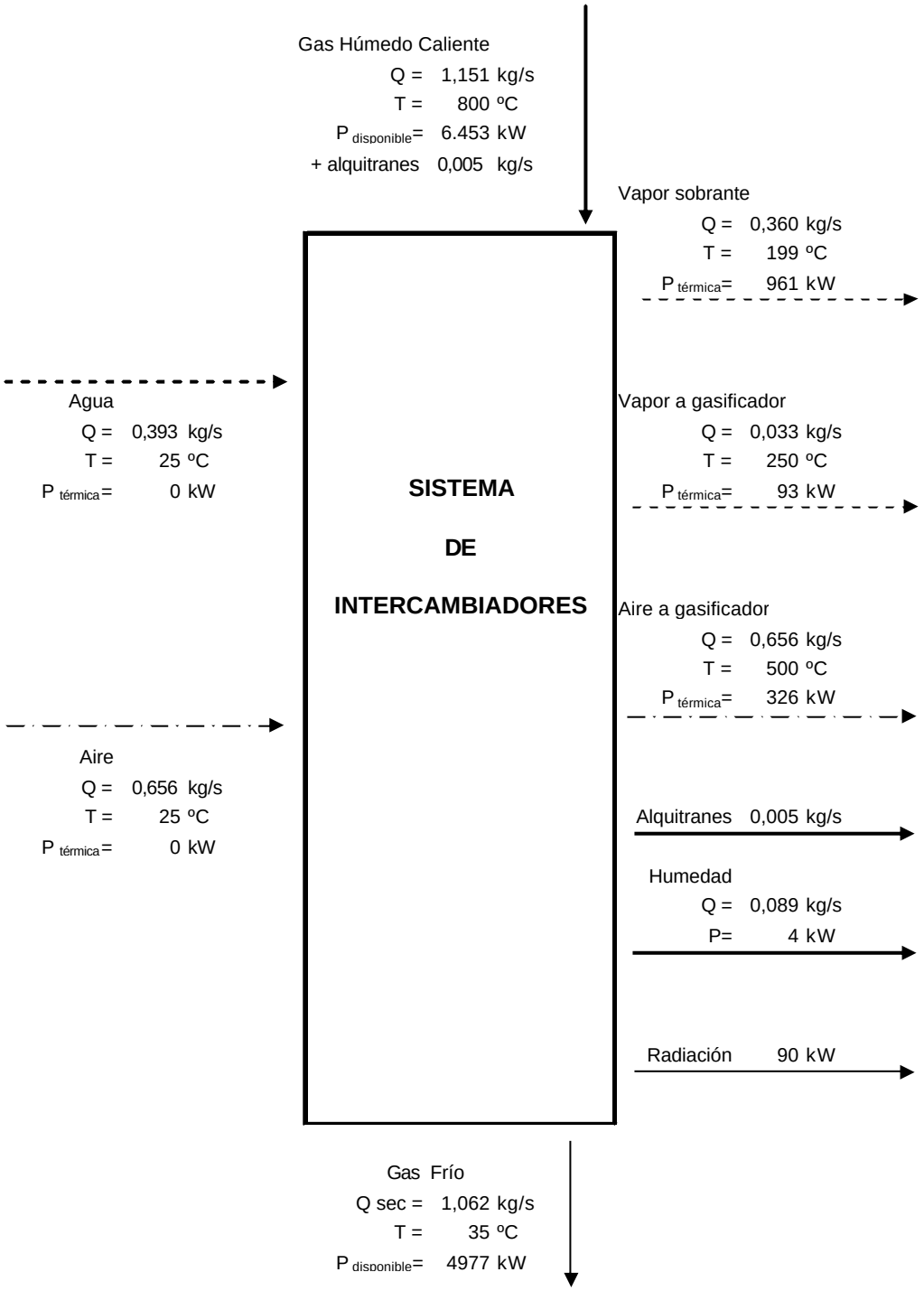

Fig. 6.8. Esquema del sistema de intercambiadores

6.2.4.1. Balance de materia del sistema de intercambiadores

Entradas:

Gas húmedo caliente:	1,155 kg/s
Agua:	0,393 kg/s
Aire frío:	0,656 kg/s
TOTAL:	**2,204 kg/s**

Salidas:

Gas frío:	1,062 kg/s
Humedad:	0,089 kg/s
Alquitranes:	0,005 kg/s
Aire caliente a gasificador:	0,656 kg/s
Vapor a gasificador:	0,033 kg/s
Vapor sobrante:	0,360 kg/s
TOTAL:	**2,204 kg/s**

6.2.4.2. Balance de energía del sistema de intercambiadores

Entradas:

Gas húmedo caliente:	6 453 kW
Agua:	0 kW
Aire:	0 kW
TOTAL:	**6.453 kW**

Salidas:

Gas frío:	4.977 kW

Humedad:	4 kW
Alquitranes:	-
Aire a gasificador:	326 kW
Vapor a gasificador:	93 kW
Vapor sobrante:	961 kW
Radiación:	90 kW
TOTAL:	**6.453 kW**

6.2.5. Lavado húmedo

De todos modos, es posible que aún hayan quedado trazas de alquitranes o otros contaminantes (HCl, HF, NH_3, HCN), por lo que se recomienda un sistema de lavado de gases consistente en un lavado con agua (scrubber + demister). Éste puede ser tipo Venturi, de modo que el agua se pulveriza formando infinidad de gotas pequeñas, aumentándose así la posibilidad de contacto contaminante-gota de agua. El pH del proceso de lavado se puede controlar mediante una solución acuosa de NaOH. Una parte del agua, suficiente como para controlar el aumento continuo de contaminantes, se extrae y se conduce a la EDAR. El resto se recircula junto a agua limpia introducida para mantener el caudal.

- Caudal de agua por Nm^3 gas: 1.000 lH2O /Nm^3 gas
- Caudal de agua dentro del lavador: 907 kg H_2O/s
- Caudal de agua extraída (y repuesta): 0,06 kg/s

6.2.6. Desulfuración

A continuación se debe eliminar el azufre del gas mediante un reactor donde se realiza la conversión catalítica del oxisulfuro de carbonilo (COS) a H2S según la reacción:

$$COS + H_2O \rightarrow H_2S + CO_2 \qquad \text{(eq. 6.1)}$$

A la vez que también se convierte el HCN a NH3:

$$HCN + 2H_2O \rightarrow NH_3 + HCOOH \qquad \text{(eq. 6.2)}$$

Después, una columna de absorción con MetilDiEtanolAmina (MDEA) realiza una captura selectiva del ácido sulfhídrico (H_2S). Es un proceso común de depuración de gases en la industria y no se entrará en más detalle.

- Concentración de azufre a la salida < 25 mgS / Nm^3

6.2.7. Secado

En este punto del proceso, la corriente de gas producto está saturada de vapor a 35ºC, por lo que se debe secar el gas. Puede reducirse la humedad del gas producto mediante un secado por refrigeración. Según datos proporcionados por personal de la UPC (Reina) disminuyendo la temperatura a 5ºC y extrayendo el condensado a esta temperatura se consigue una humedad correcta (según diagrama Psicrométrico del aire 5,4 gH_2O/kg aire seco).

- Potencia eléctrica necesaria para la refrigeración: 39 kWe
- Cantidad de condensado: 0,032 kg H_2O/s

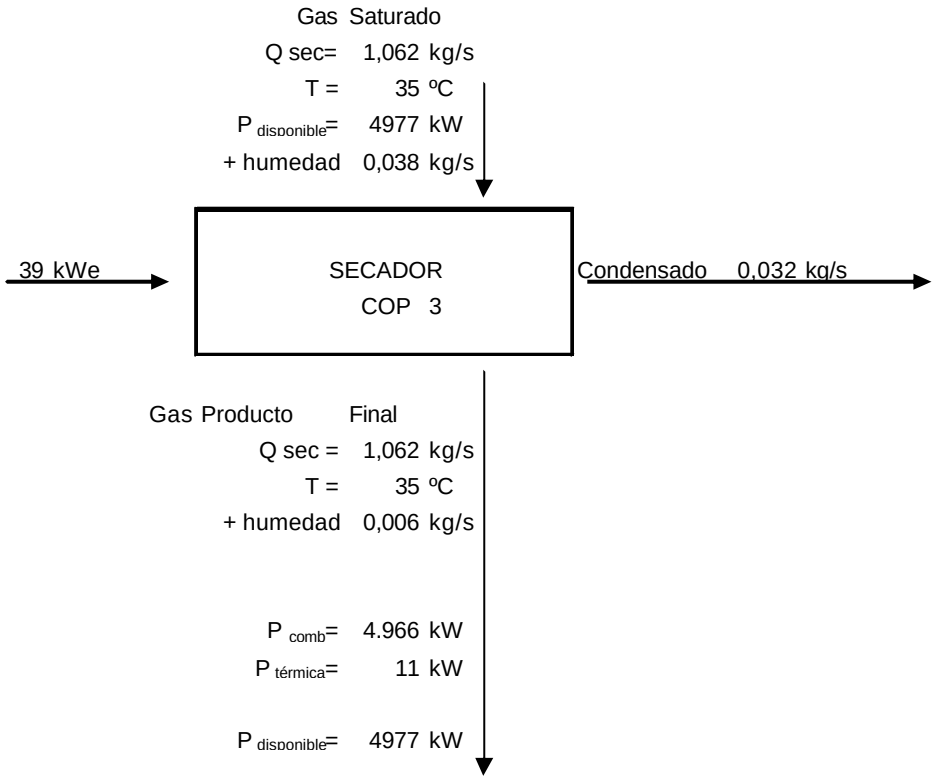

Fig. 6.9. Esquema del secador

6.2.7.1. Balance de materia del secador

Entradas:

Gas saturado a 35ºC:		1,100 kg/s
Gas seco:	1,062 kg/s	
Humedad:	0,038 kg/s	
TOTAL:		**1,100 kg/s**

Salidas:

Gas saturado a 5ºC y recalentado hasta 35ºC:		1,068 kg/s
Gas seco:	1,062 kg/s	
Humedad:	0,006 kg/s	
Condensado:		0,032 kg/s
TOTAL:		**1,100 kg/s**

6.2.7.2. Balance de energía del secador

Entradas:

Gas saturado a 35ºC:	5.093 kW	
Energía elèctrica*:	39 kWe = -116 kW	(COP =3)
TOTAL:	**4.977 kW**	

Salidas:

Gas seco a 35ºC:	4.977 kW
TOTAL:	**4.977 kW**

*Para el condensado de la humedad se utiliza una máquina de frío consistente en un evaporador, una bomba y un condensador. Se ha utilizado un COP de 3 y se ha

despreciado la potencia consumida por el condensador. De este modo se consigue una potencia frigorífica de 116 kW, los necesarios para condensar la humedad del gas.

6.2.8. Motores

No está claro cómo reaccionará el motor al cambio de combustible, que podrá ser una mezcla de gas producto y metano, pero este estudio se sale del ámbito del proyecto.

Los motores, funcionando con gas producto, se han calculado con un rendimiento del 35%. De esta manera se obtiene:

- Potencia eléctrica generada: 1.738 kW
- Generación eléctrica: 13.766 MWh/año
- Reducción de consumo de gas natural: 15%.

6.3. Esquema de bloques global

A continuación está el esquema de bloques del sistema:

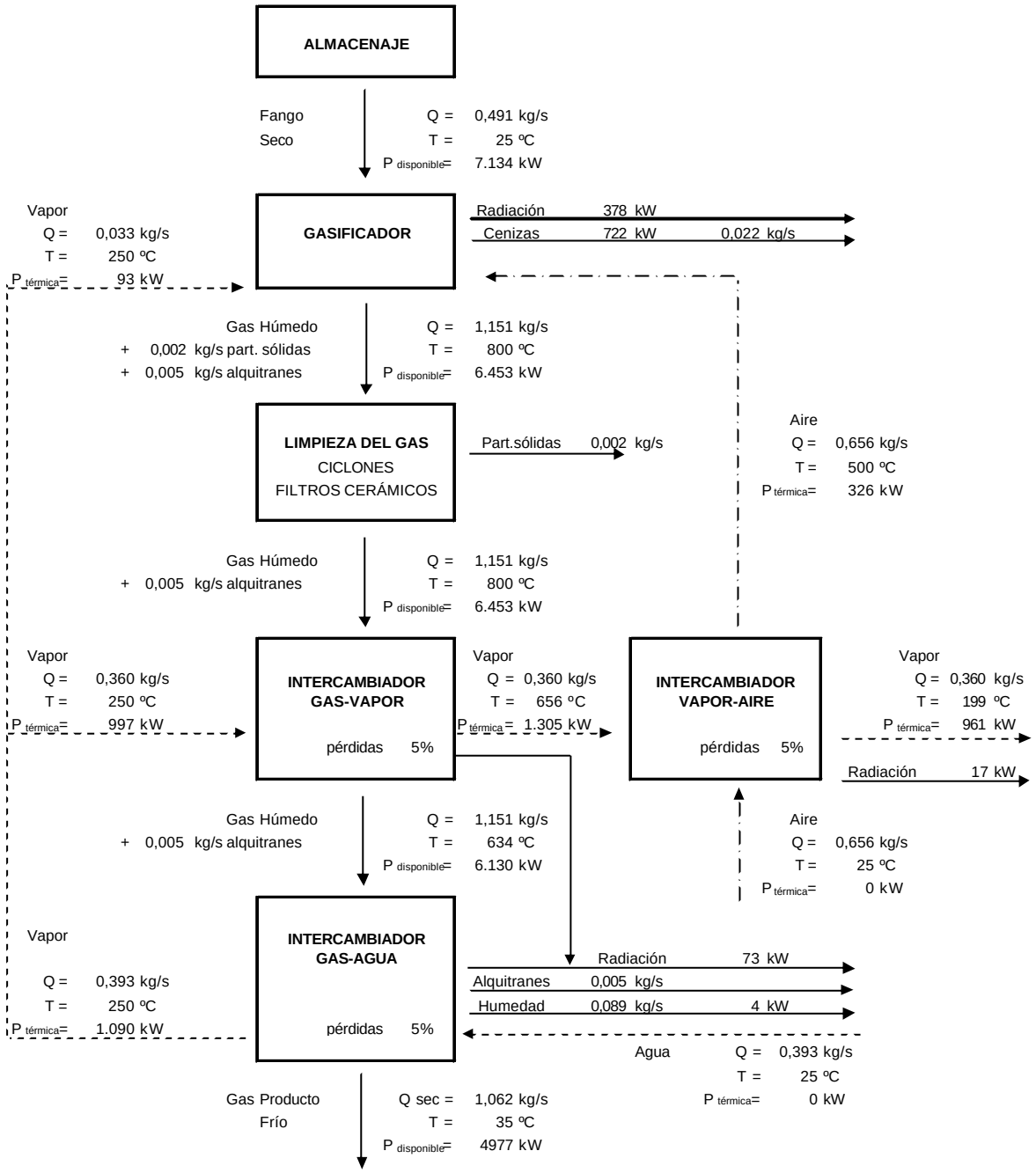

Fig. 6.10a. Esquema de bloques global

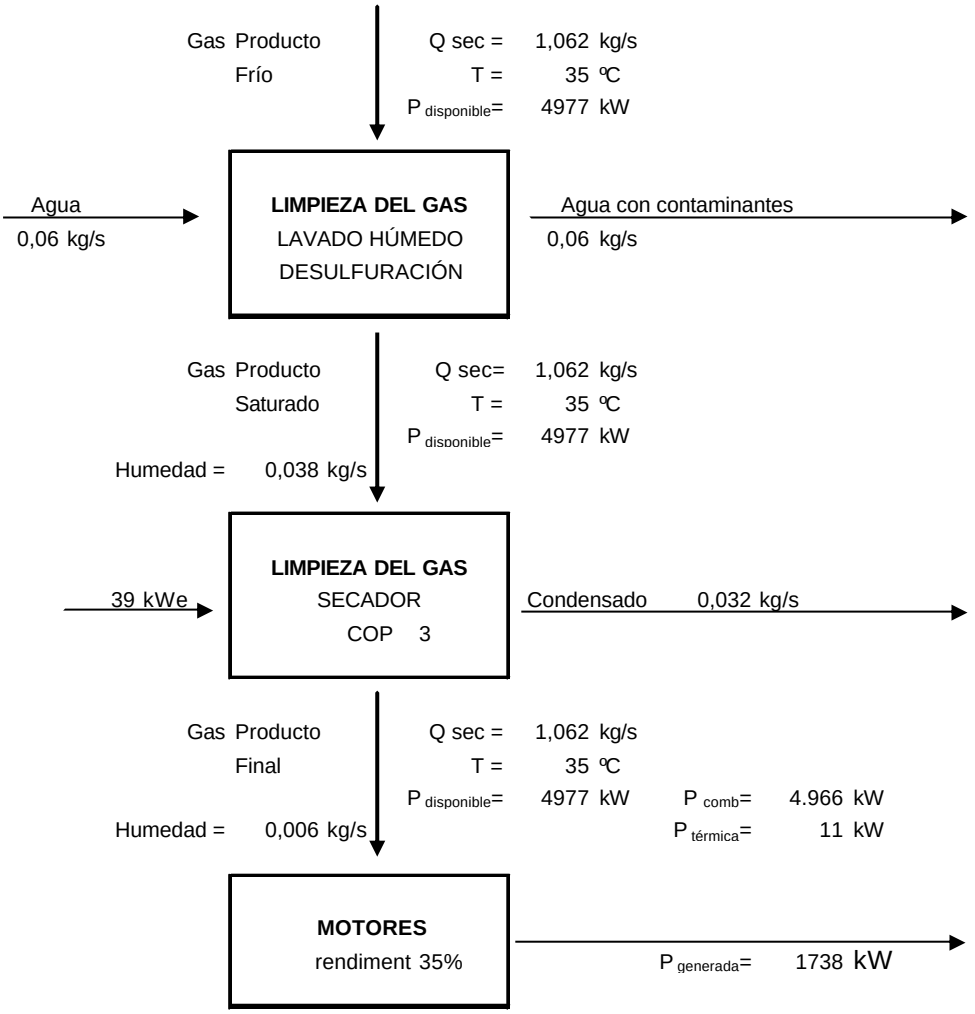

Fig. 6.10b. Esquema de bloques global. Continuación.

El rendimiento eléctrico global de la planta se calcula con los datos:

- Potencia de entrada en el fango seco: 7.134 kW
- Potencia eléctrica de salida: 1.738kW

Por lo que el rendimiento energético global es de: 24,36%

6.4. Diagrama de flujo

En el anexo E se encuentra el diagrama de flujo donde se plasman los cálculos comentados anteriormente.

6.5. Diagrama de instrumentos

En el anexo F se puede consultar el diagrama de instrumentos de la planta.

A continuación se hace una breve explicación acerca de qué variables es importante medir y cómo se pueden controlar.

- En ambos depósitos (de fango seco y de cenizas) se ha colocado un indicador de nivel y otro de peso. De este modo se podrá saber cuándo están llenos y si se puede aceptar más fango de los camiones o se debe descargar el depósito de las cenizas.

Línea de gas:

- El gasificador tiene varios indicadores de temperatura. El control se realiza mediante el control de velocidad del motor de la alimentación y las válvulas de control de caudal del vapor y el aire que se le introducen.

- El filtro cerámico tiene un indicador de presión. Caso de sobrepresión se abrirá una válvula de seguridad.

- Existe un indicador de temperatura del gas a la salida del sistema de recuperación, que se controla mediante la válvula de entrada de agua al equipo.

- También hay un indicador de caudal del gas a la salida del sistema de recuperación, pero esta vez sirve para calcular qué caudal de agua debe utilizarse en el lavador.

- Después de la desulfuración se realiza un análisis del gas producto.

Línea de agua:

- La bomba tiene un indicador de diferencia de presión que se controla con el funcionamiento de ésta.

- Hay un indicador de temperatura en las dos salidas del vapor del sistema de recuperación. Se pueden controlar con la cantidad de agua introducida en el equipo.

- También hay un indicador de caudal de vapor en la última salida del sistema de recuperación. Caso de que tome valores excesivos se abrirá una válvula de seguridad cercana.

- Después del intercambiador y antes de sacar el vapor del proceso se mide su temperatura.

Línea de aire:

- Hay un indicador de presión después del compresor que se controla con el funcionamiento de éste.

- Mediante una válvula de control se regula el caudal que pasa por el intercambiador, para así tener controlada la temperatura de salida del aire. Si se necesita introducir más aire para disminuir su temperatura a la salida se abrirá la válvula de emergencia.

7. EQUIPOS NECESARIOS

7.1. Máquina peletizadora

Se trata de un equipo capaz de compactar el fango en forma de polvo y producir pélets.

En función de la placa o matriz empleada, donde se deposita el producto a peletizar, existen dos tipos de peletizadoras: las planas y las anulares. Sobre la matriz giran unos rodillos que compactan el producto y lo hacen pasar por los orificios, produciéndose así los pélets. La que existe en la planta de secado de Mataró es de tipo anular.

Fig. 7.1. Máquina peletizadora de Mataró

Fig. 7.2. Detalle de la máquina peletizadora de Mataró

7.2. Depósito de fango seco

Se trata de un depósito pulmón para garantizar el funcionamiento continuo de la planta, aún cuando la recepción de fango seco para gasificar sea discontinua. También debe ser capaz de alimentar al gasificador si la máquina peletizadora sufre algún tipo de problema.

El volumen necesario dependerá de la frecuencia de recepción de fango, pero para poder almacenar el fango de un día de funcionamiento es necesario un depósito con capacidad para 43 toneladas de fango. Se podría considerar el colocar dos depósitos de 25 toneladas cada uno.

7.3. Depósito de cenizas

El depósito de cenizas acumula estos materiales hasta que son recogidos para ser depositados en vertederos o tratados en las plantas correspondientes. Es importante que cumplan las medidas de seguridad necesarias para prevenir escapes de materia y olores.

7.4. Bomba de tornillo

Es el sistema de alimentación de fango seco al gasificador. Se trata de un eje central con una pala continua helicoidal. Cuando el eje gira, la pala empuja el fango seco hacia el gasificador. Es el mismo funcionamiento que un tornillo de Arquímedes. Debe ser capaz de suministrar 1.768 kg de fango cada hora al gasificador, por lo que se podría considerar un sistema de 2 o 3 bombas de tornillo en paralelo. Además, se podría seguir gasificando a menor capacidad si alguna de las tres sufriera una parada.

7.5. Gasificador

Es el equipo principal de toda la instalación. Se trata de un lecho fluidizado cuyo cuerpo principal está formado por un tubo superior de 1,26 m de diámetro y 4,5 m de altura y un tubo inferior de 0,8 m de diámetro y 5,5 m de altura (medidas orientativas), unidos mediante un cono de reducción. Estas dimensiones se han calculado considerando otros proyectos de gasificación a pequeña y mediana escala, y proponiendo una velocidad de entrada del aire en el gasificador de 1 m/s.

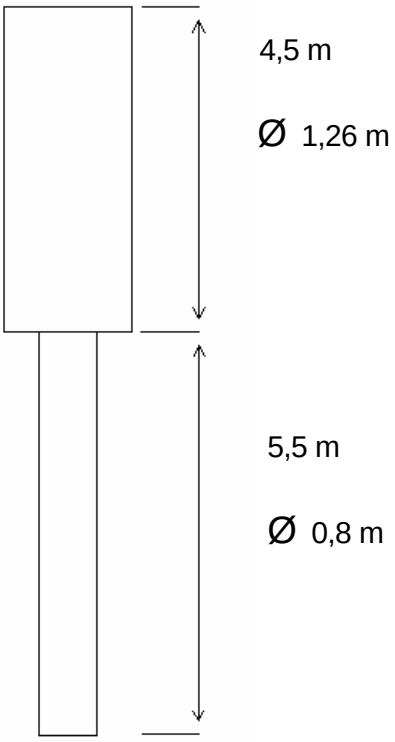

Fig. 7.3. Esquema de las dimensiones del gasificador

En su interior se dispone una primera capa de ladrillo aislante y una segunda capa interior de ladrillo refractario. Los valores de temperatura y presión de diseño del gasificador deben ser superiores a los de trabajo. Podrían ser 1000ºC y 3 bar.

El resto de elementos del gasificador son:

- Entradas de mantenimiento en la parte superior e inferior del reactor.
- Tubo de emergencia de salida de gases.
- Tubo principal de salida de gases.
- Tubo de alimentación de agente gasificante. El agente gasificante entra por el colector inferior, de 0,8 m de diámetro. El colector inferior se comunica con el cuerpo del reactor a través del distribuidor de aire (placa perforada).
- Alimentación de vapor. El vapor se introduce en la línea de aire previamente.

- Sistema de alimentación de fango.
- Sistema de descarga de cenizas.
- Termopares.
- Sensores de presión.

Fabricantes de gasificadores de lecho fluidizado a presión atmosférica incluyen: EPI, PRM Energy Systems, Foster Wheeler y TPS.

7.6. Ciclón

Los ciclones son dispositivos diseñados para separar partículas de diámetro superior a 5 µm. El aire cargado de polvo entra tangencialmente por la parte superior cilíndrica. La corriente de aire sigue una trayectoria en espiral que primero se dirige hacia el fondo del tronco de cono, ascendiendo después por el centro del mismo. El aire, una vez depurado, abandona el ciclón por la parte superior. Las partículas separadas se descargan por el fondo del ciclón.

El rendimiento del ciclón depende del tamaño de las partículas, en general, contra mayores sean las partículas, mayor rendimiento. El rendimiento de un ciclón puede definirse como el flujo másico de partículas sólidas separadas dividido por el flujo másico de partículas entrantes en el ciclón.

En el caso bajo estudio:

- flujo másico de partículas separadas: 1,5 g/s
- flujo másico de partículas entrantes: 2 g/s
- rendimiento: 75%

En la siguiente figura se observa el funcionamiento de un ciclón:

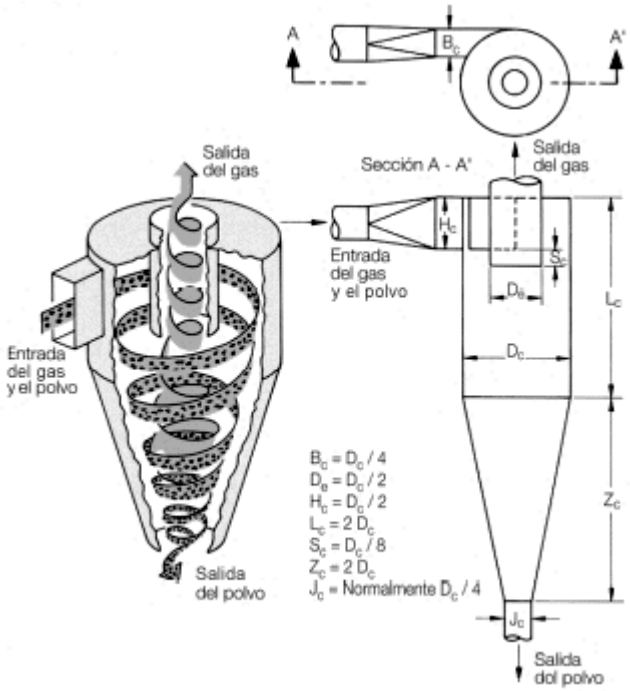

Fig. 7.4. Esquema de un ciclón. Fuente: Ventiladores Soler&Palau

El rendimiento del ciclón y su capacidad de separar partículas pequeñas dependen de su radio, cuanto más pequeño mejoran estos parámetros. Pero ciclones pequeños sólo son aptos para pequeñas corrientes de aire. Son adecuados entonces los conjuntos de pequeños ciclones en paralelo que, sin disminuir el rendimiento y el poder separador, pueden tratar caudales de aire de cualquier orden.

7.7. Filtro cerámico

La gran ventaja de los filtros cerámicos es que pueden trabajar hasta temperaturas de 900ºC, lo que los hace aptos para el proceso, en el que el gas pasará por el filtro a unos 800ºC. Además, son resistentes a la acción de los gases ácidos y no necesitan estructura de soporte puesto que la cerámica es rígida. El material es carburo de silicio, alúmina, mullita, etc y pueden ser duros (llamados de candela) o blandos (fibras). Están construidos a capas, disminuyéndose el tamaño de los poros del material progresivamente. Así las partículas de mayor tamaño quedan en la zona exterior y las más finas son retenidas hacia el interior del filtro.

Un posible fabricante es Swagelock.

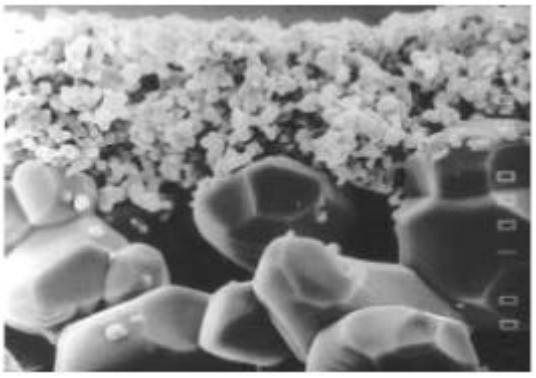

Fig. 7.5. Imagen de microscopio electrónico de dos capas de un filtro cerámico. Fuente: Swagelock.

7.8. Sistema de recuperación

Se trata de un sistema de intercambio de calor en el cual el gas producto transfiere su calor a la corriente de agua-vapor. Referido al desarrollo técnico, este equipo engloba los intercambiadores gas-vapor y gas-agua.

Debe tenerse en consideración el material del que estará hecho el sistema de recuperación, ya que deberá trabajar a altas temperaturas. Por ejemplo la compañía Babcock Wanson fabrica sistemas de recuperación estándar de serpentín de acero o de tubos de humo que pueden trabajar con entradas de hasta 1.000ºC y salidas inferiores a 200ºC, lo cual se adapta al proyecto.

7.9. Intercambiador

Es el equipo en el que el aire necesario para la gasificación eleva su temperatura desde 25ºC hasta 500ºC. El calor necesario es absorbido del vapor producido en el sistema de recuperación mediante un intercambiador que, por ejemplo, puede constar de varios serpentines conectados en serie o en paralelo de forma que se garantice la máxima eficacia en el intercambio. La compañía Babcock Wanson puede fabricar intercambiadores de este tipo. Por otro lado, intercambiadores de placas o tubos diseñados para cumplir las especificaciones requeridas también serían válidos.

7.10. Lavador de gases (scrubber y demister)

Primeramente el gas pasa por el scrubber. En este elemento el gas entra por la parte inferior y sale por la superior siendo lavado contracorriente con agua. Se crea un efluente

de agua contaminada que se conduce a la EDAR. A continuación se conduce hacia el demister, que retira las gotas de agua que pudieran haber sido arrastradas con el gas.

Posibles fabricantes de este equipo son: Plastoquímica (LTB), Branch Environmental Corporation.

7.11. Equipo desulfurador (con sistema Claus)

Es el equipo encargado de retirar el azufre del gas producto para evitar emisiones de SO_2 al quemarlo en los motores. Consiste en una columna de absorción con MetilDiEtanolAmina (MDEA), que realiza una captura selectiva del ácido sulfhídrico (H_2S). Para maximizar la retención de azufre, se dispone previamente de un reactor donde se realiza la conversión catalítica del oxisulfuro de carbonilo a sulfuro de hidrógeno. Los gases absorbidos son conducidos a una planta Claus, dando lugar a azufre sólido elemental, comercializable.

7.12. Secador

A la entrada del secador el gas se encuentra saturado de humedad y a 35ºC (36 gH_2O/kg aire seco). Mediante un equipo de refrigeración (evaporador, compresor, condensador y válvula) se hace descender la temperatura del gas hasta 5ºC, por lo cual parte de la humedad presente condensa. El líquido evacuado se conduce hacia la EDAR. De este modo se consigue una sequedad del gas de 5,4 gH_2O/kg aire seco (0,5% de humedad).

Para este sistema será necesaria energía aportada desde el exterior, aproximadamente unos 39 kWe (COP del sistema = 3).

7.13. Planta desionizadora

Se trata de una planta que consta de dos columnas de absorción. En el interior de estas columnas hay resinas de intercambio iónico. El agua, después de pasar por la planta, está desionizada.

7.14. Tanque de agua de alimentación

Alimenta a la bomba que impulsará agua líquida dentro del sistema de recuperación para enfriar el gas. También servirá de depósito de condensados caso que el vapor sobrante se utilice y se devuelvan los condensados al proceso.

7.15. Bomba de agua

Se trata de una bomba de agua capaz de mantener un caudal de 0,4 l/s a 1,5 bar de presión.

7.16. Compresor aire

Se trata de un compresor de aire capaz de mantener un caudal de 0,66 kg/s a 3 bar de presión.

7.17. Depósito pulmón

Se trata de un depósito de aire comprimido para mantener el caudal de aire necesario durante paradas cortas del compresor.

7.18. Motor

Los motores que ya existen en las plantas de Rubí y Mataró (dos motores en cada planta) son de la marca Rolls Royce, modelo KVGS-18G2.

Características de los motores (funcionando con gas natural, actuales):

- Potencia activa 3.060 kW
- Tensión de generación 6kV
- Factor de potencia 0,9
- Configuración 18V
- Presión media efectiva 2,8 bar
- Diámetro 250 mm
- Carrera 300 mm
- Velocidad de giro 1.000rpm

- Potencia mecánica 3.155CV
- Presión media efectiva 14,3 bar
- Consumo de gas 7.230 kW
- Caudal de gas de escape 37.800 k/h
- Temperatura de gases de escape 465 ºC
- Caudal de agua caliente a 85-70ºC 53x2 m^3/h
- Capacidad torre de refrigeración 3.200 kW

Posiblemente algunos de estos parámetros se vean afectados con el cambio de combustible. De todos modos, únicamente se sustituye parte del gas natural, por lo que se podría mezclar a la entrada de cada motor (hay dos en cada planta) y disminuir así el efecto de utilizar un combustible de poder calorífico bajo. Los detalles de las modificaciones que se deban llevar a cabo se considera que quedan fuera del alcance del proyecto.

8. SEGURIDAD Y CONDICIONES PARA LA PUESTA EN MARCHA, PARADA Y EMERGENCIAS

8.1. Seguridad

Además de las válvulas de seguridad comentadas anteriormente, la planta debería disponer de los siguientes elementos de seguridad:

- Válvulas antirretorno en todas las líneas de gases. Su función es evitar retrocesos de gases calientes.

- Una válvula de purga accionada pneumáticamente por control remoto. Su función es despresurizar la instalación en caso de avería en cadena y/o mal funcionamiento de las válvulas de seguridad.

- Detectores de concentración ambiental de monóxido de carbono instalados en las áreas de trabajo. Una alarma se dispara en el momento que se supera el valor preventivo de 50 ppm.

- Antorcha destinada a quemar gas producto en el caso de necesidad de dejarlo escapar a la atmósfera (situaciones de emergencia).

8.2. Condiciones generales para la puesta en marcha, parada y emergencias

- **Puesta en marcha.** Son necesarios equipos auxiliares para el arranque de la planta. Se proponen dos quemadores auxiliares de gas natural para la producción de vapor a 250 ºC y aire caliente a 500 ºC necesarios para la gasificación. A medida que el fango introducido gasifique y se cree la corriente de gas a 800 ºC se podrá incrementar la entrada de agua para generar, en el sistema de recuperación, el vapor que calentará el aire. Se seguirá trabajando con los dos quemadores hasta que las temperaturas de salida de las corrientes del sistema de recuperación y del intercambiador sean las necesarias para el proceso.

Durante la puesta en marcha se debe poner especial atención en los indicadores de temperatura, los indicadores de CO ambiental y el análisis del gas producido. Es posible que la composición del gas inicial no sea la adecuada y se deba quemar en una antorcha en lugar de enviarlo a los motores.

- **Parada.** Para parar la planta es necesario dejar de alimentar el gasificador, así poco a poco se irá enfriando todo el sistema. El gas producido durante la parada también se quemará en una antorcha. Si no se le ha dado otro uso al vapor excedente, podría ser utilizado para limpiar los conductos de la planta.

- **Emergencias.** Un generador Diesel será el equipo de emergencia para alimentar a los equipos esenciales para la seguridad de la planta en caso de pérdida de suministro eléctrico (interno o externo).

  Ante cualquier emergencia en la que se abran las válvulas de seguridad, se conducirá el gas producto a la antorcha la cual habrá sido diseñada para quemar el 100 % del caudal de gas producido en el gasificador.

9. ANÁLISIS DE IMPACTO AMBIENTAL

El proyecto de gasificación de fangos de depuradora tiene dos ventajas medioambientales principales, que son:

- Aprovechamiento de un residuo, disminuyendo su volumen.
- Generación de energía caracterizada como renovable. Esto significa que es inagotable, ya que mientras en las poblaciones urbanas se siga utilizando agua y ésta necesite tratamiento para su retorno al medio, se generarán lodos de depuradora, materia prima del proceso de gasificación.

Pero por otro lado, la operación de una planta de gasificación puede representar un impacto sobre el ambiente que debe ser minimizado. A continuación se analizan los aspectos medioambientales afectados significativamente y se proponen medidas para limitar el impacto sobre ellos.

9.1. Impacto de la instalación

En la medida de disponibilidad de espacio, la planta de gasificación se localizará cercana a una de las plantas de secado ya existentes en Rubí o en Mataró, dentro de los polígonos industriales donde éstas se encuentran. De éste modo el impacto en el territorio y a nivel visual serán mínimos y, en todo caso, no superarán el impacto de las plantas ya existentes.

9.2. Impacto del transporte de fango

Tanto si la planta de gasificación se sitúa en Mataró o en Rubí los fangos provenientes de la otra planta de secado deberán ser trasladados. Si no se quiere utilizar vías de pago, hay 49 km que separan los dos emplazamientos, 26 de los cuales por vías rápidas, con las consiguientes emisiones de CO_2 debido al uso de carburantes. Este traslado deberá ser realizado mediante camiones cubiertos, minimizando así la emisión de olores y gases por parte del fango seco.

9.3. Impacto de la operación de la planta

9.3.1. Residuos sólidos

Tanto los alquitranes, como las cenizas que se generan en el proceso de gasificación pueden ser conducidos al vertedero, de la misma manera que se hace con el fango seco que sale de las plantas de secado actualmente. Hay que destacar la reducción del sólido que debe ser vertido, aproximadamente de un 95% en volumen, por lo cual se reducirá el impacto actual. Además, caso que se desarrolle satisfactoriamente algún sistema de revalorización de cenizas, el impacto de los residuos sólidos pasaría a ser positivo.

9.3.2. Emisiones de gases

La emisión de gases a la atmósfera derivada del proceso de gasificación es prácticamente nula, ya que precisamente es el gas producto de la oxidación parcial el que se conduce a los motores para su utilización como combustible. En condiciones normales de funcionamiento se dejará escapar el mínimo posible a la atmósfera, y sólo en momentos de emergencias se dejará escapar por la válvula de seguridad y se quemará en una antorcha.

Por otro lado, tanto las emisiones en caso de emergencia como los gases de la combustión en los motores no incrementan la cantidad de CO_2 en la atmósfera. La utilización de fango de depuradora para generar este gas producto supone un ciclo cerrado en la formación y absorción del CO_2, sin contribuir en el efecto invernadero.

Si además se tiene en cuenta que puede producir una disminución en el consumo de gas natural de las plantas de secado, en lugar de crearse un impacto mediambiental se disminuye el ya existente.

9.3.3. Agua residual

En el lavado del gas se genera una corriente de agua residual contaminada con alquitranes y partículas sólidas. Entre otros compuestos puede contener ácido acético, fenoles y compuestos orgánicos. Debido a que la localización de la planta es cercana a una EDAR este efluente contaminado se conducirá a la corriente de entrada de la Estación Depuradora de Aguas Residuales.

9.3.4. Ruidos

La contaminación acústica de la planta puede ser producida principalmente por el funcionamiento del compresor, las bombas y los motores. Se recomienda la utilización de materiales y medidas que minimicen este factor.

9.3.5. Olores

Es importante la generación de olores debido a la degradación de la materia orgánica en el fango de depuradora. Será muy importante garantizar la estanqueidad de los depósitos de los camiones durante el traslado de los fangos, los alquitranes, las cenizas o las partículas sólidas. Un buen diseño del resto de depósitos y equipos puede ayudar a disminuir este impacto.

10. ANÁLISIS ECONÓMICO

10.1. Inversión necesaria

El capital que se debe invertir. Depende de la capacidad de planta y se ha calculado a partir de datos existentes recogidos y actualizados por A.V.Bridgwater. A partir de estos datos se puede calcular la inversión necesaria con las siguientes expresiones:

- **Coste de la unidad de gasificación**: Incluye el pre-tratamiento, el gasificador y el sistema de recuperación de calor.

  $$\text{Coste (millares de €)} = 282 \cdot P^{0,537} \qquad \text{(eq.10.1)}$$

- **Coste de la conversión a energía eléctrica**: Incluye la limpieza del gas, el secado y las modificaciones que se deban introducir en el funcionamiento del motor.

  $$\text{Coste (millares de €)} = 30,82 \cdot (Q \cdot 1000)^{0,6983} + 1008 \cdot (P \cdot 1,25)^{0,96} \qquad \text{(eq.10.2)}$$

Si P es la potencia que se introduce en la red eléctrica (1,7 MW) y Q el caudal de fango seco con 0% de humedad que se introduce en el gasificador (1,7 Mg/h) se obtiene que la inversión total es de:

Inversión (millares €) = 8.053 mil€

Pero esta inversión está calculada con base del año 2000, por lo que se tendría que incrementar según la inflación de los últimos años (2000-2005). Se ha considerado una inflación del 3% (según datos INE) cada año. La inversión a tener en cuenta es:

Inversión (millares €) = **9.336 mil€**

Se puede dividir en tres aportaciones.

- **Capital propio.** Parte de la inversión que hace frente la empresa responsable del proceso de gasificación. En este caso SGT S.A. Se estima en un 30% de la inversión necesaria.

- **Subvención.** Debido al carácter del proyecto, dentro del marco de energías renovables se considera la petición de subvención pública para hacer frente a la inversión. Se estima en un 40% de la inversión necesaria.

- **Financiación externa.** Dependerá del capital propio aportado y de la subvención recibida. Según las estimaciones anteriores se calcula que valdrá un 30% de la inversión necesaria.

10.2. Gastos

En este grupo se pueden diferenciar los gastos de explotación y los financieros.

- **Gastos de explotación.** Se refieren a los gastos por tener en funcionamiento la instalación. Incluyen el mantenimiento, la operación, los seguros y el coste de la materia prima. Los valores se han calculado a partir de datos del Instituto Catalán de la Energía (ICAEN) sobre instalaciones similares de gasificación. De todos modos, se debe hacer hincapié en la poca experiencia que se tiene con este tipo de plantas, por lo que los datos sólo pueden ser aproximados.

    - Mantenimiento: 0,72 c€/kWh
    - Operación: 0,96 c€/kWh
    - Seguro: 0,18 c€/kWh
    - Materia prima (fango seco): 0 ptas/kWh

    Pero vuelven a estar calculados hacia el año 2000, por lo que se les vuelve a aplicar una inflación del 3% por cada año transcurrido (2000-2005).
    Los valores que se tendrán que tener en cuenta son:

    - Mantenimiento: 0,83 c€/kWh
    - Operación: 1,11 c€/kWh
    - Seguro: 0,21 c€/kWh
    - Materia prima (fango seco): 0 ptas/kWh

- **Gastos financieros.** Corresponden al préstamo para cubrir la parte de la inversión que no cubren los fondos propios ni la subvención. Se considera que se podría conseguir una financiación a 8 años con un interés del 6%.

10.3. Ingresos

En este aparatado se deben contabilizar los siguientes ingresos.

- **Disminución del consumo actual de gas natural.** Actualmente las plantas de secado de fangos de Mataró y Rubí utilizan los gases calientes de combustión de gas natural para la generación de la corriente de aire caliente necesaria para el secado del fango. Esta combustión ocurre en unos motores que generan electricidad que es vendida a la red. Gracias al gas producto que se obtiene en el proceso de gasificación se podría disminuir el consumo actual de gas natural en un 15%.

- **Disminución de residuo generado.** La masa de residuo generado se reduce aproximadamente en un 95%. El volumen también se verá reducido, pero dependerá de la densidad del fango seco inicial y de la densidad de las cenizas. El gasto de deshacerse de este residuo disminuye.

No se ha tenido en cuenta el ingreso debido a generación de electricidad ya que no se plantea producir más o menos electricidad que la que se produce actualmente, sino la sustitución del combustible.
Para el cálculo de los ingresos a lo largo de los años, se ha calculado con un aumento de precios del 1% hasta el año 2013 y del 2% hasta el 2026.
Así se ha realizado un análisis económico tendiendo a pesimista, en la que:

- la inversión necesaria ha aumentado con una inflación del 3% (2000-2005).
- los gastos de operación, mantenimiento y seguro aumentan con una inflación del 2% a lo largo de vida del proyecto.
- los ingresos por no deposición de fango y venta de electricidad aumentan 1% durante 7 primeros años y 2% los siguientes.

10.4. Indicadores de la inversión

Los indicadores de la inversión son aquellos valores que nos aportan un criterio para conocer si la inversión es viable o no. Se ha utilizado una hoja de Excel para calcular estos valores.

- **VAN o Valor Actual Neto.** Mide la riqueza que aporta el proyecto, medida en moneda del momento inicial. La regla de decisión es la siguiente: o aceptar los proyectos con VAN>0 o rechazar los proyectos con VAN<0. Es indiferente aceptar o rechazar los proyectos con VAN=0. Entre dos proyectos alternativos, se debe seleccionar el que tenga mayor VAN. En el proyecto que se estudia el valor del VAN es de 4.427,6 mil €

- **TIR o Tasa Interna de Retorno.** Indica el rendimiento (%) de la inversión efectuada. La regla de decisión es aceptar los proyectos con TIR>r, siendo r la tasa de corte previamente definida. En el proyecto que se estudia el valor del TIR es de 14,19%

- **Pay-Back o Periodo de Recuperación de la Inversión.** Indicará los años necesarios para recuperar el capital invertido. Mejor cuanto menor sea el Pay-back. En el proyecto que se estudia el valor del Pay-Back es de 9 años.

- **Rentabilidad (Bdl / Recursos Propios).** La rentabilidad de la inversión compara el beneficio disponible (BdI) respecto a los recursos propios aportados para la financiación del proyecto. En el proyecto que se estudia el valor de la rentabilidad es de 21,75%

A continuación se observa la hoja de cálculo que se ha utilizado:

ANÁLISIS ECONÓMICO

Capacidad Planta : **42,4242** Tm/dia — 14.000 Tm/any
PCI fango seco : 14.528 KJ/kg
Rendimiento eléctrico : 25%
Potencia : 1.783 kW
Producción eléctrica : 14.124 MWh/año

Inversion: 9.336,40 mil€
Capital propio: 2.800,92 mil€ — 30,0%
Subvención: 3.734,56 mil€ — 40%
Financiación externa: 2.800,92 mil€ — 30,0%

Amortización: 12 años
Periodo del prestamo: 8 años
Devolución principal : 350,11491 mil€
Inflación: 2,00%
Interés: 6,00%

Mantenimiento: 0,8347 c€/KWh
Operación: 1,1129 c€/KWh
Seguros: 0,2087 c€/KWh

Consumo actual de gas natural: 700 Nm3/h/motor
num. Motores : 4
PCI gas natural: 40,5 MJ/Nm3
Potencia necesaria: 31,5 MW

Caudal de gas producto producido: 3267 Nm3/h
PCI gas producto: 5,5 MJ/Nm3
Potencia producida por el gas producto: 4,99125 MW
Ahorro de gas natural: 443,66667 Nm3/h
Porcentaje de gas natural sustituido: 15,85%

Coste deposición fango seco : 45,37 €/Tm
extret aprox de DECRET 1/1997, de 7 de gener de 1997, sobre la disposició del rebuig en dipòsits controlats.
Reducción de masa a llevar al vertedero: 95%
Masa que deja de ser llevada al vertedero: 13300 Tm/any

Gas natural: distribuido entre 3 i 16 bares
Consumo: 136080 MWh/año/planta
Precio (tarifa 2.5):
Término fijo: 3,8654 c€/kWh y día y mes
Término variable: 1,6234 c€/kWh

Ahorro de gas natural: 43723,35 MWh/añc
132495 kWh/dia
Término fijo: 6145754,1 c€/año
Término variable: 70980486 c€/año

Total: 771,26 mil€/año

	2006 0	2007 1	2008 2	2009 3	2010 4	2011 5	2012 6	2013 7	2014 8	2015 9	2016 10	2017 11	2018 12	2019 13	2020 14	2021 15	2022 16	2023 17	2024 18	2025 19	2026 20
ESCENARIO ECONÓMICO DE PRECIOS																					
Variación precio kWh gas natural		1%	1%	1%	1%	1%	1%	1%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%
Variación del ahorro por no-compra de gas natural		1%	1%	1%	1%	1%	1%	1%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%
Variación precio deposición fango seco		1%	1%	1%	1%	1%	1%	1%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%
Variación del ahorro por no-deposición fango seco		1%	1%	1%	1%	1%	1%	1%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%	2%
CUENTA DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS (Euros constantes)																					
INGRESOS (mil euros)		**1.406**	**1.421**	**1.435**	**1.449**	**1.464**	**1.478**	**1.493**	**1.523**	**1.553**	**1.584**	**1.616**	**1.648**	**1.681**	**1.715**	**1.749**	**1.784**	**1.820**	**1.856**	**1.893**	**1.931**
Ahorro por no-compra de gas natural		771	779	787	795	803	811	819	835	852	869	886	904	922	940	959	978	998	1.018	1.038	1.059
Ahorro por no-deposición de fango seco		635,2	641,5	647,9	654,4	661,0	667,6	674,3	687,7	701,5	715,5	729,8	744,4	759,3	774,5	790,0	805,8	821,9	838,4	855,1	872,2
GASTOS (mil euros)		**304,6**	**310,6**	**316,9**	**323,2**	**329,7**	**336,3**	**343,0**	**349,8**	**356,8**	**364,0**	**371,2**	**378,7**	**386,2**	**394,0**	**401,9**	**409,9**	**418,1**	**426,4**	**435,0**	**443,7**
Mantenimiento		117,9	120,2	122,7	125,1	127,6	130,2	132,8	135,4	138,1	140,9	143,7	146,6	149,5	152,5	155,6	158,7	161,8	165,1	168,4	171,7
Operación / Servicios Externos		157,2	160,3	163,5	166,8	170,1	173,5	177,0	180,6	184,2	187,9	191,6	195,4	199,4	203,3	207,4	211,6	215,8	220,1	224,5	229,0
Seguros		29,5	30,1	30,7	31,3	31,9	32,5	33,2	33,9	34,5	35,2	35,9	36,6	37,4	38,1	38,9	39,7	40,5	41,3	42,1	42,9
MARGEN DE EXPLOTACIÓN (mil euros)		**1.101,9**	**1.109,9**	**1.117,9**	**1.125,9**	**1.133,9**	**1.141,9**	**1.150,0**	**1.173,0**	**1.196,5**	**1.220,4**	**1.244,8**	**1.269,7**	**1.295,1**	**1.321,0**	**1.347,4**	**1.374,3**	**1.401,8**	**1.429,9**	**1.458,5**	**1.487,6**
Amortitzación		466,8	466,8	466,8	466,8	466,8	466,8	466,8	466,8	466,8	466,8	466,8	466,8								
BAII		635,1	643,0	651,0	659,0	667,1	675,1	683,2	706,2	729,6	753,6	778,0	802,9	1.295,1	1.321,0	1.347,4	1.374,3	1.401,8	1.429,9	1.458,5	1.487,6
Gastos financieros		168,1	147,0	126,0	105,0	84,0	63,0	42,0	21,0	0,0											
BAI (Beneficio bruto)		467,0	496,0	525,0	554,0	583,0	612,1	641,2	685,2	729,6	753,6	778,0	802,9	1.295,1	1.321,0	1.347,4	1.374,3	1.401,8	1.429,9	1.458,5	1.487,6
Impuesto de sociedades (35%)		163,5	173,6	183,7	193,9	204,1	214,2	224,4	239,8	255,4	263,7	272,3	281,0	453,3	462,3	471,6	481,0	490,6	500,5	510,5	520,7
Beneficio después de impuestos (Bdl)		**303,6**	**322,4**	**341,2**	**360,1**	**379,0**	**397,9**	**416,8**	**445,4**	**474,3**	**489,8**	**505,7**	**521,9**	**841,8**	**858,6**	**875,8**	**893,3**	**911,2**	**929,4**	**948,0**	**967,0**
FINANCIAMIENTO DEL PROYECTO (mil euros)																					
Retorno anual		350,1	350,1	350,1	350,1	350,1	350,1	350,1	350,1												
Préstamo vivo (inicio de año)		2.800,9	2.450,8	2.100,7	1.750,6	1.400,5	1.050,3	700,2	350,1	0,0											
Gastos financieros		168,1	147,0	126,0	105,0	84,0	63,0	42,0	21,0	0,0											
TESORERIA (mil euros)																					
CASH-FLOW NETO (Bdl + Amortitzación)		**770,4**	**789,2**	**808,1**	**826,9**	**845,8**	**864,7**	**883,6**	**912,2**	**941,1**	**956,6**	**972,5**	**988,7**	**841,8**	**858,6**	**875,8**	**893,3**	**911,2**	**929,4**	**948,0**	**967,0**
CASH-FLOW ACTUALIZADO		**726,8**	**702,4**	**678,5**	**655,0**	**632,0**	**609,6**	**587,6**	**572,3**	**557,0**	**534,2**	**512,3**	**491,3**	**394,7**	**379,8**	**365,4**	**351,7**	**338,4**	**325,6**	**313,3**	**301,5**
CASH-FLOW ACTUALITZAT ACUMULADO	**-5.602**	**-4875,1**	**-4172,7**	**-3494,2**	**-2839,2**	**-2207,2**	**-1597,6**	**-1010,0**	**-437,7**	**119,4**	**653,5**	**1165,8**	**1657,2**	**2051,9**	**2431,6**	**2797,1**	**3148,7**	**3487,1**	**3812,7**	**4126,1**	**4427,6**
Retorno Principal		350,1	350,1	350,1	350,1	350,1	350,1	350,1	350,1												
Saldo a final de año		420,3	439,1	458,0	476,8	495,7	514,6	533,5	562,1	941,1	956,6	972,5	988,7	841,8	858,6	875,8	893,3	911,2	929,4	948,0	967,0
RENDIBILIDAD DEL PROYECTO (%)																					
Beneficio Neto s/ Recursos Propios		10,84%	11,51%	12,18%	12,86%	13,53%	14,20%	14,88%	15,90%	16,93%	17,49%	18,05%	18,63%	30,05%	30,66%	31,27%	31,89%	32,53%	33,18%	33,85%	34,52%
Beneficio Neto s/ Recursos Totales		5,42%	5,76%	6,09%	6,43%	6,77%	7,10%	7,44%	7,95%	16,93%	17,49%	18,05%	18,63%	30,05%	30,66%	31,27%	31,89%	32,53%	33,18%	33,85%	34,52%

VAN (20 anys) = 4.427,6 milers€ — **TIR (s /Cash-Flow) = 14,19%**
Pay Back (s/Cash-Flow) = 9 años — **Rendibilidad media (Bdl s/ Recursos Propis) = 21,75%**

Fig. 10.1. Cálculo de los indicadores económicos

Conclusiones

Las conclusiones de este Proyecto de Final de Carrera son las siguientes:

Después de realizar todos los experimentos de caracterización con ambos tipos de fango seco (el procedente de la planta de secado de Rubí y el procedente de la planta de secado de Mataró), se determina que ambos son materiales aptos para ser gasificados. Tienen un contenido de carbono elevado y un comportamiento en la cinética a la pirólisis semejante al de otros tipos de biomasa, características necesarias para el proceso.

Para una planta de la capacidad fijada (14.000 Mg/año de fango seco) el gasificador indicado es del tipo de lecho fluidizado sin recirculación, operando a presión atmosférica. Como agente gasificante se elige aire a 500ºC con vapor de agua a 250ºC. Los ratios ER y H/C escogidos, 0,3 y 2,3 respectivamente, regulan la cantidad de aire y de vapor a introducir en el gasificador y son los indicados para disminuir la cantidad de alquitranes y elevar el poder calorífico del gas producto.

Se ha conseguido un sistema de intercambiadores seguro (evitando el intercambiador gas producto-aire, con peligro de explosión) que garantiza la generación de las corrientes de vapor y aire necesarias a partir de la potencia térmica del gas producto al salir del gasificador. Además cuenta con una corriente de vapor sobrante que se puede utilizar para otras necesidades (limpieza de conductos, incluidos los de la planta de secado junto a la que se instale la planta de gasificación).

Para limpiar el gas de síntesis producido en el gasificador son necesarios varios equipos. Ciclón y filtro cerámico retirarán las partículas sólidas arrastradas con el gas y el lavado húmedo asegurará que no queden alquitranes. Los residuos sólidos del proceso de gasificación (cenizas) deberán ser conducidos al vertedero. La reducción del la cantidad de sólido conducida al vertedero es del 95%.

Una vez seco, se ha conseguido un gas combustible de más de 5 MJ/Nm^3, un poder calorífico aproximadamente 7 veces menor que el del gas natural. Se ha comprobado que el mejor método para su aprovechamiento energético es mediante su combustión en un motor alternativo. Se ha establecido un rendimiento de motor del 35%, por lo que la generación eléctrica es de aproximadamente 1,7 MW. La reducción del consumo del gas natural con el que funcionaban las plantas de secado es del 15%.

No se ha entrado en considerar las posibles modificaciones que deberían llevarse a cabo en el motor para que pudiese funcionar con el gas de síntesis. Existen dos posibilidades: mezclar el gas de síntesis con gas natural y enviar la mezcla a los motores, o bien instalar

un motor para funcionamiento exclusivo con gas de síntesis. En este último caso debe tenerse en cuenta la dualidad del motor para su arranque con gas natural. El estudio de estas modificaciones (funcionamiento de un motor con gas de bajo poder calorífico) se propone como un tema a desarrollar en el futuro.

En el Departamento de Ingeniería Química de la ETSEIB existe una planta piloto de gasificación. Sería muy interesante reproducir las condiciones descritas en este documento y comprobar experimentalmente las características del gas de síntesis.

Para acabar, se concluye que la gasificación es una alternativa técnicamente viable para revalorizar el fango seco de depuradora. Además el estudio económico ha descubierto que también es viable económicamente. Los beneficios medioambientales obtenidos con el proceso son obvios; disminución de residuo y generación de energía a partir de una fuente renovable. Por todo ello, aunque todavía es una tecnología en fase de desarrollo, la gasificación tiene un futuro prometedor.

Bibliografía

Referencias bibliográficas

[1] BABCOCK WANSON [http://www.babcock-wanson.es/hi/calderas_recuperacion.htm, 15 de julio de 2005]

[2] BRIDGEWATER A.V., TOFT A.J., BRAMMER J.G. *A techno-economic comparison of power production by biomasa fase pyrolisis with gasification and combustion.* Renewable ans Sustainable Energy Reviews, 2002. Vol 6, P. 181-248.

[3] BRIDGEWATER A.V. *The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation.* Fuel, 1995. Vol 74, N. 5 P. 631-653.

[4] CARDONA S. JORDI L. *Magnituds i Unitats.* Barcelona, ETSEIB – Departament d'Enginyeria Mecànica, 2003.

[5] CENTRO NACIONAL DE PRODUCCIÓN MÁS LÍMPIA. Ponencias. [http://www.cnpml.org/html/archivos/Ponencias/Ponencias-ID55.pdf, 14 de julio de 2005]

[6] ELCOGAS S.A. [http://www.elcogas.es/content_es/VD_3D/VD_3D.htm, 22 de junio de 2005]

[7] ETSEIB – DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA. *Projecte Hera: Assaig Hidrodinàmic.* Barcelona.

[8] KALTSCHMITT M., BRIDGEWATER A.V. *State of the Art and Future Prospects.* Pags: 148 and 232. RESFELT E.K.W. *Atmospheric CFB gasification. The Grève Plant and Beyond.* and MOERSCH O. A *new system for tar sampling and analysis.* European Comission, 1997.

[9] PERALES J.F. *Desulfuración de gas de síntesis a alta temperatura y presión por absorción en óxidos regenerables. Cap. 2 Depuración del gas.* Barcelona, UPC – ETSEIB – Departamento de Ingeniería Química. Tesis Doctoral. Abril 2002.

[10] PERALES J.F. [et al.] *Demostración de un Nuevo proceso de tratamiento y valorización energética de residuos de madera. REMGAS.* Barcelona, UPC - Departamento de Ingeniería Química. Abril 2003.

[11] PETERSEN I., WERTHER J. *Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed.* Chemical Engineering and Processing 44 (2005), P 717-736.

[12] PUIGJANER L. [et al.] *Gasificación de mezclas biomasa/carbón en lecho fluidizado.* Barcelona, UPC - Departamento de Ingeniería Química. Septiembre 1994.

[13] SOLER I PALAU. EXPERTOS EN VENTILACIÓN [http://www.solerpalau.es/Ffitxa26.html, 14 de julio de 2005]

[14] SWAGELOCK [http://www.swagelok.com.mx/markets/semiconductor/products.htm, 20 de octubre de 2005]

[15] TERMENS J.M. *Estudi de viabilitat tècnica i econòmica d'una planta de gasificació de fusta residual en llit fluiditzat.* Barcelona, ETSEIB. PFC. Diciembre 2000.

[16] VELO E., TAUTA S. *Aprovechamiento energético de residuos sólidos urbanos y agroindustriales.* Santa Fe de Bogotá, Universidad de la Sabana - UPC, Octubre1999.