



**UNIVERSIDAD CARLOS III DE MADRID**  
**ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR**  
**Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos**

**Proyecto Fin de Carrera**  
**Ingeniería Industrial**  
**Especialidad: Tecnologías Energéticas**

**Diseño básico del tren de limpieza de gases de  
turbina de una central de gasificación con ciclo  
combinado IGCC**

**Edén Anselmo García Herrero**

**Tutor: Javier Villa Briongos**

**Abril 2012**



# Agradecimientos

*En primer lugar, como no podía ser de otra manera, agradeceré especialmente a mi familia, por hacer de mí lo que soy, tanto a mis padres, Anselmo y Ángela, como a mis hermanos, Omar y Josué. Gracias por vuestro apoyo incondicional.*

*Agradeceré también a mis compañeros y amigos, que son muchos, tanto mis amigos de siempre, como mis compañeros de universidad (ahora amigos) y de trabajo. Gracias por vuestra ayuda, tanto profesional como extraprofesional, y por darme la oportunidad de conocerlos y de trabajar con vosotros.*

*También me gustaría mostrarle mi agradecimiento, a Esther y a su familia, por su ayuda y apoyo. Esther, sin tu cercanía, tanto en los buenos, como en los malos momentos, todo habría sido mucho más duro. Gracias.*

*Me gustaría también, agradecer a mi tutor, Javier Villa la posibilidad de trabajar con él y realizar este proyecto, ayudándome siempre con su experiencia y sus consejos. Gracias Javier.*

*Por último, agradeceré a mucha gente, que aunque no tiene nombre propio en este proyecto, han hecho posible, y más llevadera la superación de esta etapa de mi vida, entre ellos, profesores, familiares, compañeros, y todas las personas que de una u otra manera me han ayudado en mi día a día.*

*Gracias a todos.*





# Índice

Índice .....	- 5 -
Resumen .....	- 9 -
1. Introducción .....	- 12 -
1.1 Panorama energético .....	- 12 -
1.2 Contaminación .....	- 14 -
1.3 Panorama energético español.....	- 16 -
1.4 Resultados .....	- 17 -
2. IGCC .....	- 18 -
2.1 Ciclo combinado .....	- 18 -
2.2 Gasificación .....	- 21 -
2.3 Análisis económico.....	- 22 -
2.3.1 Costes .....	- 22 -
2.3.2 Valoración de costes en las centrales IGCC.....	- 23 -
2.3.3 Comparación entre costes IGCC, PC, NGCC .....	- 25 -
2.3.4 Competitividad IGCC- NGCC .....	- 26 -
2.4 Resultados .....	- 26 -
3. Combustibles.....	- 27 -
3.1 Introducción .....	- 27 -
3.2 Biomasa .....	- 28 -
3.3 Coque de petróleo .....	- 29 -
3.4 Residuos de refinería .....	- 30 -
3.5 Carbón.....	- 30 -
3.5.1 Introducción.....	- 30 -
3.5.2 Propiedades del carbón.....	- 31 -
3.5.3 Propiedades de la ceniza.....	- 33 -
3.6 Resultados.....	- 34 -
4. Contaminantes presentes en el gas de síntesis .....	- 36 -
4.1 Introducción .....	- 36 -
4.2 Partículas.....	- 37 -
4.3 Componentes ácidos .....	- 38 -



4.3.1	Derivados del azufre .....	- 38 -
4.3.2	Hidruros halogenados .....	- 39 -
4.4	Condensables .....	- 39 -
4.4.1	Trace elements .....	- 39 -
4.4.2	Metales alcalinos .....	- 41 -
4.4.3	Factores de emisión para condensables .....	- 41 -
4.5	Nitrógeno .....	- 42 -
4.6	Resultados .....	- 42 -
5.	Gasificación, características del gas de síntesis .....	- 43 -
5.1	Tecnología de gasificación .....	- 43 -
5.1.1	Lecho fijo/ móvil .....	- 45 -
5.1.2	Lecho fluidizado .....	- 45 -
5.1.3	Flujo arrastrado .....	- 46 -
5.1.4	Flujo transportado .....	- 47 -
5.2	Gasificador BGL (British Gas Lurgi) .....	- 47 -
5.3	Composición del gas de síntesis .....	- 50 -
5.4	Resultados .....	- 54 -
5.4.1	Composición del gas de síntesis .....	- 54 -
5.4.2	Características del gas de síntesis .....	- 55 -
6.	Procesos de limpieza .....	- 58 -
6.1	Introducción .....	- 58 -
6.2	Ciclón .....	- 60 -
6.2.1	Descripción .....	- 60 -
6.2.2	Eficiencia del ciclón .....	- 61 -
6.2.3	Efecto de la carga de sólidos .....	- 62 -
6.2.4	Descarga de partículas .....	- 62 -
6.2.5	Resumen .....	- 63 -
6.3	Filtros cerámicos .....	- 63 -
6.3.1	Descripción .....	- 63 -
6.3.2	Limpieza parcial y dry scrubbing .....	- 65 -
6.3.3	Resultados .....	- 66 -
6.4	Lavado seco (dry scrubbing) .....	- 66 -
6.4.1	Descripción .....	- 66 -



6.4.2	Fundamentos de las reacciones sólido- gas .....	- 67 -
6.4.3	Resultados.....	- 68 -
6.5	Inyección de getters .....	- 68 -
6.5.1	Descripción.....	- 68 -
6.5.2	Eliminación de condensables por condensación y filtración.....	- 69 -
6.5.3	Resultados.....	- 69 -
6.6	Resultados.....	- 70 -
7.	Aplicación práctica.....	- 72 -
	Objetivo y alcance .....	- 72 -
7.1	Introducción .....	- 72 -
7.2	Metodología.....	- 75 -
7.2.1	Dimensionado.....	- 75 -
7.2.2	Calculo de concentración contaminantes .....	- 76 -
7.2.3	Proceso de limpieza .....	- 77 -
7.2.4	Retirada/ Realimentación .....	- 77 -
7.3	Dimensionado .....	- 78 -
7.4	Partículas.....	- 78 -
7.4.1	Concentración partículas .....	- 78 -
7.4.2	Limpieza partículas.....	- 78 -
7.4.3	Retirada/ Realimentación .....	- 80 -
7.5	Compuestos ácidos .....	- 80 -
7.5.1	Concentración de compuestos ácidos .....	- 80 -
7.5.2	Limpieza de componentes ácidos .....	- 80 -
7.5.3	Retirada/ Realimentación .....	- 81 -
7.6	Condensables .....	- 82 -
7.6.1	Concentración de condensables.....	- 82 -
7.6.1	Limpieza de condensables .....	- 82 -
7.6.2	Retirada/Realimentación .....	- 83 -
8.	Conclusiones .....	- 85 -
Anexos	.....	- 87 -
1.	Fundamentos del ciclo combinado .....	- 87 -
2.	Gasificación.....	- 89 -
3.	Propiedades relacionadas con la biomasa.....	- 93 -



4. Propiedades de los residuos derivados de la industria petrolífera .....	- 95 -
1. Contaminantes presentes en los residuos de refinería .....	- 95 -
2. Otras propiedades de interés del carbón .....	- 98 -
3. Reacciones químicas de diferentes contaminantes .....	- 99 -
4. Contaminantes del nitrógeno .....	- 100 -
5. Enrichment factors.....	- 101 -
6. Gasificadores comerciales .....	- 101 -
7. Análisis del comportamiento del ciclón .....	- 117 -
8. Análisis del sistema de limpieza por pulso o flujo inverso .....	- 120 -
9. Tipos de materiales cerámicos.....	- 120 -
10. Filtros de mangas .....	- 123 -
11. Precipitación electrostática .....	- 124 -
12. Filtros de lecho granular .....	- 125 -
Referencias .....	- 126 -





## Resumen

### *Objetivo y alcance*

---

El objetivo principal de este proyecto es el diseño básico del tren de limpieza de gases de turbina de una central de gasificación con ciclo combinado IGCC.

---

Dado que el resultado obtenido, se emplea en el diseño del tren de limpieza, se incluye una amplia prospección tecnológica que abarca diferentes soluciones comerciales de procesos de gasificación. Este proceso, está condicionado por el combustible gasificado, influyendo en los contaminantes contenidos en el gas de síntesis, por lo que la elección y el diseño adecuado del conjunto combustible- gasificador resulta crítico.

---

Uno de los objetivos secundarios, es la elección adecuada del conjunto combustible-gasificador para el modelado del caso estudio.

---

Para determinar los datos de partida necesarios en la aplicación práctica del diseño, se realiza un amplio estudio, que incluye un exhaustivo análisis de la tecnología IGCC, la evaluación de las características de los combustibles y contaminantes susceptibles de ser aplicados en dicha tecnología, y una revisión de las tecnologías de limpieza de gases disponibles para el acondicionamiento del gas de síntesis antes de su entrada en turbina.

---

El otro objetivo secundario, es obtener los datos de partida más acertados para la elección de un diseño lo más acertado posible.

---

Se persigue demostrar la importancia que el sistema de limpieza tiene en la integración de las dos partes básicas del IGCC (gasificación y ciclo combinado).

Finalmente, en el Capítulo 7, como ejemplo de aplicación práctica del diseño básico propuesto, se estudia su funcionamiento en el caso estudio de una planta IGCC de **500 MWe**, alimentando un **carbón** tipo **bituminoso** empleando un gasificador **BGL**.

### *Motivación*

Teniendo en cuenta la situación energética actual, es necesaria una forma de generación de energía fiable, estable económicamente y segura, por lo que las tecnologías de combustión son una alternativa muy atractiva en el corto plazo. Para ello, es necesario que la combustión se realice de manera eficiente y con el menor impacto ambiental posible.

La tecnología IGCC, integra un proceso de gasificación con un proceso de ciclo combinado, por lo que es una alternativa especialmente adecuada para generación de energía eléctrica dentro de la UE. Permite consumir carbón (materia prima disponible en la UE, y con un precio estable), en un proceso eficiente energéticamente e integrable con sistemas de limpieza y de secuestro de CO<sub>2</sub> que disminuyen el impacto ambiental.



El combustible más usado en este tipo de plantas, principalmente en la UE, es el carbón, por ser un combustible con buenas propiedades energéticas, ampliamente distribuido dentro de la UE y con un precio más bajo y estable que el del gas natural.

El gas de síntesis obtenido de la gasificación del carbón, tiene una cierta cantidad de contaminantes que hacen que no sea posible quemarlo directamente en un ciclo combinado, por lo que es necesario limpiarlo antes de su combustión.

Estos contaminantes se pueden agrupar en tres grupos: **Partículas sólidas, compuestos ácidos y elementos condensables**. Para cada uno de estos grupos existen diferentes alternativas de limpieza.

Se han seleccionado los siguientes dispositivos: **Ciclón** de alta temperatura, proceso de **dry scrubbing** con inyección de minerales (*getters*) y **filtro cerámico**. El principal criterio para su elección ha sido su capacidad para funcionar a alta temperatura, de manera que el proceso de limpieza penalice lo menos posible la eficiencia energética de la planta.

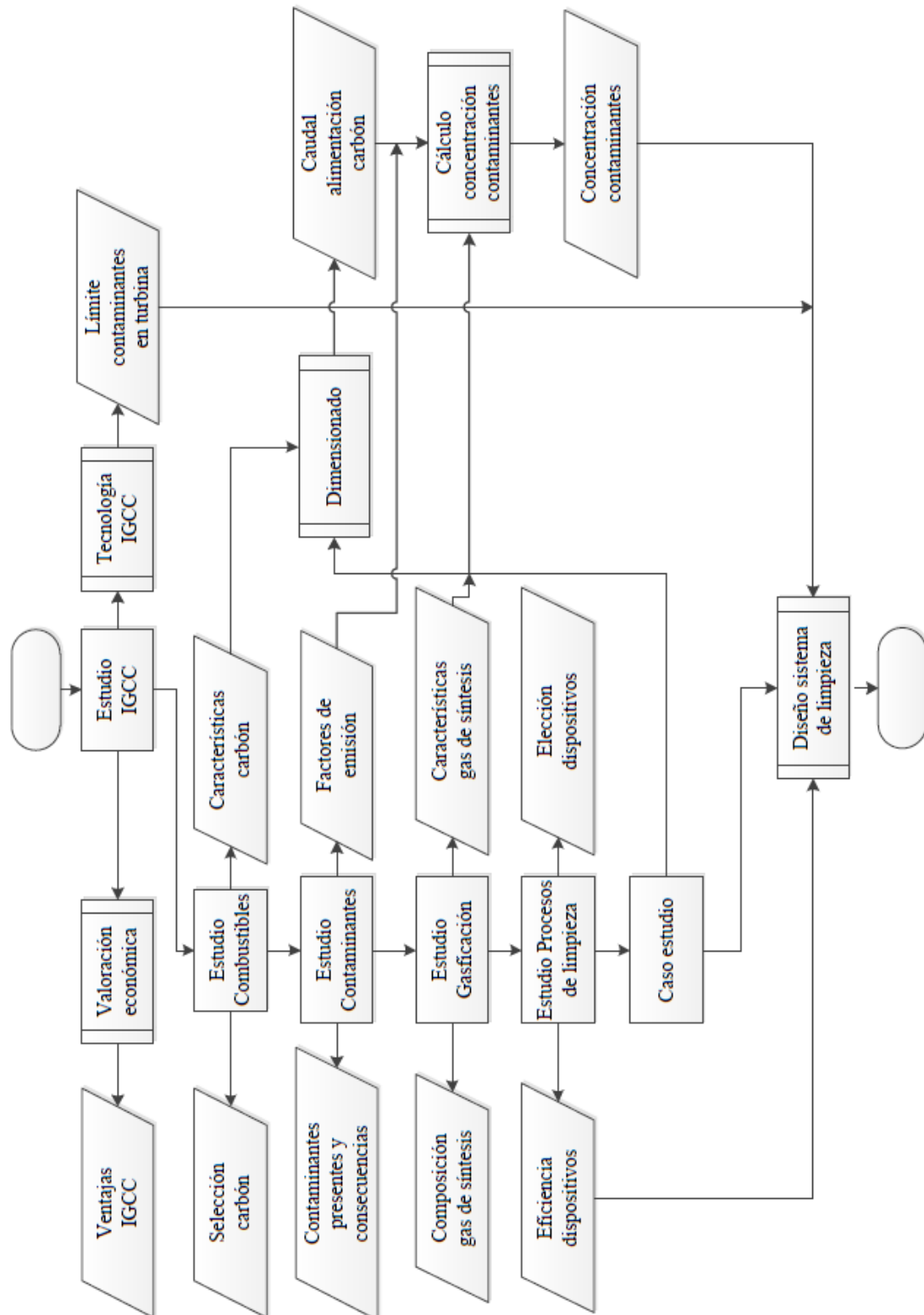


Figura 1. Diagrama de flujo, Procedimiento de diseño



# 1. Introducción

## *Objetivo y alcance*

El objetivo de este capítulo es demostrar la necesidad de una tecnología que genere energía a precios asequibles, siendo al mismo tiempo eficiente energéticamente, y respetuosa con el medioambiente.

Debido al nivel de desarrollo alcanzado a nivel mundial, la demanda energética ha aumentado mucho en los últimos años, y seguirá haciéndolo en los posteriores. Actualmente, las tecnologías que utilizan combustibles fósiles como materia prima son las únicas que pueden satisfacer la demanda mundial con precios competitivos, pero el coste de los combustibles es muy volátil y tiene una clara trayectoria ascendente.

Es por esto, que a nivel europeo resulta interesante la construcción de grandes centrales de carbón, por ser este un combustible barato, ampliamente distribuido (por lo que su precio es más estable) y que presenta posibilidad de integración de sistemas CCS, por lo que es una tecnología “limpia”.

### *1.1 Panorama energético*

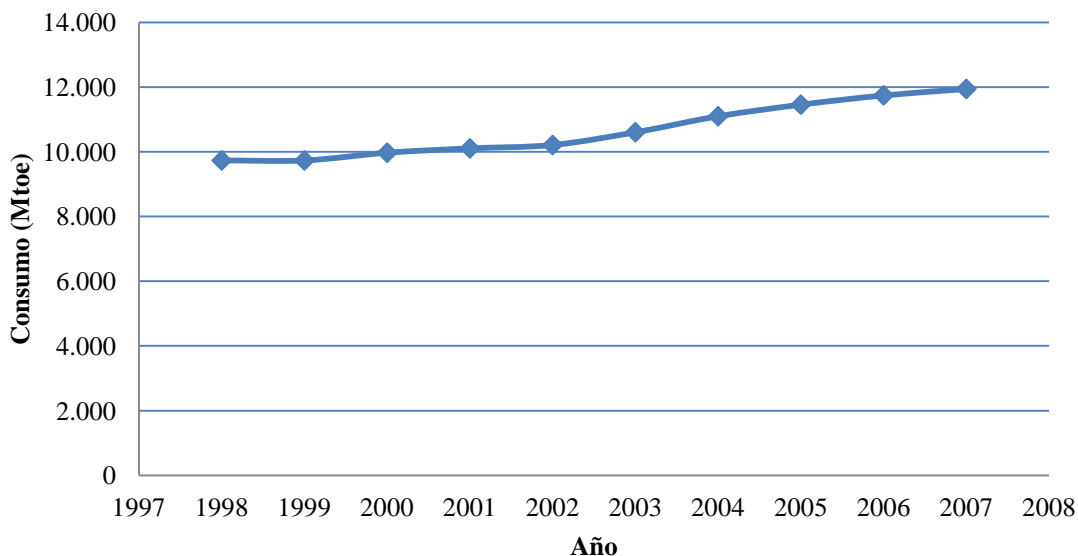
Conviene comenzar dando un breve repaso sobre el mapa político y energético, que es el que marca de manera significativa la evolución de tecnologías adecuadas para cubrir la demanda de energía. Esta demanda está marcada por una clara trayectoria ascendente en los últimos años, y parece que va a verse más acentuada, debido a la aparición de nuevas economías emergentes, que comienzan a desarrollarse industrialmente, tales como India o China. Por ejemplo China viene manteniendo un ritmo de crecimiento anual entre un 8 y un 10 % comparado con el 1-2 % de crecimiento de EEUU. Según fuentes del diario “El Mundo” [ref. 1] y [ref. 2].

En la Tabla 1 se detallan datos de consumo energético mundial en los últimos años, expresados en Millones de Toneladas Equivalentes de Petróleo (Mtoe (Million tones of oil equivalent)), y en la Gráfica 6 se muestra una representación de estos. Los datos han sido obtenidos de la Organización para Cooperación Económica y el Desarrollo (OECD (Organization for Economic Co-operation and Development)) [ref. 3].

Año	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007
Consumo (Mtoe)	9.621	9.731	9.730	9.969	10.104	10.208	10.603	11.097	11.456	11.742	11.940

Tabla 1. Evolución consumo energético mundial.

### Consumo energético mundial



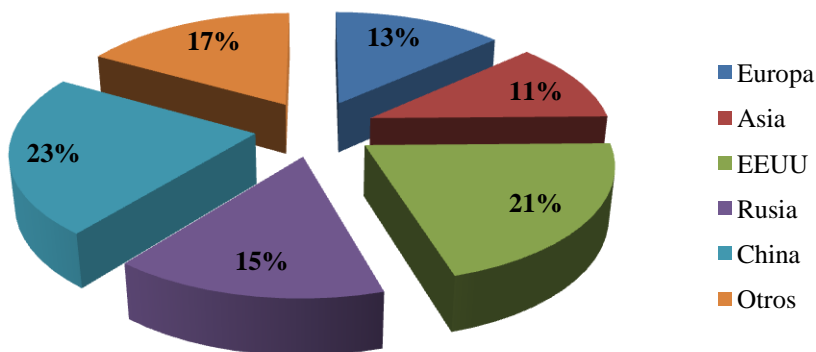
Gráfica 1. Evolución consumo energético mundial.

En la Tabla 2 y en la Gráfica 2 se detalla el desglose del consumo energético para las principales potencias consumidoras en 2007.

Región	Europa	Asia	E.E.U.U.	Rusia	China	Otros
Consumo (Mtoe)	1.075	918	1.665	1.231	1.814	1.351

Tabla 2. Consumo energético potencias mundiales.

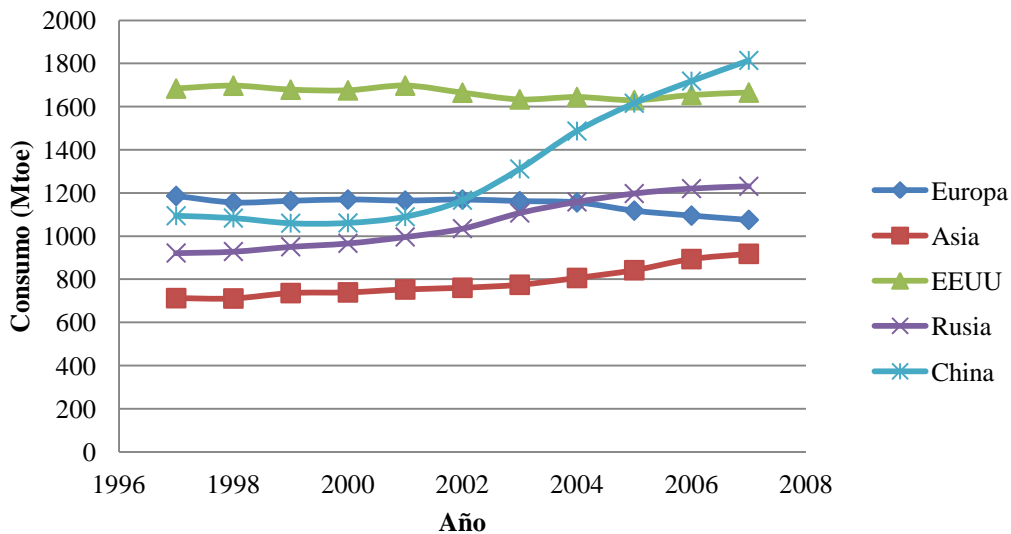
### Consumo Mundial



Gráfica 2. Consumo energético potencias mundiales.

Antes de pasar al siguiente apartado, sería recomendable echar un pequeño vistazo sobre la evolución que han tenido todos estos mercados en los últimos años, la cual se muestra en la Gráfica 3. Esto dará una idea de las tendencias futuras en el consumo energético.

### Evolución consumo energético



Gráfica 3. Evolución consumo energético potencias mundiales.

Se observa, que la tendencia en un futuro a corto plazo, es que la demanda de energía siga en aumento, sobre todo por el rápido desarrollo que están teniendo países que anteriormente no estaban tan industrializados.

El consumo energético mundial aumentó un 20% desde 1997 hasta 2007, mientras que en China el consumo aumentó en un 66%, disminuyendo un 1% en EEUU, que fue el mayor consumidor de energía en los últimos años. Es por esto que se puede decir que el consumo mundial va a venir claramente marcado por las actuaciones de estos países emergentes.

#### 1.2 Contaminación

Las emisiones están íntimamente ligadas al consumo energético, por lo que tendrán una tendencia muy similar. Esta relación se ve más fortalecida por el hecho de que la mayor parte de la energía que se consume mundialmente se obtiene por combustión, lo que lleva asociado emisión de gases de efecto invernadero y otros contaminantes. Muchos de los cuales pueden llegar a ser muy nocivos y peligrosos para el medioambiente.

Otro de los problemas de los contaminantes presentes en los gases de combustión, es que algunos de ellos pueden llegar a ser muy dañinos para los componentes de la central, por lo que se disminuye el tiempo en servicio de estos, aumentando los costes de mantenimiento y encareciendo el precio de la energía. Esta, es una de las motivaciones de este proyecto: El **diseño de un sistema de limpieza adecuado** para no incurrir en este tipo de problemas.

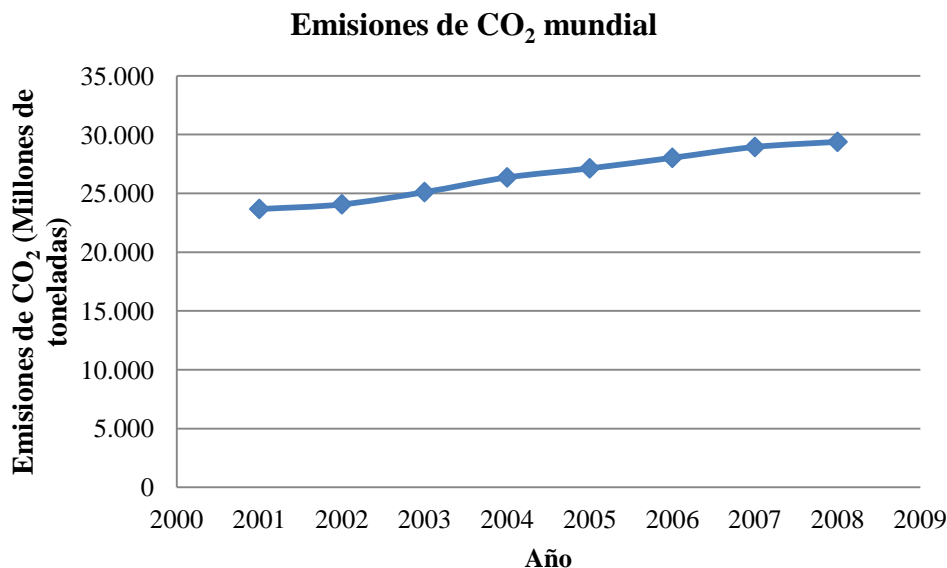
En la Tabla 3 se muestran datos de la evolución de las emisiones de CO<sub>2</sub> a nivel mundial, las cuales se representan en la Gráfica 4. En la Gráfica 5 se muestra la



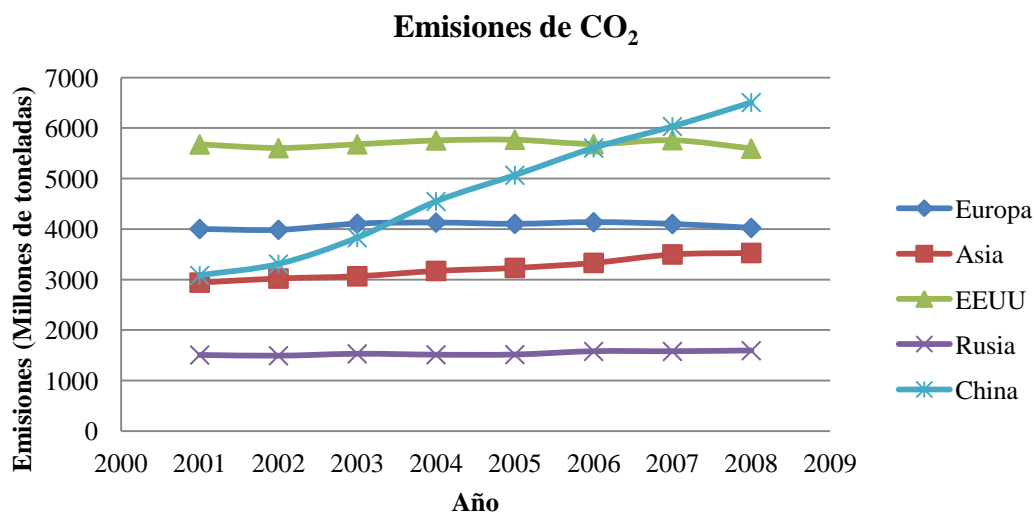
evolución de las emisiones de CO<sub>2</sub> de las principales potencias consumidoras de energía.

Año	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Emisiones (Mt)	23.675	24.070	25.111	26.357	27.129	28.014	28.945	29.381

Tabla 3. Evolución emisiones CO<sub>2</sub>.



Gráfica 4. Evolución emisiones CO<sub>2</sub>.



Gráfica 5. Evolución emisiones CO<sub>2</sub> potencias mundiales.

Se aprecia la clara tendencia ascendente en las emisiones de CO<sub>2</sub> con el paso de los años, sobre todo para el caso de los países emergentes, que están basando su desarrollo en tecnologías de combustión de combustibles fósiles, como el carbón, gas natural o derivados del petróleo. En las zonas más desarrolladas se puede observar que la tendencia en las emisiones de CO<sub>2</sub> se ha estabilizado, principalmente porque ya se han

alcanzado unos niveles de desarrollo en cuanto a infraestructuras y demanda de energía que suplen el estado de bienestar social.

De estos resultados se puede inferir que en los últimos años, las emisiones de CO<sub>2</sub> a nivel mundial han aumentado un 24%, mientras que en China, las emisiones han aumentado en un 111%, y en E.E. U.U. han disminuido en un 1%.

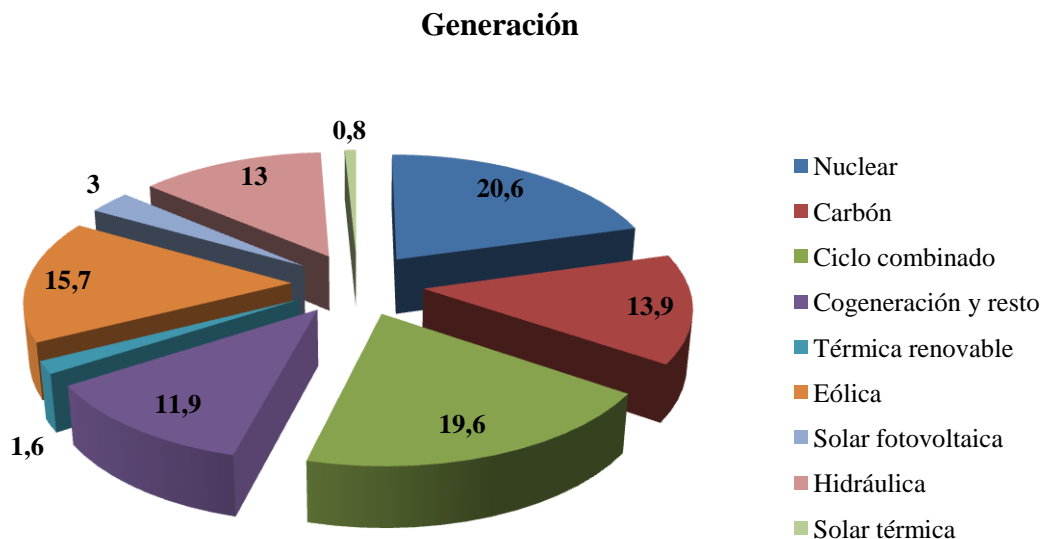
A pesar de esta disminución, las emisiones mundiales globales siguen aumentando, en mayor proporción a lo establecido por el protocolo de Kioto, que marca que en los siguientes años, las emisiones deben disminuir en un 5%.

### 1.3 Panorama energético español

Aunque la mayoría de los países desarrollados han logrado disminuir en mayor o menor medida sus emisiones de CO<sub>2</sub> no es así para el caso de España, cuyas emisiones han aumentado un 11%.

En España, más del 30% de la energía se produce mediante combustión de fuentes fósiles. Además, no hay que tener en cuenta únicamente la energía eléctrica consumida, sino también la energía que se consume en los sectores del transporte y la industria, lo que hace que las emisiones de CO<sub>2</sub> sigan aumentando.

La situación energética en España se presenta en la Gráfica 6, datos obtenidos de la página oficial de R.E.E. [ref. 4]



Gráfica 6. Mapa generación energética español.

El compromiso de España con el protocolo de Kioto consistía en aumentar solamente un 15% sus emisiones de gases de efecto invernadero. Actualmente cumplimos con este requisito, pero según fuentes como EurActiv o Ethic [ref. 6] y [ref. 7] respectivamente,





la crisis económica ha podido ser un factor decisivo para que hayamos disminuido el ritmo de emisiones de CO<sub>2</sub>.

De cualquier manera, sea cuál sea la razón, es un hecho que este parón económico no va a ser permanente, y en espera de una recuperación económica, debemos estar dotados de un sistema energético sostenible y competitivo a nivel de emisiones.

#### ***1.4 Resultados***

A corto- medio plazo, es necesario contar con una red de generación de energía capaz de mantener la actividad industrial y el estado de bienestar siendo al mismo tiempo respetuosa con el medioambiente y con capacidad para cumplir los compromisos de emisiones adquiridos.

En cuanto que las energías renovables, aún no han alcanzado el nivel de desarrollo necesario para sostener todo el consumo energético, es necesario contar con las tecnologías de combustión, que ya han demostrado ser suficientemente efectivas. No obstante, las tecnologías de combustión deberán ir acompañadas de sistemas de secuestro y captura de CO<sub>2</sub>, junto con modelos de combustión más eficientes y limpios.

En este marco energético, la tecnología IGCC cumple con las características anteriores, como se verá en el capítulo 2, es una tecnología flexible, eficiente, y presenta la posibilidad de integrarse con mecanismos de secuestro y captura de CO<sub>2</sub>.



## 2. IGCC

### *Objetivo y alcance*

---

El objetivo de este capítulo es determinar las variables relacionadas con la tecnología IGCC que condicionan el diseño del tren de limpieza

---

En este capítulo, se va a hacer un breve repaso sobre la tecnología IGCC, como introducción a los análisis que se realizan posteriormente, definiendo qué es IGCC (Gasificación + Ciclo Combinado), explicando cada uno de estos conceptos por separado y el porqué, para su integración, es necesario un sistema de limpieza.

---

La principal ventaja de la tecnología de ciclo combinado, es su **alta eficiencia**, pero, por el contrario, presenta unos **requisitos de combustible** a la entrada de la turbina muy estrictos.

---

Para mantener la eficiencia y el buen funcionamiento de la turbina de gas los contaminantes del gas de síntesis se deben eliminar antes de quemar el gas en la turbina. Uno de los resultados más interesantes de este capítulo son los límites de contaminantes permitidos en la turbina. Estos resultados, son necesarios para el diseño del tren de limpieza.

En este capítulo, se realiza un análisis económico, comparando la tecnología IGCC con otros tipos de tecnologías de combustión, que operan actualmente en el mercado, con el fin de justificar la competitividad de esta tecnología frente a sus competidoras.

Como resultado del análisis realizado, se concluye que la tecnología IGCC es un proceso muy **flexible** (se puede gasificar una gran variedad de materias primas) y muy **eficiente** gracias al proceso de ciclo combinado. Las características del combustible (gas a alta presión y temperatura), junto con las del proceso (alta eficiencia), son los criterios básicos a tener en cuenta para la selección de los equipos de limpieza.

### *2.1 Ciclo combinado*

Se comenzará por explicar brevemente la definición de ciclo combinado, dando un pequeño repaso sobre la tecnología empleada, algunos datos sobre eficiencias, y características de diseño de turbinas de gas.

La mayoría de los ciclos combinados consisten en la combinación de un ciclo **Brayton** (donde se quemaría el **gas de síntesis**) y un ciclo Rankine. El ciclo Brayton es un ciclo de gas, mientras que el Rankine es un ciclo de vapor. En la mayoría de las aplicaciones, el ciclo primario es el Brayton, siendo el ciclo Rankine el secundario. Para ver más información sobre estos ciclos se puede ver el Anexo 1. Además de las referencias [ref. 8] y [ref. 9].

En la Figura 2 se muestra un esquema simplificado del funcionamiento de una central de ciclo combinado.

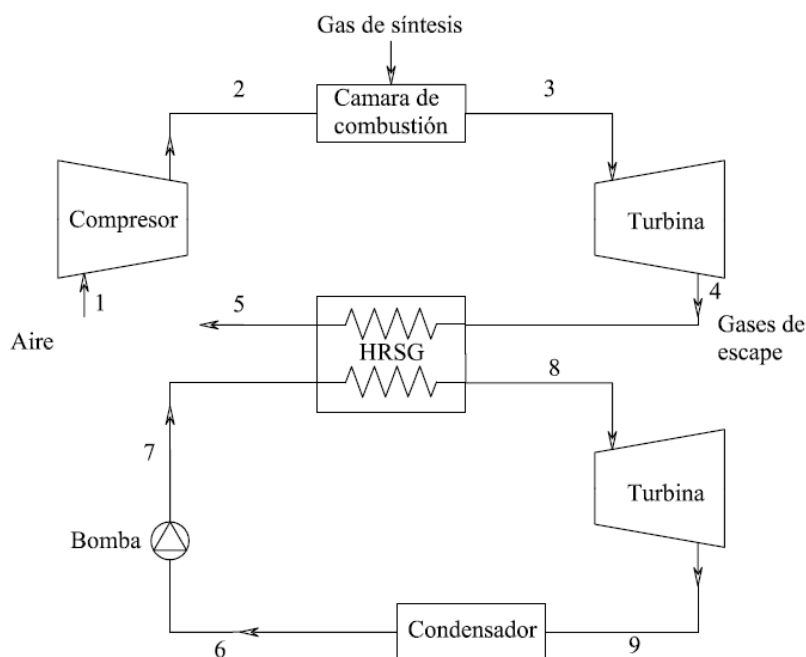


Figura 2. Esquema de un ciclo combinado simple.

El gas de síntesis que se obtiene en el gasificador, se quema en la cámara de combustión de la turbina de gas (proceso 2- 3), y posteriormente se expande (proceso 3-4) generando la potencia deseada.

Los procesos 1- 4 comprenden la turbina de gas. Este tipo de turbinas deben trabajar en continuo durante miles de horas, en condiciones extremas de presión y temperatura, por lo que las condiciones de **especificaciones del gas a la entrada de la turbina** deben ser unas determinadas, ya que debido a las condiciones de trabajo, el efecto de los contaminantes es más pernicioso aún. En caso contrario, sería necesario sustituir toda la maquinaria con más frecuencia, lo que conllevaría **mayores costes** de operación y mantenimiento y mayores pérdidas económicas.

La cantidad de contaminantes permitida en la turbina son las que se muestran a continuación, en la Tabla 4, obtenidas de la referencia [ref. 19].

Estos valores límite de concentración son la razón de ser del tren de limpieza. Su misión es reducir la concentración de los diferentes componentes nocivos para el sistema hasta un nivel menor o igual que el valor umbral de la turbina.

Contaminante	Límite máximo	Comentario
Partículas	2 ppmw	Tamaño de partícula: > 10 $\mu\text{m}$ : 0 2-10 $\mu\text{m}$ : 7,5 % 0- 2 $\mu\text{m}$ : 92.5 %
Hidruros halogenados	1 ppmw	
Componentes sulfurosos	20 ppmw	Emisiones corrosivas únicamente en presencia de metales alcalinos.
Alcalinos	0.03 ppmw	
Metales pesados	0.05 ppmw	
Plomo	1 ppmw	
Calcio	1 ppmw	

Tabla 4. Límites de contaminantes a la entrada de la turbina.

De acuerdo con esto, antes de la combustión en la turbina de gas, el gas combustible debe haberse limpiado de contaminantes, es decir, el **sistema de limpieza** se situará **antes del proceso 2- 3**, e inmediatamente después del gasificador, como se puede ver en la Figura 3.

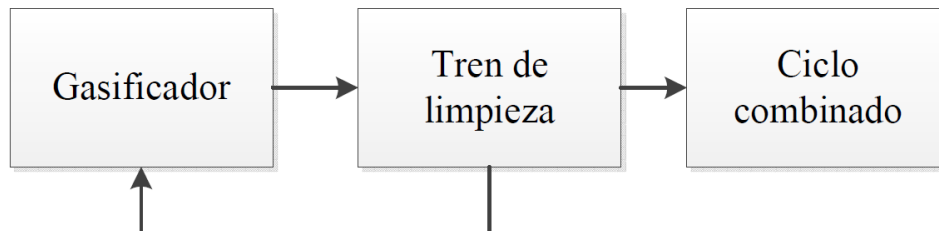


Figura 3. Esquema básico

Los ciclos combinados tienen varias cualidades que les hacen especialmente ventajosos para la generación de energía en el marco actual ([ref. 8] y [ref. 9]). Entre ellas:

1. **Alta eficiencia térmica: 50- 65 %.**
2. **Alta velocidad de arranque** (2 horas arrancando en frío).
3. **Bajos costes** tanto de **instalación** (600-900 \$/kW), como de **mantenimiento** (0,003- 0,007 \$/kWh).

Los bajos costes de instalación y mantenimiento y su alta eficiencia son las principales ventajas de esta tecnología. El diseño del proceso de limpieza, debe mantener, en mayor medida, la alta eficiencia del ciclo, por lo que se da prioridad a sistemas de limpieza capaces de operar a alta temperatura.

Como se puede ver en la Figura 4, dentro del ciclo combinado, el proceso llevado a cabo en la turbina de gas, absorbe el 38 % de la energía, por lo que es una etapa de gran importancia dentro de la planta IGCC.

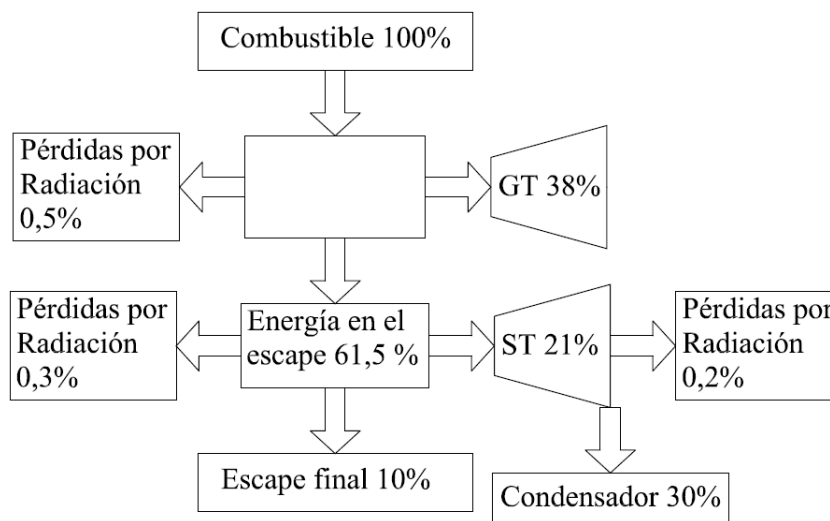


Figura 4. Flujo de Energía en el Ciclo Combinado.

El esquema presentado en la Figura 2 representa un esquema muy simplificado de un ciclo combinado. Con el objetivo de **aumentar la eficiencia**, y de conseguir condiciones óptimas para el vapor y el gas a la entrada de la turbina, se pueden añadir procesos intermedios de recalentamiento, regeneración, inyección de vapor...

De la misma manera, los procesos que se han comentado no son ideales, sino que existen pérdidas de energía debido al rendimiento de los equipos, que provocan un menor rendimiento en la central térmica, y que complican el cálculo energético de un ciclo combinado. Para más información ver: [ref. 8] y [ref. 9].

## 2.2 Gasificación

La **gasificación** es el proceso mediante el cual se convierte una materia carbonosa o un combustible, en **gas de síntesis**, que es el combustible que se quema en la turbina de gas.

El gas de síntesis está compuesto principalmente por: **H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O CO, y CO<sub>2</sub>** aparte de otros compuestos minoritarios que se estudian en el capítulo 5. Implica la reacción del carbono con aire, oxígeno, vapor, dióxido de carbono, y una mezcla de gases, a **temperaturas del orden de 500°C**. El gas producto puede usarse para generar electricidad o como materia prima para obtener otros productos en la industria química.

Es importante hacer notar que el **gas producto** del proceso de gasificación ha de tener algún **poder calorífico residual** (es por esto, que la **combustión no** se considera un proceso de **gasificación**) que es el que se aprovechará en la turbina de gas del ciclo combinado.



El poder calorífico residual dependerá principalmente del tipo de **materia prima** alimentada y del gasificador empleado. Todas estas características se estudian en los capítulos 3, 4 y 5, en los que se determinará el combustible más adecuado, las características y condiciones del gas de síntesis, y los contaminantes presentes en este.

Una de las ventajas del proceso de gasificación, es que es un proceso muy **flexible**, pudiéndose gasificar una gran variedad de materias primas. Esta flexibilidad posibilita la gasificación de combustibles de **peor calidad**, que suelen presentar problemas de combustión y gran cantidad de contaminantes.

Dependiendo de la materia prima que se gasifique, el gas de síntesis va a tener diferente proporción de contaminantes, por lo que la elección de la materia prima condiciona el sistema de limpieza.

Los límites de contaminantes que se observan en la Tabla 4, se pueden agrupar principalmente en 3 grupos (como se verá en el capítulo 4): **Partículas de materia, compuestos ácidos** (Componentes sulfurosos e hidruros halogenados) y **condensables** (Alcalinos, metales pesados, plomo y calcio).

Después del proceso de gasificación, el gas de síntesis estará formado por sus principales componentes (que se estudiarán en el capítulo 5), junto con diversas cantidades de contaminantes, sólidos, ácidos y condensables, que deberán eliminarse antes de quemar el gas de síntesis en el ciclo combinado.

### ***2.3 Análisis económico***

A continuación se comparan económicamente, diferentes tecnologías que compiten con la tecnología IGCC, como, por ejemplo, las centrales térmicas de carbón pulverizado (**PC**), y los ciclos combinados de gas natural (**NGCC**), con objeto de demostrar la competitividad tecnológica y económica de la tecnología IGCC.

#### ***2.3.1 Costes***

Actualmente los costes de la energía generada en una planta de potencia se pueden encuadrar dentro de tres tipos: **Costes fijos, costes variables y costes sociales/ambientales**.

A la hora de realizar una valoración económica sólo se tienen en cuenta los dos primeros, (costes **fijos y variables**). Los costes sociales, aunque importantes, actualmente son subjetivos, y es difícil obtener una estimación económica de este tipo.

En este aspecto, en un futuro, un posible **mercado de derechos de emisiones**, ayudará a valorar más objetiva y provechosamente los costes derivados de las emisiones de contaminantes, y de los diferentes impactos sociales y medioambientales que una planta de potencia tiene en su entorno.



### 2.3.2 Valoración de costes en las centrales IGCC

#### *Costes de inversión*

Actualmente, la tecnología IGCC conlleva unos **costes de inversión mayores** que los de sus competidoras (PC, y NGCC), debido a la complejidad de la tecnología que utiliza, y a que se está hablando de una tecnología que aún no se ha desarrollado plenamente y que todavía puede ofrecer muchas oportunidades.

Es difícil estimar un coste de inversión, debido a que aún no existen plantas de referencia, y a que las alternativas de diseño son muchas y muy variadas. Sin embargo para una central IGCC de carbón se puede estimar un coste aproximado de inversión en el intervalo de los **1.200- 1.500 €/kWh** según [ref. 16].

Como se ha comentado anteriormente, esta tecnología aún puede ofrecer muchas oportunidades de desarrollo y de crecimiento, por lo que se espera, que a medida que se comercialice la tecnología, los costes de inversión disminuyan notablemente.

Esta disminución se debe principalmente a las siguientes razones:

- **Optimización de diseños** debido a la experiencia.
- **Estandarización de plantas**, reduciéndose los costes de ingeniería y de fabricación.
- Beneficios de **economía de escala**.

La clara posibilidad de **mejora**, en lo que a **costes de inversión** se refiere, es una de las ventajas con las que cuenta este tipo de tecnología frente a sus competidoras, puesto que:

- Éstas, son tecnologías maduras, por lo que el potencial para reducir sus costes de inversión es menor.
- Las centrales PC están sufriendo aumentos en sus costes de inversión debido a la necesidad de incorporar sistemas adicionales de control de emisiones.
- Las centrales NGCC, pese a su bajo coste de instalación están penalizadas por el alto coste del combustible y la tendencia alcista de los precios de este en los últimos años.

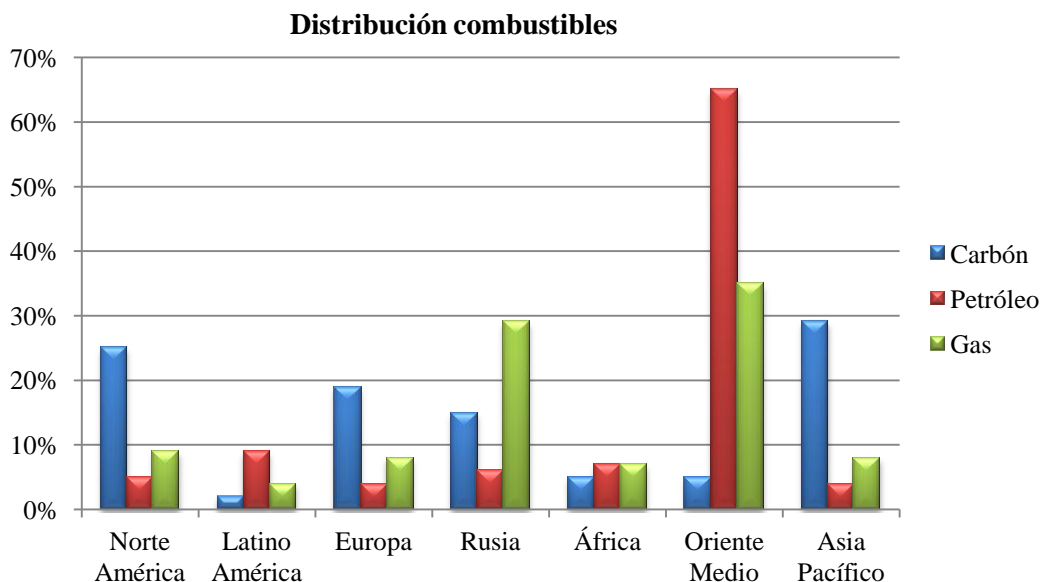
#### *Costes del combustible*

Los costes de combustible de las centrales IGCC (principalmente carbón) son inferiores al del resto de tecnologías principalmente por las siguientes razones:



- La **elevada eficiencia** de este tipo de plantas hace que los costes por kWh sean menores.
- La tecnología de gasificación es mucho **más flexible** en lo que al tema de alimentación se refiere, pudiendo utilizar carbones y materias primas de peor calidad y por lo tanto precios más bajos.
- **Elevado coste del gas natural.**

Teniendo un coste para el carbón de 1,31 €/GJ se puede tener un coste específico de combustible de 1,14 cts. €/kWh generado, que cuenta además con la ventaja de ser un precio más estable. Esta estabilidad, está motivada por la distribución más amplia de las reservas de carbón. En la Gráfica 7 se muestra la distribución geográfica de las reservas de carbón y gas natural. Como se puede comprobar, las principales reservas tanto de gas natural, como de petróleo, se encuentran situadas en oriente medio, mientras que en Europa, contamos una gran parte de las reservas de carbón.



Gráfica 7. Distribución geográfica carbón, petróleo y gas. [ref. 23].

#### *Costes de operación y mantenimiento*

Los costes de operación y mantenimiento de las plantas IGCC son similares a los de las plantas PC, y superiores a las plantas NGCC. Para plantas de 400- 500 MW, se pueden estimar los costes de **mantenimiento** aproximadamente **en 0,7 cts. €/kWh** en una planta IGCC.

#### *Beneficios sociales y medioambientales*

Los beneficios sociales, aunque difíciles de medir, son una clara ventaja de las centrales IGCC, por las menores emisiones de contaminantes y gases ácidos, y la posibilidad de gasificar biomasa obteniendo así una energía renovable, y la posibilidad de integración con la tecnología CCS.





En la Tabla 5 se muestra una estimación de diferentes valores económicos de la reducción de las emisiones de diferentes contaminantes que permiten las centrales IGCC. Se han considerado los siguientes precios por tonelada de contaminantes emitida: 50 €/tn CO<sub>2</sub>, 700 €/tn SO<sub>2</sub>, 1.000 €/tn NO<sub>x</sub>.

Contaminante	Reducción emisiones		Valor económico potencial	
	g/kWh	tn/año	Cts. €/kWh	€/año
SO <sub>2</sub>	12,03	25.287	0,84	17.700.000
NO <sub>x</sub>	2,7	5.675	0,27	5.675.000
CO <sub>2</sub>	194	408.000	0,97	20.390.000
<b>Total</b>			<b>2,08</b>	<b>43.765.000</b>

Tabla 5. Valor económico de la reducción de emisiones de contaminantes.

### 2.3.3 Comparación entre costes IGCC, PC, NGCC

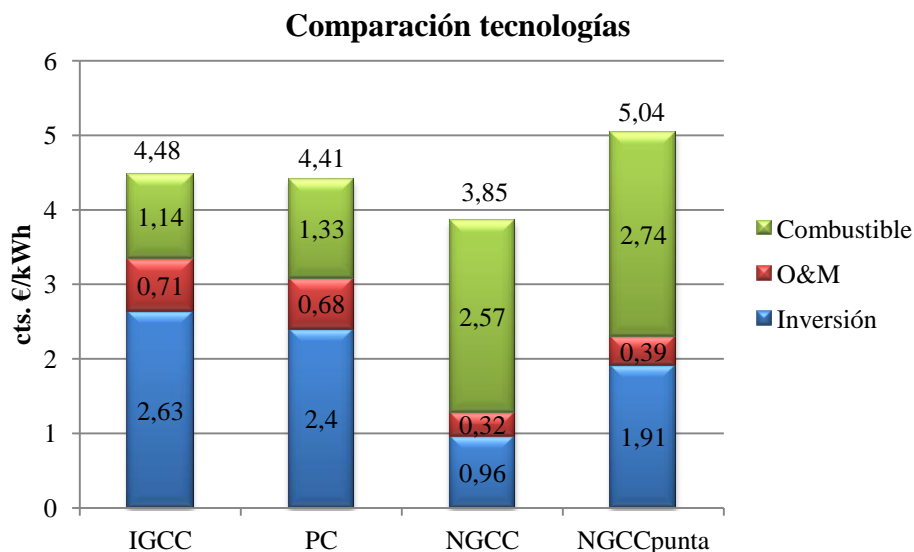
En la Tabla 6 y Gráfica 8 se comparan los costes para la tecnología IGCC frente a PC subcrítica y NGCC (base y punta). Se han considerado los siguientes costes del combustible: ([ref. 16])

- **Carbón: 1,31 €/GJ.**
- **Gas Natural: 3,56 €/GJ.**

En esta estimación no se consideran costes sociales/ medioambientales descritos anteriormente. Aunque estos costes son relevantes, a día de hoy no se utilizan para realizar valoraciones económicas, hasta que no se tenga una información o una regulación más firme sobre el mercado de emisiones.

	IGCC	PC	NGCC	NGCC <sub>punta</sub>
<b>Potencia (MW)</b>	590	500	506	506
<b>Factor de potencia (%)</b>	80	80	80	40
<b>Rendimiento neto (% PCS)</b>	41	35	50,0	47,3
<b>Coste combustible €/GJ</b>	1,31	1,31	3,56	3,56
<b>Coste inversión €/kWh</b>	1.300	1.186	496	496
<b>Inversión cts. €/kWh</b>	1,63	2,40	0,96	1,91
<b>O&amp;M cts. €/kWh</b>	0,71	0,68	0,32	0,39
<b>Combustible cts. €/kWh</b>	1,14	1,33	2,57	2,74
<b>Coste electricidad cts. €/kWh</b>	<b>4,48</b>	<b>4,41</b>	<b>3,85</b>	<b>5,04</b>

Tabla 6. Valores característicos de las tecnologías de combustión.



Gráfica 8. Comparación de costes de las diferentes tecnologías de combustión

### 2.3.4 Competitividad IGCC- NGCC

Como se puede inferir de los resultados del apartado anterior, actualmente, la tecnología más competente es la tecnología NGCC, debido a sus bajos costes de instalación y de operación y mantenimiento. La principal desventaja de esta tecnología es el precio del combustible, alto actualmente y con previsiones de seguir creciendo. Los precios del carbón, más bajos y estables presentan una fortaleza de este tipo de tecnologías, puesto que además de la estabilidad de este, presente la ventaja de ser una materia prima mas distribuida y con presencia en Europa, lo que **disminuye la dependencia energética**.

## 2.4 Resultados

El proceso IGCC es una alternativa muy atractiva para la obtención de energía eléctrica de manera eficiente. Junto con el proceso de gasificación, se obtiene un combustible, fácil de limpiar y que se quema de manera eficiente.

Las principales cualidades de este tipo de tecnología son:

- **Alta eficiencia.**
- **Flexibilidad** a la hora de alimentarlo.

La flexibilidad de este tipo de tecnologías hace que se puedan utilizar combustibles de difícil combustión, y por lo tanto más baratos, de manera eficiente en comparación con otros combustibles, más fáciles de quemar, pero más caros.

Los combustibles de peor calidad, a menudo incorporan contaminantes, que deben eliminarse para cumplir con los requisitos de la turbina de gas, por lo que es necesario un diseño adecuado del tren de limpieza, sin que penalice excesivamente la eficiencia de la planta.



## 3. Combustibles

### *Objetivo y alcance*

---

El objetivo de este capítulo es elegir el combustible más adecuado para la alimentación de la planta IGCC del caso estudio.

---

Para justificar esta decisión, se realiza un estudio sobre las diferentes opciones existentes para alimentar un gasificador, justificando desde el punto de vista del combustible, porque el carbón es una opción adecuada.

Las propiedades del combustible, influyen en las composición del gas de síntesis, por lo que, para el diseño del tren de limpieza, es necesario conocer algunos datos que determinan las características de los contaminantes del gas, para ello se realiza un estudio más profundo sobre las características del carbón.

---

Hallar una estimación de estos datos, es también, una de las metas de este capítulo. Estas variables son: **contenido en carbono de la materia prima, y las características de las cenizas.**

---

El contenido en carbono es necesario para determinar la cantidad de carbón que hay que alimentar al gasificador. Esto, a su vez, sirve para calcular la cantidad de contaminantes en el gas de síntesis, y la concentración de estos.

De las características de las cenizas se obtienen dos datos importantes:

- **Cantidad de carbono en las cenizas:** Necesario para realizar el balance de masa en el gasificador y obtener la cantidad de carbón necesaria en la alimentación.
- **Contenido en cenizas del carbón:** Necesario para aplicar la fórmula de los factores de emisión.

Se repasarán las tres alternativas siguientes: **Biomasa, residuos de la industria petrolífera** (coque de petróleo y otros), y **carbón**. Después del análisis realizado, tanto en este capítulo, como en el capítulo 2, se puede afirmar que para una aplicación IGCC situada en una zona europea, el **carbón** es un combustible **muy adecuado** para este tipo de plantas.

### *3.1 Introducción*

La principal **fente de alimentación** de los gasificadores actuales es el **carbón**, por su elevada disponibilidad, por su precio, más bajo que el del petróleo o gas natural, y por la estabilidad de este.



En el caso estudio se dimensiona una central IGCC alimentada con carbón, por lo que más adelante se profundizará en las características de este tipo de combustible, según su procedencia, y su naturaleza.

No obstante, dada la creciente preocupación e importancia que están tomando los temas medioambientales en la actualidad, la flexibilidad del proceso de gasificación, traducido en la posibilidad de gasificar gran variedad de combustibles, ha fomentado el crecimiento de tecnologías de gasificación de otros combustibles, en especial biomasa y coque de petróleo.

Los combustibles alimentados al gasificador, pueden ser tanto sólidos como líquidos o gaseosos, pero sea como sea, se deben cumplir las siguientes características:

- Todo el **combustible alimentado** debe estar en la **misma fase** a la entrada de la válvula del quemador, para evitar posibles daños en diferentes partes de este. Esta característica no va a ser una limitación a la hora de elegir la materia prima, sino que va a ser un dato a tener en cuenta a la hora de diseñar los sistemas previos al gasificador, como por ejemplo el tren de precalentamiento.
- Toda la materia prima que entre al gasificador deberá tener unas características de viscosidad determinadas, y mantenerse **estable** en un cierto rango, especialmente en algunas zonas de la planta, como por ejemplo el quemador. De nuevo, esto será una limitación de diseño para los sistemas de transporte y precalentamiento.
- **Contenido** de ciertos componentes. Por ejemplo, un alto contenido de sodio en la ceniza, puede resultar muy dañino en el enfriador del gas de síntesis.

### **3.2 Biomasa**

El gas producto obtenido de la gasificación de la biomasa, se conoce como **biogás**. El objetivo de la gasificación de la biomasa es concentrar toda la energía de esta, en un gas que se pueda utilizar y transportar más fácilmente.

La principal ventaja de la gasificación de biomasa es que es una fuente de energía totalmente renovable, puesto que la principal fuente de biomasa son recursos vegetales, como **plantas de rápido crecimiento, rastrojos, residuos de la industria maderera o de la agricultura**.

Con la gasificación de la biomasa se podría obtener un **rendimiento 2 veces mayor** que el obtenido con calderas comunes, sin contar con la posibilidad de cogeneración. Utilizando adecuadamente la biomasa, integrando adecuadamente los procesos de alimentación, gasificación, turbina de gas, y aprovechamiento de calor, se puede



conseguir que las plantas de biomasa generen electricidad a precios competitivos con los combustibles fósiles.

Aunque la biomasa no es un combustible con una relevancia considerable en el desarrollo industrial, supone cerca de un 15- 20 % del consumo mundial. Su uso está más extendido como fuente de energía para calefacción y para cocina en zonas poco desarrolladas socialmente.

Las aplicaciones que emplean biomasa como combustible se están potenciando mucho en Europa, principalmente para la obtención de **energía centralizada en zonas urbanas o aisladas**. Se aprovecha principalmente en calderas para generación de vapor y obtención de electricidad. Actualmente está cobrando especial protagonismo en los continentes más desarrollados debido a la creciente preocupación por el cambio climático y por la emisión de CO<sub>2</sub>.

En el Anexo 3 se muestran más datos a cerca de esta materia prima, como una tabla con las principales propiedades de algunos tipos de biomasa, y de las diferentes propiedades de las cenizas obtenidas de esta materia prima, obtenidos de la referencia [ref. 11]

La principal diferencia entre la ceniza de biomasa y la del carbón es que en el caso de **biomasa**, su ceniza está compuesta principalmente por sales, consistiendo en **sales de potasio, calcio, fósforo y en algunos casos sodio**, magnesio, hierro y trazas de otros elementos, por lo que las cenizas de la biomasa tienen un bajo punto de fusión (800 °C). Esto implica que a la hora de retirar las cenizas del gasificador, estas deberán eliminarse en estado líquido, por lo que el sistema de eliminación de cenizas debe estar diseñado de manera adecuada.

Para la aplicación analizada en el caso estudio, el bajo poder calorífico de la biomasa implica cantidades ingentes de materia prima para acercarnos a los 500 MW de la central, por lo que se desecha este tipo de alimentación en detrimento del carbón, como se justificará más adelante en este capítulo.

### ***3.3 Coque de petróleo***

El coque de petróleo es un **residuo** sólido carbonoso derivado de los procesos de refinado en la **industria petrolífera**. Este residuo del petróleo puede utilizarse como alimentación a los gasificadores para obtener gas de síntesis, con sus posibles utilidades. En este caso, es especialmente **interesante** la obtención de **productos líquidos** mediante la síntesis de Fischer- Tropsch. (Para más información ver [ref. 10])

En la central de ELCOGÁS, el combustible empleado es una mezcla de carbón con coque de petróleo. El coque de petróleo tiene mayor poder calorífico y menor contenido en ceniza, lo que reduce los costes O&M (Operación y Mantenimiento).

El detalle más interesante de cara al diseño del tren de limpieza es que el **elevado contenido en azufre** del coque de petróleo condiciona fuertemente el sistema de



limpieza. Según la [ref. 11], la proporción en coque de petróleo en la alimentación no debe ser mayor del 20 %, pues en caso contrario sería necesario un proceso de desulfuración de mayor capacidad.

### ***3.4 Residuos de refinería***

Este tipo de residuos proceden principalmente de operaciones de refino de petróleo crudo, por crackeo térmico, o del tratamiento de obtención de otros productos procedentes del petróleo.

En el Anexo 4 se muestran algunas características de diversos residuos petrolíferos obtenidos de la [ref. 11]. Mientras que en el Anexo 1. se muestra un listado de los diferentes contaminantes y sus efectos para este tipo de alimentaciones.

### ***3.5 Carbón***

#### ***3.5.1 Introducción***

Según su lugar de procedencia, existen diferentes tipos de carbón, las principales causas de las diferencias radican en las características geológicas del yacimiento del que se obtiene y de la antigüedad de éste. El proceso de formación de carbón lleva millones de años, y se realiza en condiciones extremas de presión y temperatura.

El carbón se clasifica en rangos, con unas propiedades que dependen del grado de desarrollo de este. El menos desarrollado es la turba, siendo el más desarrollado la antracita:

- **Turba:** Es la capa de materia vegetal directamente subyacente a una zona de formación de carbón. Muestra muy poca alteración y contiene raíces de plantas vivas. Se utiliza como combustibles doméstico en zonas rurales.
- **Lignito:** Es un carbón relativamente joven, hablando geológicamente, (aproximadamente 40.000 años). Es de color marrón y tiene una textura suave y fibrosa, pudiéndose diferenciar partes de plantas. Es un carbón con un alto contenido en humedad (70%), lo que hace que tenga un bajo poder calorífico (8-10 MJ/kg). A medida que el carbón se va desarrollando, va adquiriendo un color más oscuro y pierde su carácter fibroso.
- **Bituminoso/ Sub-bituminoso:** También llamado Lignito negro, es un carbón mucho más antiguo (100- 260 millones de años). Algunos de estos carbones son más grasos, y todavía tienen un alto contenido en humedad. Los carbones que se forman a mayor profundidad pierden la humedad y su contenido en oxígeno e hidrógeno; volviéndose más duros y brillantes (Carbón bituminoso). Su poder calorífico oscila entre los 24 y los 28 MJ/kg. Este tipo de carbones tiene un contenido en humedad menor del 3%.
- **Antracita:** La antracita es un carbón duro, negro, y brillante, sin apenas contenido en humedad. A causa de esto, apenas genera humo a la hora de quemarse. Por regla general los carbones alcanzan las características de la



antracita cuando el carbón bituminoso ha sido sometido a presiones debido a movimientos de la corteza terrestre. La antracita tiene un poder calorífico de alrededor de 32MJ/kg, dependiendo del contenido en ceniza.

El tipo de carbón influirá de dos maneras diferentes:

- Elección del gasificador, ya que éstos suelen diseñarse para un tipo de combustible. (ver capítulo 5)
- Características del gas de síntesis: Teniendo en cuenta que cada tipo de carbón tiene unas características diferentes, la composición del gas de síntesis también lo será. (ver capítulo 5).

---

El carbón bituminoso, es un carbón con un rango medio- alto, con características intermedias, por lo que resulta adecuado para el diseño básico del tren de limpieza.

---

Su grado de desarrollo, permite contar con un combustible con buenas características como tal, y con una composición intermedia, lo que hace que el diseño del tren de limpieza sea más flexible y adaptable frente a posibles cambios en la alimentación.

### 3.5.2 Propiedades del carbón

Para determinar las características del carbón se realizan dos tipos de análisis, el análisis primario (“Proximate analysis”) y el análisis final (“Ultimate analysis”).

El **análisis primario** es un estudio que refleja datos sobre **humedad, materia volátil, carbón fijo y cenizas en el carbón**. Es una herramienta muy práctica como primer enfoque para determinar la calidad de un carbón. Los métodos para realizar estos análisis han sido estandarizados por diferentes instituciones (ASTM, ISO, DIN...).

El análisis **último** refleja la proporción de los diferentes **elementos** presentes en el carbón. Este análisis es importante porque dará la cantidad de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre.

En la Tabla 7 y en la Tabla 8, se muestran diferentes datos de análisis primarios, mientras que en la Tabla 9 se muestra un análisis final. De estos análisis se obtienen varios resultados de interés, como se ve a continuación.

Clase	Materia volátil (% en peso)	Carbón fijado (% en peso)	Poder calorífico (MJ/kg)
Antracita	<8	>92	36-37
Bituminoso	8-22	78-92	32-36
Sub- Bituminoso	22-27	73-78	28-32
Lignito	27-35	65-73	26-28

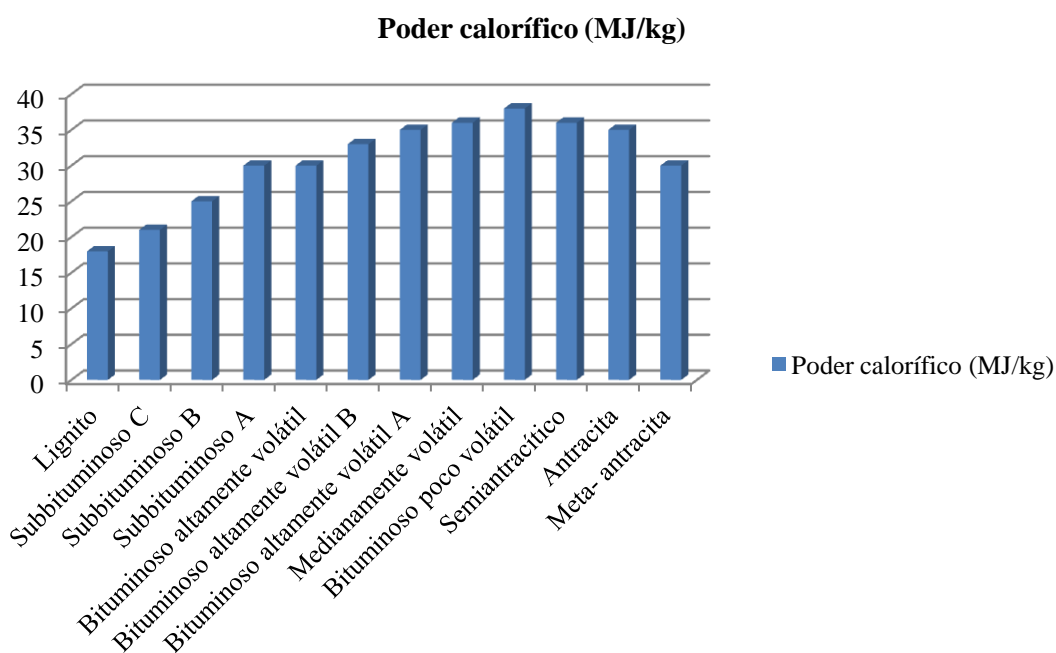
Tabla 7. Análisis primario tipos de carbones





Carbón		Análisis primario (% en peso)			
País	Clase	Carbón Fijo	Materia volátil	Agua	Ceniza
Alemania	Lignito	17,3	20	60	2,7
EEUU	Lignito	27,8	24,9	36,9	10,4
EEUU	Sub bituminoso	43,6	34,7	10,5	11,2
EEUU	Bituminoso	39,3	37	13	10,7
Polonia	Bituminoso	54,9	35,6	5,3	4,2
Sudáfrica	Bituminoso	51,3	32,7	2,2	13,8
China	Bituminoso	50,9	28,1	11,9	9,1
India	Bituminoso	30	23	7	40
Australia	Bituminoso	44,9	41,1	4,5	9,5
Alemania	Antracita	81,8	7,7	4,5	6

Tabla 8. Análisis primario



Gráfica 9. Poder calorífico (MJ/kg)

Carbón		Análisis final (% en peso)					Poder calorífico (MJ/kg)
País	Clase	C	H	O	N	S	
Alemania	Lignito	67,5	5,0	26,5	0,5	0,5	26,2
EEUU	Lignito	71,0	4,3	23,2	1,1	0,4	26,7
EEUU	Sub bituminoso	76,4	5,6	14,9	1,7	1,4	31,8
EEUU	Bituminoso	78,4	5,4	9,9	1,4	4,9	33,7
Polonia	Bituminoso	82,8	5,1	10,1	1,4	0,6	36,1
Sur África	Bituminoso	83,8	4,8	8,4	2,0	1,0	34
China	Bituminoso	84,4	4,4	9,5	0,9	0,8	33,4
India	Bituminoso	75,5	6,4	15,2	1,5	1,4	32,1
Australia	Bituminoso	81,3	5,8	10,0	2,0	0,9	33,8
Alemania	Antracita	91,8	3,6	2,5	1,4	0,7	36,2

Tabla 9. Análisis final





Los resultados derivados del estudio realizado, necesarios para el diseño posterior del tren de limpieza son los siguientes:

- **Porcentaje de carbono:** A partir de los datos de la Tabla 7 se estima un valor medio de 85 %. Este dato se utilizará para determinar la cantidad de materia prima alimentada al gasificador.
- **Porcentaje de ceniza:** Realizando una media con los valores reflejados en la Tabla 8 se estima que el porcentaje de ceniza en carbones bituminosos es del 14,55 %. El porcentaje de ceniza, es necesario para la aplicación de los factores de emisión, como se verá en el capítulo 4, correspondiente a contaminantes (A=14,55).

Nota: En el Anexo 2 se detallan otras propiedades de los carbones que pueden ser de interés para algún estudio posterior.

### 3.5.3 Propiedades de la ceniza

#### Composición química de la ceniza.

En la Tabla 10 y Tabla 11 se muestran diferentes compuestos y elementos, que están presentes muy frecuentemente en las cenizas derivadas de la combustión del carbón.

Carbón	Óxidos presentes en las cenizas									
	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	TiO <sub>2</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O	SO <sub>3</sub>	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Pocahontas nº 3 Oeste	60,0	30,0	1,6	4,0	0,6	0,6	0,5	1,5	1,1	0,1
Bituminoso Ohio nº 9	47,3	23,0	1,0	22,8	1,3	0,9	0,3	2,0	1,2	0,2
Bituminoso Illinois nº6	47,5	17,9	0,8	20,1	5,8	1,0	0,4	1,8	4,6	0,1
Bituminoso, Pittsburgh WV	37,6	20,1	0,8	29,3	4,3	1,3	0,8	1,6	4,0	0,2
Bituminoso Utah	61,1	21,6	1,1	4,6	4,6	1,0	1,0	1,2	2,9	0,4
Sub-bituminoso Antelope Wyoming	28,6	11,7	0,9	6,9	27,4	4,5	2,7	0,5	14,2	2,3
Lignito Texas	41,8	13,6	1,5	6,6	17,6	2,5	0,6	0,1	14,6	0,1

Tabla 10. Características cenizas

De la composición de la ceniza, se extrae la siguiente conclusión: Como se puede ver en la composición representada en la Tabla 10. El contenido en **carbono** de las **cenizas es**



**despreciable**, por lo que, al hacer el balance de masa en el gasificador, se despreciará la salida de carbono en las cenizas.

Esta hipótesis, se ve reforzada gracias a la elección de un gasificador BGL para modelar el caso estudio, ya que este gasificador, presenta una tasa de conversión de carbón cercana al 99 %.

Análisis químico de minerales en las cenizas (ppmv)	
As	2,1
B	35
Ba	130
Be	1,2
Br	1,5
Cd	0,07
Ce	24
Co	3,5
Cr	7,0
Cs	0,3
Cu	9,2
Eu	0,32
F	227
Ge	0,5
Hf	1,8
Hg	0,13
La	17
Mn	84
Mo	1,6
Ni	10
Pb	14
Rb	2,1
Sb	0,57
Sc	2,9
Se	3,1
Sm	1,4
Sr	316
Th	8,4
Ti	0,43
U	2,1
V	17
W	0,73

Tabla 11. Minerales presentes en las cenizas.

### 3.6 Resultados

Una vez realizado el análisis de los diferentes combustibles susceptibles de ser gasificados, se decide finalmente utilizar el **carbón**, por diversas razones.



La mayor disponibilidad del carbón y su amplia distribución en Europa, son una ventaja desde el punto de vista económico (Ver capítulo 2).

Las alternativas derivadas del petróleo no bastan por sí solas para abastecer la planta IGCC, ya que debido a su alto contenido en contaminantes, es necesario añadir carbón u otro combustible de mejor calidad para el buen funcionamiento de la central.

Desde el punto de vista técnico, su alto poder calorífico comparado con el de la biomasa, hace mucho más viable alimentar la central IGCC del caso estudio con carbón. Comparando los datos para el poder calorífico de la biomasa y del carbón, podría ser necesario alimentar el gasificador con, entre 3 y 4 veces más materia prima en el caso de usar biomasa que carbón.

Si el poder calorífico de un carbón bituminoso, como el que se emplea en el caso estudio es de aproximadamente 30 MJ/kg, y al gasificarlo se obtiene un gas de síntesis con un poder calorífico de aproximadamente la mitad (15 MJ/kg), al alimentarlo con biomasa, con un poder calorífico medio en el intervalo de los (10- 15 MJ/kg) (ver Tabla 8 y Tabla 54 del anexo 3) se obtendría un gas de síntesis con un poder calorífico de la mitad o incluso menos dado el alto contenido en humedad de la biomasa, por lo que la cantidades de biomasa necesarias para esta planta serían inmensas.

En este capítulo, además, se han obtenido algunos resultados necesarios para la aplicación en el caso estudio, los cuáles se resumen a continuación:

<b>Porcentaje de carbono en carbones bituminosos</b>	85 %
<b>Contenido en cenizas de carbones bituminosos (A)</b>	14,55 %
<b>Contenido en carbono de las cenizas</b>	Despreciable

Tabla 12. Características carbón bituminoso.



## 4. Contaminantes presentes en el gas de síntesis

### *Objetivo y alcance*

---

El objetivo de este capítulo es definir cuáles van a ser los contaminantes derivados del proceso de gasificación del carbón

---

Para ello, se realiza un análisis de los principales contaminantes presentes en el gas de síntesis, estudiando sus efectos sobre los equipos industriales, y demostrando la necesidad de eliminarlos mediante un dispositivo de limpieza adecuado. Este análisis está relacionado con el realizado en el capítulo 3 (Combustibles), pues las impurezas del combustible, influyen de manera crítica en la naturaleza y cantidad de contaminantes presentes en el gas.

Mediante el estudio de los distintos contaminantes, estos, se clasifican dentro de tres grupos generales (**Partículas de materia, elementos ácidos, y elementos condensables**).

---

Con objeto de determinar la concentración de cada grupo de contaminantes, son necesarios los **factores de emisión** de cada uno de ellos.

---

Los factores de emisión (“Emission factors”), obtenidos de la página oficial de la US EPA ([ref. 15]), son una herramienta básica y muy potente para la estimación de la concentración de contaminantes en el gas. Los factores de emisión utilizados, corresponden a una caldera alimentada con **carbón bituminoso** mediante un sistema de **inyección seco**. Se eligen estos factores, porque, en general, se evita el empleo de procesos que basen su funcionamiento en agua, para evitar la bajada de temperatura y la consiguiente pérdida de eficiencia.

La información relativa a este capítulo ha sido tomada de diversas fuentes, que se citan a continuación: [ref. 11], [ref. 15], [ref. 16], [ref. 17], [ref. 18], [ref. 20].

### *4.1 Introducción*

Los principales componentes del gas de síntesis son: **H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CO y CO<sub>2</sub>**, además de otros compuestos en menor concentración y diversos contaminantes. Los contaminantes que aparecen en el gas de síntesis dependen principalmente del combustible alimentado en el gasificador y de las condiciones de gasificación.

Las partículas de materia, pueden aparecer como **alquitranes**, aceites, nafta, **fenoles** y otros compuestos no gaseosos, que no quemarán de forma adecuada en la turbina, y que dañarán los materiales de esta. El **azufre**, se convertirá principalmente en **H<sub>2</sub>S**, aunque



también pueden aparecer moléculas de COS, CS<sub>2</sub>, mercaptanos y tioles. El **nitrógeno** aparecerá como NH<sub>3</sub>, HCN y sulfocianidos.

Los contaminantes con menor concentración serán los ácidos halogenados (principalmente HCl, y HF), y los elementos condensables (“Trace elements” (elementos traza), metales alcalinos, y otros compuestos).

En la Tabla 13, que se muestra a continuación, se presentan los contaminantes presentes normalmente en el gas de síntesis, los problemas que causan y los posibles métodos de limpieza para cada uno.

Contaminante	Ejemplos	Problemas	Método de limpieza
Partículas	Cenizas, carbón, Partículas del lecho fluido	Erosión	Filtrado, Lavado, Depuración
Azufre, cloro (Componentes ácidos)	H <sub>2</sub> S, HCl	Corrosión, emisiones	Depuración con caliza o Dolomita, o bien absorción
Metales Alcalinos (Condensables)	Componentes de Sodio y potasio	Corrosión en Caliente	Enfriamiento, Condensación, filtración, adsorción

Tabla 13. Análisis contaminantes- Consecuencias.

#### 4.2 Partículas

Las partículas carbonosas de pequeño tamaño presentes en el gas de síntesis, provocan daños por erosión en los equipos aguas abajo de la corriente gaseosa. Las partículas a alta temperatura, moviéndose a gran velocidad, impactan contra los álabes de la turbina, los materiales del HRSG, o cualquier otra parte del equipo, disminuyendo la vida útil de estos.

Para eliminar las partículas sólidas, está demostrado que los métodos más eficaces son los **ciclones**, para partículas de mayor tamaño, y los **filtros**, para partículas de menor tamaño. siendo los filtros más adecuados los cerámicos o los metálicos por su alta eficiencia y buen comportamiento a altas temperaturas.

La cantidad de partículas de materia en el gas de síntesis se estimará aplicando la fórmula de los factores de emisión (Ec. 1),

$$\dot{m}_{Contaminante} = FE_{Contaminante} * \dot{m}_{Carbón} \quad (Ec. 1)$$

Donde los factores de emisión se muestran en la Tabla 14. ([ref. 15]).



Tamaño de partículas ( $\mu\text{m}$ )	Factor de emisión (kg/ton)
15	$1,45 \cdot A$
10	$1,04 \cdot A$
6	$0,77 \cdot A$
2,5	$0,27 \cdot A$
1,25	$0,09 \cdot A$
1	$0,09 \cdot A$
0,625	$0,05 \cdot A$

Tabla 14. Factor de emisión para partículas.

Siendo A, el porcentaje en peso de las cenizas en el carbón alimentado, que como ya se explico en el capítulo 3 es aproximadamente un 14,55 % en carbones de tipo bituminoso, por lo que  $A=14,55$ . En la Tabla 15 se muestran los datos para los factores de emisión específicos para un carbón tipo bituminoso.

Tamaño de partículas ( $\mu\text{m}$ )	Factor de emisión (kg/ton)
15	21,12
10	15,18
6	11,22
2,5	3,96
1,25	1,32
1	1,32
0,625	0,66

Tabla 15. Factor de emisión para partículas específico

La concentración de partículas dependerá de la cantidad de carbón alimentado. En el capítulo 7, se modelará todo lo referente al caso estudio.

### 4.3 Componentes ácidos

#### 4.3.1 Derivados del azufre

La mayoría del azufre presente en el carbón se libera durante la pirolisis. La concentración de los diferentes componentes en el gas de síntesis es muy variable, y depende del carbón alimentado y de los diferentes parámetros del proceso de gasificación.

El azufre se encuentra en el carbón en forma de componentes orgánicos e inorgánicos. El azufre inorgánico se encuentra principalmente en forma de pirita ( $\text{FeS}_2$ ), como una fase separada, dispersa, en forma de partículas por el carbón. Además de en forma de pirita se puede encontrar en forma de marcasita (Otra forma de pirita), y sulfatos, de calcio o hierro.

En el Anexo 3 se muestran las posibles reacciones de liberación de azufre inorgánico durante el proceso de pirolisis.



El azufre orgánico en el carbón, está totalmente integrado en este. Las principales formas en las que el azufre está presente en el carbón son las siguientes:

- En los carbones de alto rango, la mayoría del azufre está presente en forma de tiofenos ( $C_4H_4S$ ).
- El azufre orgánico que no está en forma de tiofenos, puede ir desde una pequeña parte en los carbones de más alto rango, hasta más de una tercera parte en los carbones con menos rango.

La mayoría del azufre (entre un **90- 95 %**) presente en el carbón pasa a formar parte del gas de síntesis en forma de  **$H_2S$**  y  **$COS$** , con algunas trazas de  $CS_2$  mercaptanos y tiofenos.

---

Su concentración en la corriente gaseosa es suficientemente importante como para ser comparable a la del resto de los componentes del gas de síntesis, por lo que su concentración se determina en el capítulo 5, junto con la composición del gas de síntesis.

---

#### 4.3.2 Hidruros halogenados

Dentro de los compuestos ácidos, la mayor proporción corresponde a los componentes derivados del azufre, como se verá a raíz de los análisis que se llevarán a cabo en el capítulo 5 y en el capítulo 7. Sin embargo, la proporción de ácidos derivados de halógenos no es despreciable en principio.

Los problemas que este tipo de contaminantes pueden causar en la turbina son similares a los de los compuestos ácidos derivados del azufre, principalmente problemas por corrosión, acentuada por las altas temperaturas derivadas del proceso de gasificación y combustión.

La cantidad de estos elementos en el gas de síntesis se determinará empleando los factores de emisión tomados de la [ref. 15] para compuestos halogenados. Estos datos se muestran en la Tabla 16:

---

Componente	Factor de emisión (kg/tn)
HCl	0,54
HF	0,07

---

Tabla 16. Factor de emisión para las especies ácidas (HCl y HF).

---

#### 4.4 Condensables

##### 4.4.1 Trace elements

Los “Trace elements” (elementos traza), son aquellos elementos que están presentes en el carbón en una concentración por debajo de las **1.000 ppm**. Su concentración en la



matriz del carbón es mucho menor que la del resto de elementos (carbono, oxígeno, hidrógeno, azufre y nitrógeno).

Los elementos traza se introducen en el proceso de gasificación de varias maneras. Las principales son a través de la alimentación del carbón (Ej: manganeso y magnesio), o bien mediante la degradación del material refractario que recubre el gasificador (Ej: cromo).

El comportamiento de estos elementos está ligado a la asociación entre estos, y las condiciones de gasificación. Muchos de estos elementos vaporizan durante la pirolisis, la combustión y la gasificación y posteriormente vuelven a condensar sobre la superficie de las partículas de ceniza volante durante el enfriamiento del gas.

Los elementos traza normalmente están asociados a la materia mineral en el carbón. En la Tabla 17 se muestran diferentes elementos traza y la forma en la que pueden aparecer en el carbón.

Elementos traza	Asociación
As	Pirita, Arsenatos
Cd	Sulfidos, Arcillas
Cr	Arcillas, Compuestos orgánicos
Hg	Pirita
Ni	Pirita, Arcilla, Compuestos orgánicos
Pb	Pirita, Otros Sulfidos, Compuestos orgánicos
Se	Pirita, Otros Sulfidos, Compuestos Orgánicos, Sulfatos

Tabla 17. Formas de los diferentes elementos traza.

Según diferentes estudios, los elementos traza se puede clasificar en tres grandes grupos, que se muestran a continuación:

Grupo 1: Elementos **concentrados en la ceniza**, escoria o partículas de ceniza volante: bario, berilio, cobalto, cromo, hafnio, lantano, manganeso, níquel, rubidio, escandio, samario, estroncio, tantaló, torio, uranio y zirconio.

Grupo 2: Elementos con mayor **presencia en la ceniza volante** que en la escoria, o ceniza inferior: arsénico, boro, bario, berilio, cadmio, cobalto, cobre, galio, germanio, molibdeno, níquel, plomo, antimonio, selenio, estaño, teluró, talio, vanadio y zinc.

Grupo 3: Elementos que **vaporizan con mayor facilidad** y principalmente están presentes en el gas de síntesis o en fase gaseosa: boro, mercurio, radón y selenio.

La principal herramienta para calcular la distribución de elementos traza es el balance de masa, pero este no es tan trivial como pudiera parecer, por lo que se utilizan los EF





(“Enrichment Factors”), para tener en cuenta las variaciones en la composición de la alimentación. La forma de cálculo para este tipo de factor se muestra en el Anexo 5.

Los elementos traza se modelarán como elementos condensables, y su concentración se estimará mediante los factores de emisión de condensables. La eliminación de estos contaminantes de la corriente gaseosa se realizará mediante la inyección de *getters*, estos absorben a los elementos traza, quedando en forma fase sólida, por lo que pueden retenidos en el filtro de partículas sólidas.

#### 4.4.2 Metales alcalinos

Los metales alcalinos están presentes en fase gaseosa a altas temperaturas, por lo que pasan a través de los filtros, a no ser que el gas se haya enfriado previamente. Está demostrado que la **concentración** de metales alcalinos **desciende con la temperatura**, y a una temperatura de 500- 600 °C, estos comienzan a condensar.

A alta temperatura los gases pueden dañar los filtros, y no se pueden eliminar, por lo que es aconsejable enfriar primero la corriente gaseosa, de manera que los metales condensen y puedan ser eliminados en el filtro con el resto de las partículas sólidas.

Los metales alcalinos dañan los álabes de la turbina, produciendo corrosión en caliente, destruyendo la capa protectora de éstos. No se recomienda una concentración mayor de 0,1 ppm antes de entrar en la turbina.

Los metales alcalinos se modelan también como condensables, calculándose su concentración mediante la aplicación de los factores de emisión para condensables.

#### 4.4.3 Factores de emisión para condensables

En la Tabla 18 se recogen los factores de emisión necesarios para calcular la concentración de condensables en el gas de síntesis.

Contaminante	Factor de emisión (kg/ton)
Antimonio	8,16E-06
Arsénico	1,86E-05
Berilio	9,53E-06
Cadmio	2,31E-05
Cromo	1,18E-04
Cromo (VI)	3,58E-05
Cobalto	4,54E-05
Plomo	1,91E-04
Magnesio	4,99E-03
Manganeso	2,22E-04
Mercurio	3,76E-05
Níquel	1,27E-04
Selenio	5,90E-04

Tabla 18. Factores de emisión para elementos condensables.



#### 4.5 Nitrógeno

En los procesos de gasificación, el nitrógeno aparece presente de varias formas en el gas de síntesis. La mayor cantidad de nitrógeno aparece en forma de  $\text{NH}_3$ , aunque también hay menores cantidades de HCN. En gasificadores de flujo arrastrado de alta temperatura, se pueden encontrar algunas trazas de NO, mientras que si la temperatura es baja, se pueden encontrar trazas de componentes nitrogenados orgánicos.

Como se puede ver en la Tabla 4, no hay especificaciones en la turbina para límites de contaminantes nitrogenados. Evidentemente, durante la combustión, el nitrógeno forma compuestos nocivos para el medioambiente, que no pueden ser emitidos directamente a la atmósfera.

Estos elementos deberán tratarse posteriormente a la combustión. Estos tratamientos no aplican a la limpieza de gases antes de entrar en la turbina, por lo que, para más información acerca de los contaminantes relacionados con el nitrógeno, y los tratamientos disponibles para su eliminación se remite al anexo 4 y [ref. 21].

#### 4.6 Resultados

Los contaminantes que deben eliminarse antes de que el gas de síntesis pase a la turbina se pueden agrupar en tres clases, sobre los cuales actuarán diferentes partes del sistema de limpieza.

Estos contaminantes y sus respectivos sistemas de depuración, que se estudian en el capítulo 6, se muestran en la Tabla 19.

Contaminantes	Método de limpieza
Partículas sólidas	Ciclón + filtro cerámico
Componentes ácidos	Dry scrubbing + filtro cerámico
Condensables	Dry scrubbing + filtro cerámico

Tabla 19. Contaminantes vs. Sistema de limpieza

Para el diseño del tren de limpieza del caso estudio, es necesario aplicar los factores de emisión para cada tipo de contaminante. En el capítulo 7, se explica la metodología empleada en la aplicación práctica y dicha aplicación.



## 5. Gasificación, características del gas de síntesis

### *Objetivo y alcance*

---

El principal objetivo es obtener una **composición** y unas **características** (poder calorífico, masa molecular) para un gas de síntesis modelo.

---

Para ello, se analizan diferentes tecnologías de gasificación, y la composición del gas producto que se obtiene de cada una de ellas. Una vez se hayan obtenido estos datos, se calculará la composición del gas modelo.

---

Uno de los objetivos secundarios, es la selección de un gasificador altamente eficiente para la aplicación del caso estudio.

---

Después del análisis que se realiza en este capítulo, ampliado en el anexo 6, de las diferentes tecnologías disponibles en el mercado, se elige modelar el caso estudio con un gasificador **BGL**, debido a su alta eficiencia de conversión de carbón y la experiencia en operación con carbones de tipo bituminoso.

---

El otro objetivo secundario es obtener un intervalo de valores para las **condiciones de operación** en el gasificador.

---

Estas condiciones, serán principalmente **presión, y temperatura** y serán de utilidad a la hora de calcular los flujos máscicos y volumétricos de gas, que a su vez servirán para calcular la cantidad de contaminantes a eliminar de la corriente gaseosa.

### *5.1 Tecnología de gasificación*

Existen varios tipos de gasificadores, teniendo todos ellos como base el mismo fundamento físico. Cada uno de ellos tiene unas determinadas características que lo hacen conveniente para un tipo de combustible. Según el combustible y el gasificador, el gas de síntesis tendrá diferentes características que serán importantes de cara al diseño del sistema de limpieza.

Existen cuatro configuraciones básicas de gasicadores: **Lecho móvil, Lecho fluidizado, Flujo arrastrado y Flujo transportado**.

En la Figura 5 se muestran los esquemas básicos de este tipo de gasificadores y sus correspondientes gráficas, con los valores de la temperatura de las partículas sólidas y del gas a medida que avanzan por el gasificador.

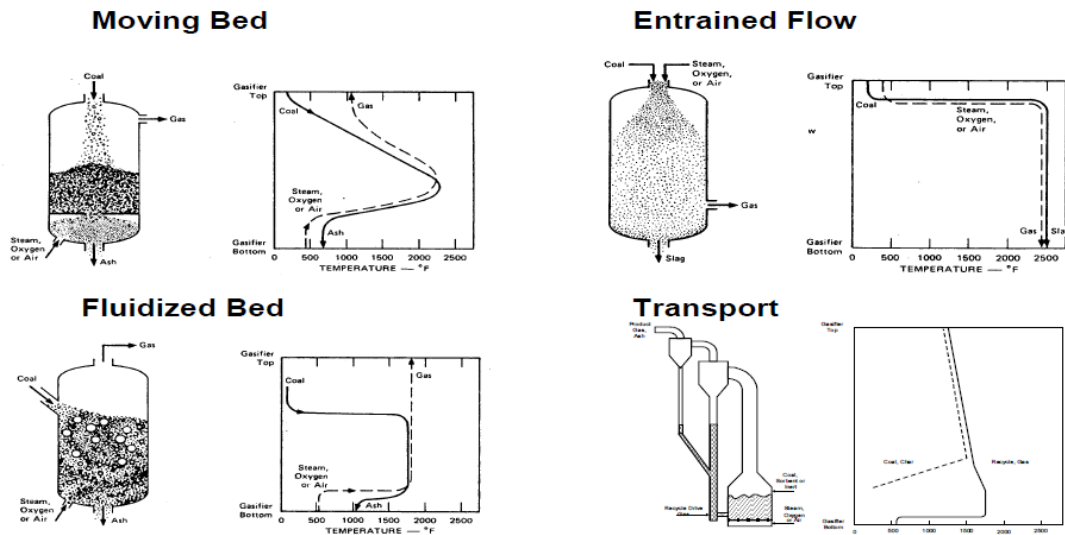


Figura 5. Configuraciones de gasificadores y temperaturas. [ref. 12].

En la Tabla 20 se muestran diferentes características de cada tipo de configuración de gasificador. Estas características tienen un carácter general, en el anexo 6 se hace un estudio en mayor profundidad sobre las diferentes alternativas de gasificadores en el mercado, con una revisión de las diferentes composiciones del gas de síntesis.

	Lecho Móvil		Lecho Fluidizado		Flujo Arrastrado	Flujo Transportado
<b>Características de las cenizas</b>	Seca	Escoria	Seca	Aglomerada	Escoria	Seca
<b>Alimentación del Carbón</b>	~2 cm	~2 cm	~0,63 cm	~0,63 cm	0,014 cm (100 mesh)	~0,16 cm
<b>Partículas Finas</b>	Limitadas	Mejor que con ceniza seca	Buena	Mejor	Ilimitada	Mejor
<b>Rango del Carbón</b>	Bajo	Alto	Bajo	Cualquiera	Cualquiera con alimentación seca	Cualquiera
<b>Temperaturas del gas</b>						
- Oxidante	Baja	Baja	Moderada	Moderada	Alta	Moderada
- Vapor	Alta	Baja	Moderada	Moderada	Baja	Moderada
<b>Problemas</b>	Finos y líquidos de hidrocarburos		Conversión del carbón		Enfriamiento del gas crudo	Control del arrastre del carbón

Tabla 20. Características gasificadores

Mesh: Unidad de longitud: [ref. 13].

### 5.1.1 Lecho fijo/móvil

En este tipo de gasificadores (Figura 6) el **contacto** entre el gas y el combustible sólido se realiza en **contracorriente**, introduciéndose el **combustible seco** por la **parte superior**, y soplándose el **aire** por la parte **inferior**. El gas de síntesis presenta trazas de alquitranes y agua, en función del combustible con el que se alimenta. Este tipo de reactores trabajan a baja temperatura (400- 500°C).

Como inconvenientes presentan la **falta de uniformidad del flujo** debido a posibles aglomeraciones en el lecho del combustible, lo que lleva a una interfase de mezcla pobre y a que parte del combustible no reacciona o tarda mucho en hacerlo.

### 5.1.2 Lecho fluidizado

En el gasificador de lecho fluidizado (Figura 7) las partículas de **combustible** se introducen en un **flujo ascendente de gas**, lo que favorece la mezcla entre ambos. Presentan la posibilidad de añadir pequeñas cantidades de piedra caliza o de dolomita para la eliminación de azufre en el gasificador (**lavado seco**); esto limita la temperatura máxima en el gasificador (1.000°C). La ceniza se puede extraer en forma seca o en forma de aglomerado. Acepta amplio rango de carbones.

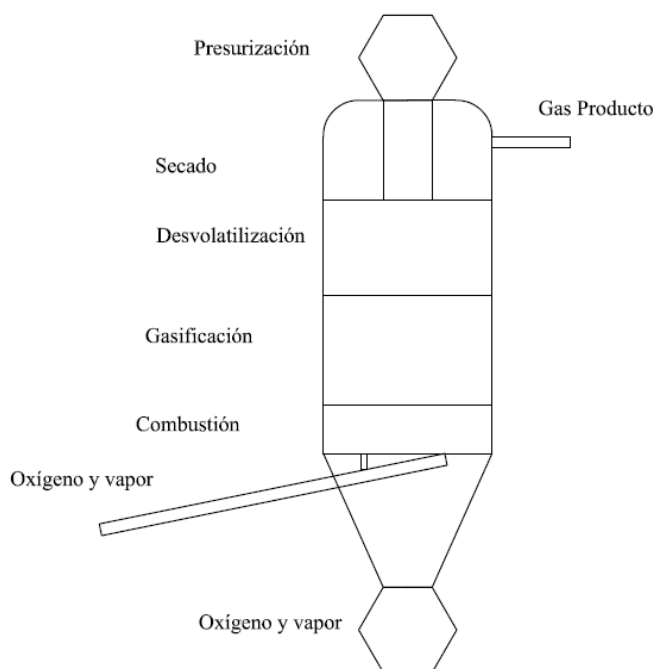


Figura 6. Configuración lecho móvil seco.

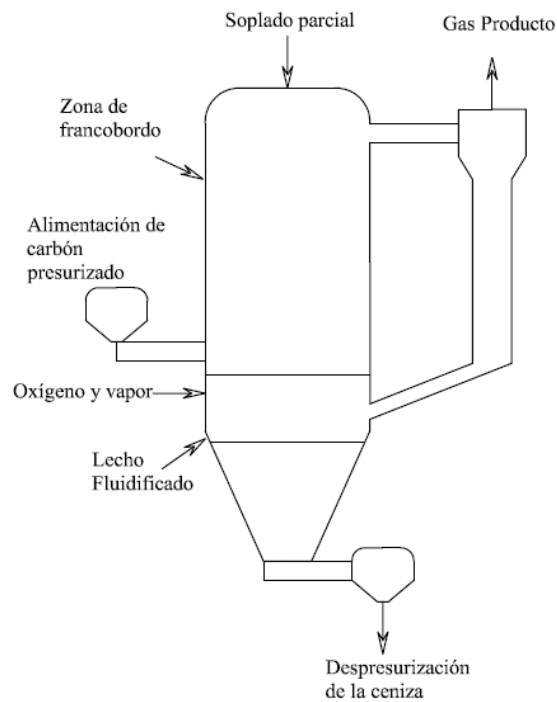


Figura 7. Esquema básico de gasificador con lecho fluidizado.

### 5.1.3 Flujo arrastrado

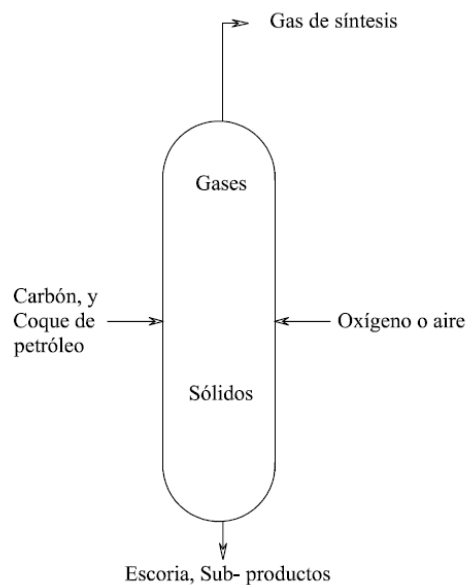


Figura 8. Esquema Básico de un gasificador de flujo arrastrado.

En este tipo de gasificadores el combustible se introduce **pulverizado** en forma de **partículas** en la corriente de gas, con lo que ambos avanzan en la misma dirección, con velocidades muy superiores al resto de los gasificadores. Estos gasificadores utilizan

como agente oxidante **oxígeno puro**, aumentando la temperatura de gasificación, y haciendo que el proceso de gasificación sea más rápido.

#### 5.1.4 Flujo transportado

En este gasificador el **contacto gas- sólido** es **excelente**, con muy poca resistencia a la transferencia de masa entre ambas fases. Posee una atmósfera altamente turbulenta, lo que hace que tenga un rendimiento mayor y una mayor liberación de calor, evitando problemas con la escoria y la erosión del revestimiento.

La hidrodinámica en estos gasificadores es más compleja que la de los anteriores. El gasificador se alimenta con un exceso de gas y de carbón, y la alta velocidad de los gases arrastra el carbón a la parte superior. El exceso de sólidos hace que se formen aglomeraciones, que caen por su propio peso, y una vez en la parte inferior vuelven a descomponerse y a ascender.

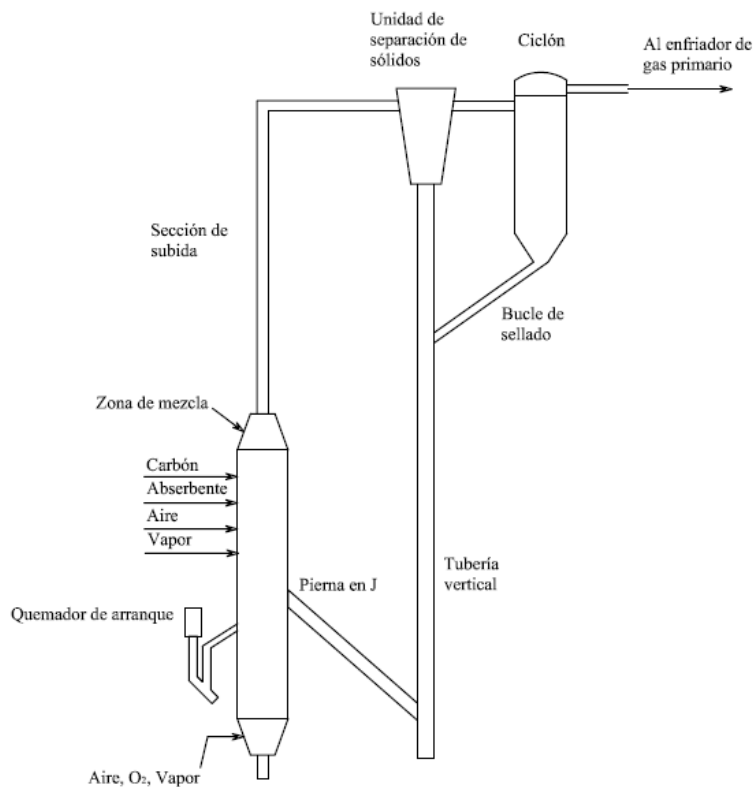


Figura 9. Esquema básico del gasificador de transporte

## 5.2 Gasificador BGL (*British Gas Lurgi*)

### *Gasificador Lurgi*

El gasificador BGL, tiene sus orígenes en el gasificador Lurgi, este gasificador es el más antiguo del mercado, ampliamente utilizado aún hoy en día, de hecho durante 2007, fue el gasificador más utilizado a nivel mundial. En 1950, **Sasol** (Surafricana) compró los

derechos de uso de este gasificador, por lo que actualmente este gasificador se conoce como gasificador **Sasol-Lurgi**.

El gasificador Lurgi es muy **flexible** en lo que a **alimentación** se refiere, habiendo sido demostrada su eficacia con un amplio rango de carbones, desde antracita hasta Lignito. En la Figura 10 se puede observar un esquema de este gasificador.

El principal problema a la hora de gasificar carbón, es la dificultad de introducir una **alimentación sólida** en la vasija presurizada del gasificador, al igual que al extraer la ceniza del mismo.

El carbón se alimenta a presión atmosférica en un búnker situado en la parte superior del gasificador, cuando está lleno, se abre una válvula que lo comunica con una cavidad (coal lock). Una vez aquí, la anterior válvula se cierra y se procede a la presurización del carbón hasta la presión reinante en el gasificador (típicamente de **2,4 a 3,5 Mpa**). Una vez hecho esto, una válvula en la parte inferior de la cavidad se abre y el carbón cae en la vasija del gasificador. Cada "lote" de carbón contiene alrededor de 8 tn.

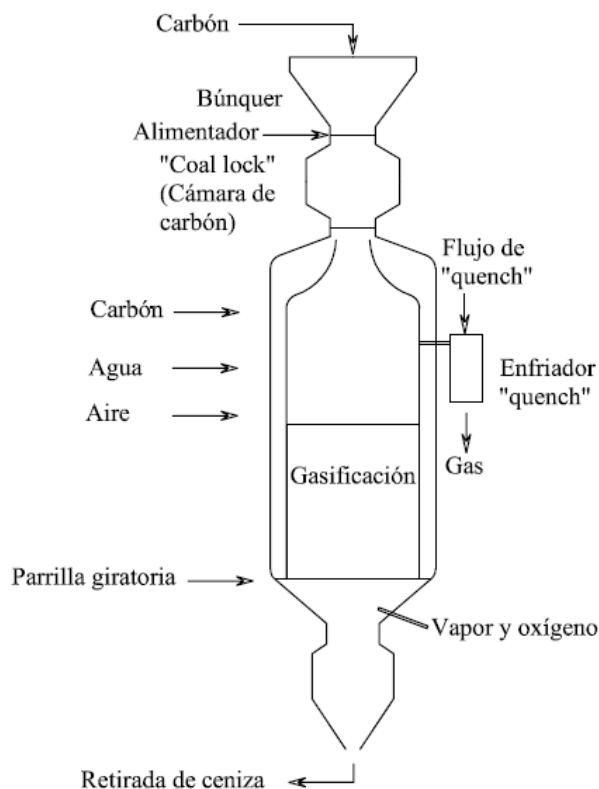


Figura 10. Gasificador Sasol- Lurgi

El carbón permanece en el gasificador cerca de una hora, mientras tanto, por la parte inferior del gasificador se inyecta aire y oxígeno, que atraviesan la parrilla y entran en el lecho. El contacto entre carbón y gases se lleva a cabo en contracorriente, lo que hace el proceso muy eficiente. La temperatura más alta la encontramos justo sobre la parrilla,





con un valor de **615- 760 °C**. El gas de síntesis caliente sube a la parte superior, en la que se encuentra el carbón frío. En la zona intermedia del lecho, los gases calientes pirolizan el carbón, formando alquitrán y “char”. En la parte superior, la más fría, se precalienta y se seca el carbón.

El gas de síntesis y los alquitranes dejan el gasificador a una temperatura de 370- 590 °C. Comparando con otras temperaturas en gasificadores, la **temperatura** de operación del gasificador Lurgi son **relativamente bajas**, por lo que no es necesario un recubrimiento refractario.

Teniendo en cuenta que es un gasificador de lecho móvil, se deben usar carbones que no se apelmacen demasiado. De la misma manera tampoco se deben utilizar carbones finos, ya que se introducen entre los intersticios de las partículas de carbón. El tamaño aconsejado debe estar entre 3- 30 mm.

### *Gasificador BGL*

Como se ha comentado anteriormente, el gasificador BGL es una adaptación del gasificador Lurgi. En éste, en lugar de introducir el **aire**, o vapor a través de la parrilla, se inyecta directamente en la capa de escoria por medio de **toberas**. El carbón se alimenta tal y como se recibe, sin ningún tratamiento previo. Un agitador en la parte superior de la vasija del gasificador, permite que se puedan introducir también carbones con tendencia a apelmazarse.

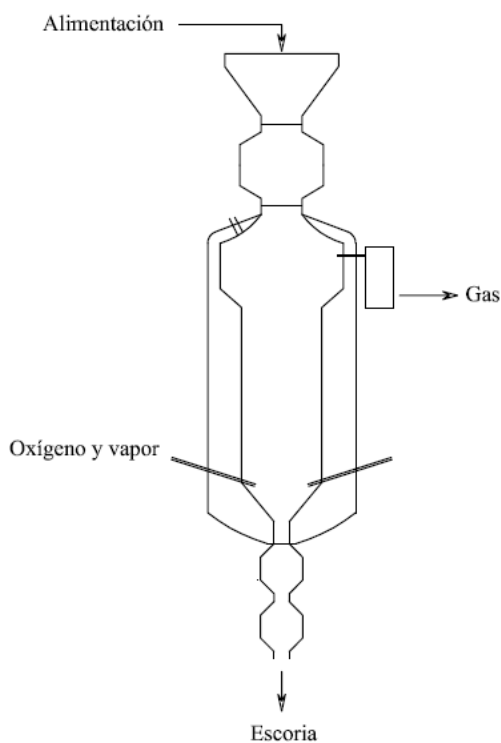


Figura 11. Gasificador BGL



Debido a las altas temperaturas que se alcanzan en el gasificador, se obtienen **conversiones** de más del **99%**. El alto grado de conversión de carbón, es una de las razones por la que se ha seleccionado este gasificador para el caso estudio.

La alta eficiencia en la conversión del carbón, es uno de los factores más importantes a la hora de seleccionar este gasificador y no otro. Otro de los factores para seleccionar ha sido su **buen funcionamiento** con carbones de tipo **bituminoso**, que es el tipo de carbón que se utiliza como materia prima en el caso estudio.

En la Tabla 21 se observan la composición estimada por Barone y White ([ref. 14]), para dos tipos de carbones bituminoso y subbituminoso.

Componente	Illinois N° 6 (% mol)	PRB (% mol)
Ar	0,0141	0
Beceno, Tolueno, Xileno	0,1033	0,1064
CH <sub>4</sub>	5,9139	6,1009
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,0471	0,1321
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2343	0,2415
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,019	0,0198
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0991	0,1019
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,0147	0,0148
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0405	0,0396
CO	54,2938	55,9980
CO <sub>2</sub>	4,2867	4,4245
COS	0,0619	0,0638
HCN	0,0288	0,0297
H <sub>2</sub>	29,7464	30,7551
H <sub>2</sub> O	0,2389	0,2390
H <sub>2</sub> S	1,1521	1,1851
N <sub>2</sub>	3,7083	0,6398
<b>Total hidrocarburos</b>	<b>6,4719</b>	<b>6,7571</b>

Tabla 21. Composición gas de síntesis

### 5.3 Composición del gas de síntesis

La composición del gas de síntesis, va a depender principalmente de la tecnología de gasificación y del tipo de carbón que se utilice como materia prima. Para realizar un cálculo lo más genérico posible, se utilizan diversas composiciones para estimar un gas de síntesis modelo.

En este capítulo se resume el estudio de los gasificadores BGL, GE, CPEG y Shell, mostrando los datos para la composición del gas de síntesis obtenida de estos gasificadores. La razón de utilizar estos gasificadores y no otros, es su experiencia con carbones bituminosos, como el que del caso estudio. Para más información ver Anexo 6 y las referencias [ref. 11], [ref. 12], [ref. 14] y [ref. 19].



### Gasificador GE (General Electric)

En la Figura 12 se muestra un esquema del gasificador GE. Fue diseñado inicialmente por Texaco, una compañía petrolera, por lo que se conoce también como gasificador Texaco según fuentes. Su primera aplicación comercial data de 1956, como **gasificador de petróleo**, no apareciendo hasta 1983 la primera aplicación comercial de un gasificador de carbón.

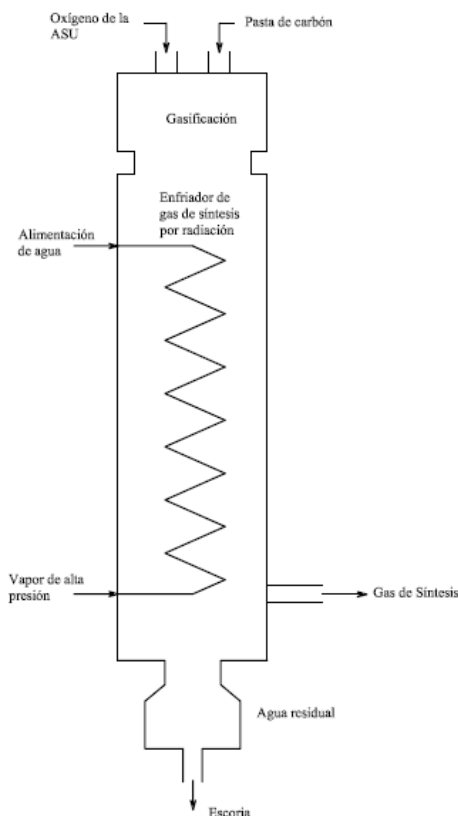


Figura 12. Gasificador GE (Texaco)

En la Tabla 22 se muestra la composición del gas de síntesis en un gasificador GE, alimentado con carbón tipo Illinois N°6. Se muestran dos composiciones según el modo de operación.

Componente	Antes del "quench" (% mol)	Después del "quench" (% mol)
Ar	0,79	0,67
CH <sub>4</sub>	0,10	0,08
CO	34,42	29,22
CO <sub>2</sub>	15,11	12,76
COS	0,02	0,02
H <sub>2</sub>	33,49	28,49
H <sub>2</sub> O	14,29	27,26
H <sub>2</sub> S	0,73	0,61
N <sub>2</sub>	0,89	0,76
NH <sub>3</sub>	0,17	0,14

Tabla 22. Composición de gas de síntesis en el gasificador GE, en modo recuperación de calor por radiación, alimentado con carbón Illinois N°6.

*Gasificador ConocoPhillips E-Gas.*

Este tipo de gasificador fue desarrollado durante los años 70 y 80 por "Dow Chemical", llamándose Gasificador Destec.

La idea de este gasificador es utilizar las altas temperaturas del gas de síntesis generado en un lecho fluidizado de escoria en la primera etapa del proceso de gasificación, para gasificar el carbón que se inyectará en la segunda etapa. En la Figura 13 se muestra un esquema de este tipo de gasificador.

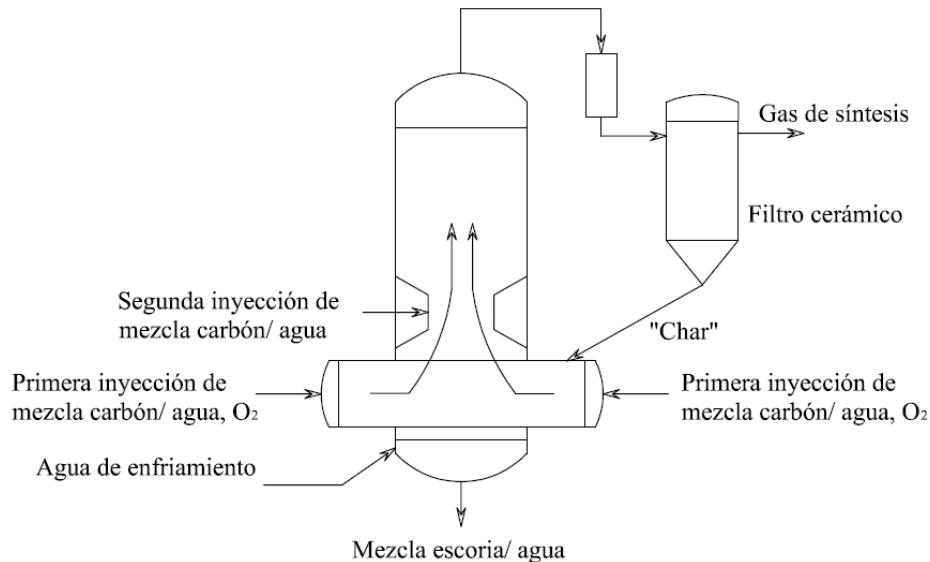


Figura 13. Esquema del gasificador ConocoPhillips E- Gas

En la Tabla 23 se muestran algunos resultados de gases de síntesis obtenidos con este tipo de gasificador, según diferentes alimentaciones, Pittsburgh N°8 (Bituminoso) y PRB (Subbituminoso).

Componente	Pittsburgh N°8	PRB
Ar	0,82	0,75
CH <sub>4</sub>	0,42	0,17
CO	41,95	26,61
CO <sub>2</sub>	9,75	16,04
COS	0,04	0,01
H <sub>2</sub>	33,20	28,34
H <sub>2</sub> O	12,19	27,17
H <sub>2</sub> S	0,78	0,19
N <sub>2</sub>	0,57	0,52
NH <sub>3</sub>	0,28	0,21

Tabla 23. Composición del gas de síntesis para el gasificador ConocoPhillips Egas

### Gasificador Shell

Shell desarrolló diferentes tipos de gasificadores de petróleo durante los años 50. Este tipo de gasificadores difieren bastante de los gasificadores de carbón que más tarde fueron desarrollados por Shell. Estos últimos, se desarrollaron conjuntamente con Krupp- Koppers desde 1974 hasta 1981. Después de 1981, Krupp- Koppers comercializó un gasificador similar conocido como Prenflo. En la Figura 14, que se muestra a continuación se puede ver un esquema del gasificador Shell.

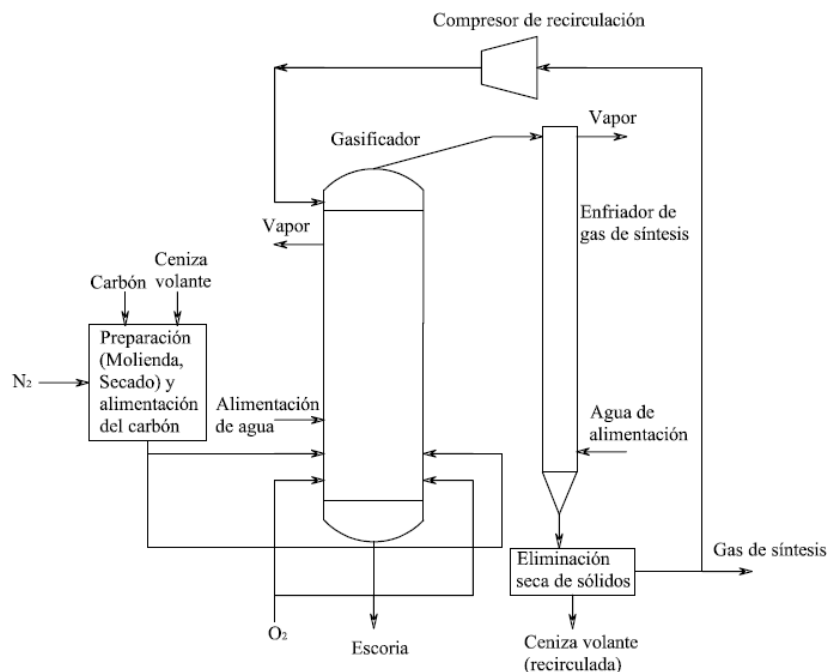


Figura 14. Gasificador Shell de carbón.

En la Tabla 24 se muestra la composición del gas de síntesis producto de un gasificador Shell, alimentado con carbón Illinois N°6.



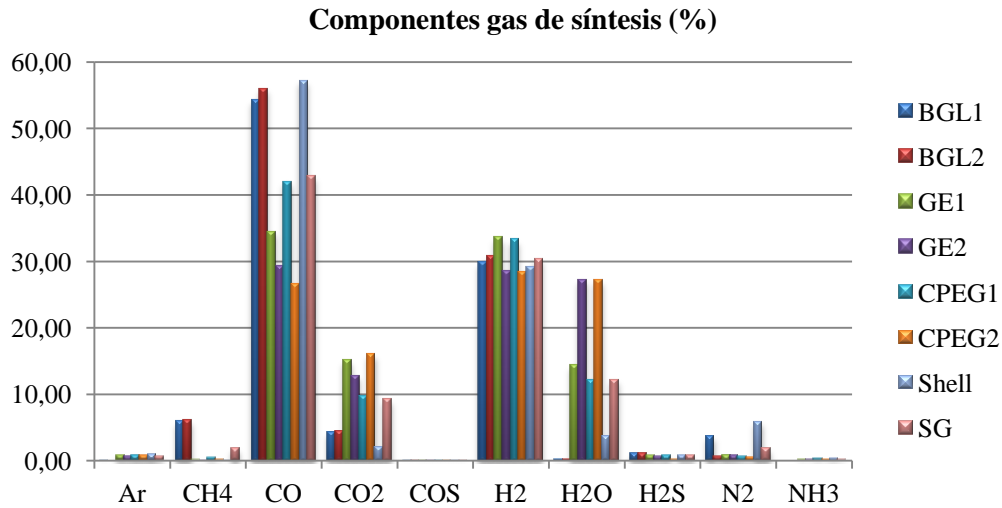
Componente	% molar
Ar	0,97
CH <sub>4</sub>	0,04
CO	57,16
CO <sub>2</sub>	2,11
COS	0,07
H <sub>2</sub>	29,01
H <sub>2</sub> O	3,64
H <sub>2</sub> S	0,81
N <sub>2</sub>	5,85
NH <sub>3</sub>	0,33

Tabla 24. Composición del gas de síntesis para gasificador Shell, alimentado con carbón Illinois N°6.

## 5.4 Resultados

### 5.4.1 Composición del gas de síntesis

Con los datos que se han obtenido en el estudio realizado a lo largo de este capítulo, se puede determinar una composición aproximada para un gas de síntesis tipo. Teniendo en cuenta los datos obtenidos de los diferentes gasificadores, se dispone a hacer una media para obtener una composición estándar con los datos de los gasificadores estudiados en el apartado anterior.



Gráfica 10. Proporción componentes en el gas de síntesis.



Componente	BGL <sub>1</sub> (%)	BGL <sub>2</sub> (%)	GE <sub>1</sub> (%)	GE <sub>2</sub> (%)	CPEG <sub>1</sub> (%)	CPEG <sub>2</sub> (%)	Shell (%)
Ar	0,01	0	0,79	0,67	0,82	0,75	0,97
CH <sub>4</sub>	5,91	6,10	0,1	0,08	0,42	0,17	0,04
CO	54,29	55,10	34,42	29,2	41,95	26,61	57,16
CO <sub>2</sub>	4,29	4,42	15,11	12,8	9,75	16,04	2,11
COS	0,06	0,06	0,02	0,02	0,04	0,01	0,07
H <sub>2</sub>	29,74	30,76	33,49	28,5	33,2	28,34	29,01
H <sub>2</sub> O	0,24	0,24	14,29	27,3	12,19	27,17	3,64
H <sub>2</sub> S	1,15	1,19	0,73	0,61	0,78	0,19	0,81
N <sub>2</sub>	3,71	0,64	0,89	0,76	0,57	0,52	5,85
NH <sub>3</sub>	NA	NA	0,17	0,14	0,28	0,21	0,33

Tabla 25. Datos Componentes del gas de síntesis.

En la Tabla 26 se muestra la composición del gas de síntesis estándar que será sometido al proceso de limpieza.

Componente	SG (%)
Ar	0,57
CH <sub>4</sub>	1,83
CO	42,81
CO <sub>2</sub>	9,21
COS	0,04
H <sub>2</sub>	30,43
H <sub>2</sub> O	12,15
H <sub>2</sub> S	0,78
N <sub>2</sub>	1,85
NH <sub>3</sub>	0,16

Tabla 26. Composición estándar de un gas de síntesis.

#### 5.4.2 Características del gas de síntesis

##### *Poder calorífico*

Una vez calculada la composición del gas de síntesis, es necesario hacer también una estimación del poder calorífico de este. Este dato se utiliza para los cálculos del capítulo 7, concretamente en el dimensionado global.

Para la estimación de un valor orientativo del poder calorífico del gas de síntesis se remite a la [ref. 19]. De ella se extraen los siguientes datos para diferentes gasificadores en MJ/kg, que se muestran en la Tabla 27.

Poder calorífico (MJ/kg)	Shell	GE	BGL
PCS	12,7- 12,9	8,9- 9,8	<b>15,3- 15,5</b>
PCI	12,0- 12,2	8,3- 9,1	<b>14,3- 14,6</b>

Tabla 27. Poder calorífico del gas de síntesis en diferentes gasificadores.



Como se ha visto anteriormente, el gasificador BGL está especialmente diseñado para trabajar con carbón, por lo que se estima un poder calorífico del gas de síntesis de aproximadamente **15 MJ/kg**.

#### *Masa molecular*

La masa molecular ( $M_m$ ) del gas de síntesis es un dato necesario para los cálculos del capítulo 7.

Con la composición del gas de síntesis calculada anteriormente, y las respectivas masas moleculares de cada componente, se puede calcular la masa molecular del gas de síntesis modelo.

En la Tabla 28 se muestran los diferentes compuestos presentes en el gas de síntesis, junto con la proporción de estos en el gas, y la masa molecular de cada uno de ellos.

Componente	Concentración (%)	$M_m$ (g/mol)
Ar	0,57	40
CH <sub>4</sub>	1,83	16
CO	42,81	28
CO <sub>2</sub>	9,21	44
COS	0,04	60
H <sub>2</sub>	30,43	2
H <sub>2</sub> O	12,15	18
H <sub>2</sub> S	0,78	34
N <sub>2</sub>	1,85	28
NH <sub>3</sub>	0,16	17

Tabla 28. Masas moleculares componentes gas de síntesis.

Realizando una media ponderada entre las cantidades de cada compuesto y el peso molecular de este, se obtiene una masa molecular para el gas de síntesis  $M_m = 20,2$  g/mol.

#### *Presión y temperatura*

Los valores de presión y temperatura son necesarios para realizar operaciones en el capítulo 7. Estos valores serán de utilidad en el caso de que se quieran elegir detalladamente los dispositivos o materiales empleados en la planta.

Del estudio de los diferentes gasificadores, reflejado en el Anexo 6, se han recopilado los valores de presión y temperatura en el régimen de funcionamiento de los diferentes gasificadores comerciales. Los resultados se muestran en la Tabla 29:





Gasificador	Combustible	Presión (MPa)	Temperatura
Lurgi	Carbón (amplio rango)	2,4- 3,5	615- 760
BGL	Carbón	2,7	540
Winkler	Carbón	0,1	1.000
Winkler de alta temperatura	Carbón	1	NA
U- Gas	Carbón	0,3- 3	840- 1.100
Foster Wheeler	Carbón y Char	0,7- 0,9	900- 1.000
GE	Residuos del petróleo	5,6	1.316
Conoco Phillips E-Gas	Carbón	4,2	1.300- 1.400
Shell	Carbón + Residuos del petróleo	4,2	1.600
Siemens	Carbón + Residuos del petróleo	2,8	1.400

Tabla 29. Condiciones en gasificador

Se observa que el rango de presiones de operación de los gasificadores, va desde 0,1 hasta 4,2 MPa y los 640- 1.400 °C para los gasificadores que operan principalmente con carbón (Lurgi, BGL, Winkler, U- Gas, Conoco Phillips E- Gas). Por tanto, se puede considerar un valor orientativo de **3 MPa** para la presión, y **1.100 °C** para la temperatura.



## 6. Procesos de limpieza

### *Objetivo y alcance*

---

El objetivo de este capítulo es seleccionar los procesos de limpieza más adecuadas para la aplicación que se está tratando, obteniendo sus eficiencias, capacidades y limitaciones, para el diseño del tren de limpieza de los gases de turbina para una aplicación IGCC.

---

Para ello, se hace un estudio de las diferentes alternativas comerciales de limpieza disponibles actualmente en el mercado, evaluando su validez para la aplicación, en función de sus características.

Con el fin de no penalizar excesivamente la eficiencia de la planta IGCC (una de las principales ventajas de este tipo de tecnología) se da prioridad a la selección de dispositivos con la capacidad de operar a **alta temperatura**.

### *6.1 Introducción*

El principal objetivo del proceso de limpieza del gas es proteger la turbina de posibles contaminantes presentes en el gas de síntesis, y reducir la emisión de contaminantes a la atmósfera. Habitualmente el diseño está orientado a la **protección de la turbina**, pues los requisitos para conseguir un funcionamiento adecuado suelen ser más conservadores que las políticas de protección medioambientales. En la Tabla 4 se dan unos valores orientativos sobre límites de contaminantes permitidos en una turbina de gas.

El segundo objetivo de la limpieza de gases es evitar la emisión a la atmósfera de contaminantes como los NO<sub>x</sub>, el SO<sub>2</sub>, y de ciertas partículas. Este tipo de tratamientos pueden realizarse antes o después de la combustión, dependiendo de las necesidades en cada caso.

La tendencia actual en los procesos de limpieza es que estos se lleven a cabo a **alta temperatura**, con el objetivo de conseguir mejoras en los siguientes ámbitos:

- Evitar la pérdida de eficiencia, y por tanto **mejorar el rendimiento**.
- **Mejora** del sistema de control, y del **comportamiento** frente a la **pérdida de carga**.
- La posibilidad de usar **turbinas de alta temperatura**, que son más eficientes.
- La **eliminación** o reducción del empleo de procesos de **tratamiento de agua** o gas de elevado coste.

Como ya se ha comentado, el uso de un sistema de limpieza a alta temperatura (por encima de los 250 °C), disminuye las pérdidas de rendimiento. En plantas IGCC, con



sistemas de limpieza de gases calientes se consiguen mejoras en el rendimiento de hasta un **3% superior**, respecto a aquellas con sistema de limpieza frío.

Los **ciclones de alta eficiencia** son un dispositivo básico en las aplicaciones IGCC, pues son un buen medio para eliminar partículas de tamaño mayor de 3  $\mu\text{m}$ . Aun así, esto no es suficiente para los requerimientos de las turbinas de gas más modernas, ya que las partículas de menor tamaño también son peligrosas.

Los EPS (Electrostatic Precipitators) y los filtros de mangas, son una buena alternativa, para eliminar las partículas más pequeñas, pero su eficiencia se ve muy disminuida a medida que aumenta la temperatura, por lo que se ha seleccionado otro dispositivo para el tratamiento de las partículas más pequeñas.

Los lechos granulares, y los filtros metálicos parecen ser una alternativa muy buena en los procesos a alta temperatura, sin embargo todavía no están muy desarrollados, por lo que son más caros y no hay muchos datos sobre su funcionamiento.

Los **filtros metálicos** (de acero inoxidable), aunque en proceso de estudio, parecen ser muy prometedores a temperaturas bajas- moderadas (< **550 °C**). Sin embargo, la presencia de **azufre** y de metales **alcalinos** en el gas puede provocar problemas de **corrosión** en el filtro. Bajo estudio se encuentran ahora mismo los filtros de aleaciones metálicas y resistentes a la corrosión a alta temperatura. La principal ventaja de este tipo de filtros está en su **alta resistencia térmica y mecánica**.

Los filtros **de mangas**, tienen la ventaja de ser **muy selectivos** y retener partículas de muy pequeño tamaño, y su naturaleza flexible les hace menos susceptibles a los daños térmicos, sin embargo, esta misma flexibilidad les hace muy **poco resistentes** a los impactos **mecánicos**, lo que hace que no se les pueda someter a velocidades de gases mayores de 5 cm/s.

Los sistemas de **lecho granulado o fluidizado** son sistemas capaces de operar a **velocidades** relativamente **elevadas** reteniendo las partículas con una elevada **eficiencia**. Sin embargo, su capacidad para manejarse con polvos de trato difícil y el **desgaste** del medio al operar durante largos periodos de tiempos a alta temperatura y velocidades, han **frenado** su uso comercial. Por estas razones los lechos granulares no parecen ser una alternativa como un único filtro.

Los sistemas de limpieza de partículas líderes en el mercado hoy en día son los **filtros cerámicos**, disponibles en una gran variedad de tipologías. Han demostrado su validez en rangos de temperaturas de entre **260 y 900 °C** y presiones de **1 a 3 MPa**. Sin embargo, para un funcionamiento a **largo plazo** la temperatura se ve limitada a rangos de **250- 400 °C**.

Debemos tener en cuenta que las presiones y temperaturas de operación en la aplicación que nos consta (IGCC) es de 1- 3 MPa y entre 600- 800°C.



El comportamiento del filtro es muy influyente en el funcionamiento del tratamiento de *dry scrubbing* y de inyección de *getters*, debido al fenómeno de limpieza parcial, que se comentará a lo largo de este capítulo. Este fenómeno se ha tenido en cuenta para la elección final del filtro como dispositivo para eliminación de partículas.

Para la eliminación de componentes ácidos, una de las alternativas más atractivas a día de hoy es el *dry scrubbing* o lavado seco. Consistente en la inyección de materiales absorbentes aguas arriba del filtro, por lo que, a su paso por el filtro, se eliminan conjuntamente partículas sólidas y compuestos sulfurosos y ácidos presentes en la corriente gaseosa.

La similitud de funcionamiento con el tratamiento de absorción de condensables mediante inyección de *getters*, hace que la combinación de ambos en un mismo proceso sea muy atractiva.

La alternativa del *wet scrubbing* implica disminuir la temperatura, por lo que, aunque es un proceso muy válido, según en qué aplicaciones, puede no ser interesante, como es el caso que nos ocupa.

## 6.2 Ciclón

### 6.2.1 Descripción

Un ciclón es un **separador** de partículas **inercial**. Normalmente representa la **primera etapa** en un proceso de limpieza. Su misión, es **eliminar** de la corriente gaseosa las **partículas de mayor tamaño**.

Los dos principales tipos de ciclones existentes son el **ciclón de flujo axial** y el **ciclón de flujo inverso**. El ciclón de flujo axial está provisto de palas que fuerzan el movimiento del gas a su través; está especialmente indicado para ambientes muy polvorientos (por ejemplo desiertos). El ciclón de flujo inverso no utiliza ningún dispositivo móvil. Esta es una de las razones por la que el **ciclón de flujo inverso** es uno de los **más utilizados**.

En la Figura 15 se muestra un esquema de un ciclón de flujo inverso. El gas entra tangencialmente, impactando con la pared del cilindro, lo que hace que, por fuerza centrífuga, las partículas de mayor peso se vean “lanzadas contra la pared del cilindro”. El gas sigue una trayectoria helicoidal, recogándose en la parte inferior de la pared del cilindro, para luego ascender por el conducto. Las partículas caen por su propio peso hacia la tolva inferior donde se retiran. La mayoría de los ciclones se montan verticalmente, para que sea la gravedad la provoque el movimiento de las partículas, aunque en algunos casos, esto puede no ser así.

Existen otras alternativas al uso del ciclón, pues hay otras variedades de dispositivos basados en la separación inercial de partículas, entre ellos destacan el ciclón Cardiff, el ciclón de aire blindado y el ciclón electroforético, que emplea técnicas eléctricas para

separar las partículas de mayor tamaño. A pesar de esto, a día de hoy, la técnica más utilizada para la primera etapa de limpieza de partículas es el ciclón de flujo inverso.

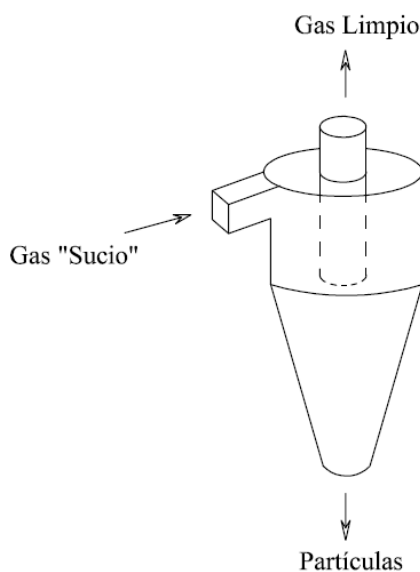


Figura 15. Esquema Ciclón

### 6.2.2 Eficiencia del ciclón

En la Figura 16, tomada de la [ref. 20] se muestran las curvas de eficiencia de un ciclón de alta temperatura. La eficiencia del dispositivo depende del tamaño de partícula, cuanto mayor es el tamaño de las partículas, su energía inercial es mayor, y por lo tanto es más fácil que salgan de la corriente, aumentando la eficiencia para las partículas de mayor tamaño.

Las partículas en el gas de síntesis se han distribuido en 7 tamaños diferentes como se vio a raíz del estudio de los factores de emisión realizado en el capítulo 4. En la Tabla 30 se muestran las eficiencias del ciclón para cada tamaño de partícula obtenidos de la Figura 16 a. (ciclón de alta eficiencia).

Tamaño de partículas ( $\mu\text{m}$ )	Eficiencia (%)
15	95
10	92
6	90
2,5	70
1,25	60
1	50
0,625	20

Tabla 30. Eficiencia ciclón según tamaño de partículas.

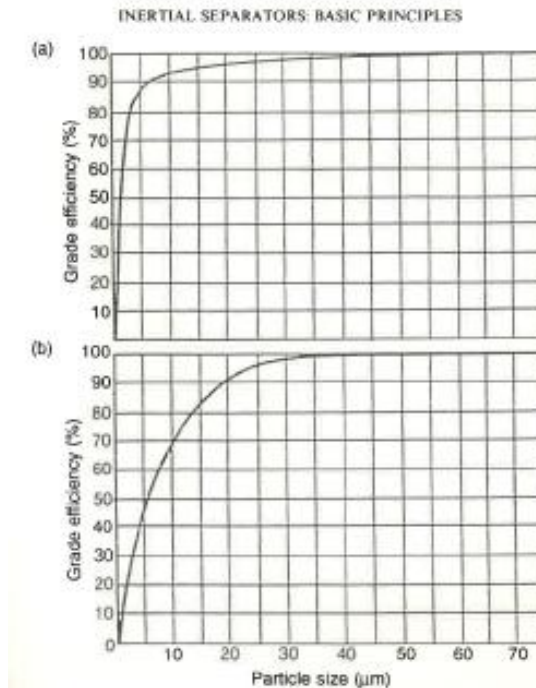


Figura 16. Curva de eficiencia de un ciclón La figura (a) corresponde a un ciclón de alta eficiencia, mientras que la (b) corresponde a un ciclón estándar.

La mayor fuente de información para determinar los parámetros de funcionamiento de un ciclón son la simulación por ordenador y los datos empíricos. Sin embargo, mediante análisis dimensional se pueden obtener conclusiones interesantes sobre el comportamiento de este tipo de dispositivos. En el Anexo 7 se muestra un estudio de este tipo, para más información ver [ref. 20].

### 6.2.3 Efecto de la carga de sólidos

Los ciclones son unos de los pocos dispositivos entre los que, el hecho de aumentar la cantidad de sólidos en la corriente gaseosa hace que el funcionamiento de este sea mejor, es decir, a medida que **aumente la carga de sólidos, la eficiencia aumenta, y la pérdida de carga disminuye**. Es por esto, que un diseño conservativo para un ciclón es aquel en el que se considera una baja carga de sólidos. La razón de este extraño fenómeno no está completamente descubierta. Es importante tener esto en cuenta, pues en el caso de que quisiéramos aumentar la capacidad de la central IGCC, se podría pensar en la necesidad de aumentar la capacidad de los ciclones, cuando en un primer momento esto no tiene porqué ser así.

### 6.2.4 Descarga de partículas

El sistema de descarga del ciclón en la práctica es un elemento crítico, pues un mal dimensionado de este, o un fallo, puede desembocar en altas concentraciones de partículas en el gas que sale de este.



Existen dos alternativas a la hora de elegir el sistema de descarga:

- **Descarga seca:** Se eliminan las partículas en forma de polvo seco por la parte inferior.
- **Descarga húmeda:** Las partículas se dejan caer en un líquido (normalmente agua), por lo que se pueden eliminar las partículas en forma de pasta.

El sistema más utilizado, y el que se empleará en el caso estudio, es el primero, la **descarga seca**. Realizando la descarga de este modo se evitan los problemas de tratamiento agua. La composición de la ceniza que se extrae de los ciclones puede contener partículas cementosas que, en contacto con el agua, formen una pasta cuyo tratamiento sea muy costoso.

Actualmente la **tendencia** es utilizar un sistema de **descarga seca**, es más, incluso algunos sistemas de descarga húmeda se están abandonando en detrimento de los primeros.

#### 6.2.5 Resumen

En la práctica, los ciclones se diseñan para operar con altas eficiencias a temperaturas de hasta 1.000 °C, eliminando partículas de hasta **5 µm**. Sin embargo, la temperatura límite de actuación de estos es de **750 °C**, ya que a partir de ahí son necesarios unos materiales más exigentes en lo que a aislamiento y resistencia a la erosión se refiere, por lo que el precio se dispara.

A medida que se quiere ser más selectivo con el tamaño de partícula que se desea eliminar, son necesarias más etapas, por lo que resulta interesante, utilizar otro dispositivo de limpieza para las partículas de menor tamaño

La eficiencia aproximada de estos dispositivos en las plantas existentes, ronda el **90%**. En algunos casos, se suelen montar varios ciclones, para evitar a toda costa la entrada de partículas de gran tamaño a los sistemas de limpieza posteriores, y mucho menos a la turbina, en las centrales IGCC suelen utilizarse **una o dos etapas de ciclones** seguidas la una de la otra.

### 6.3 Filtros cerámicos

#### 6.3.1 Descripción

Un material idóneo para un proceso de filtrado es aquel que tenga una buena resistencia a los ataques tanto térmicos como químicos, así como una superficie lo suficientemente porosa como para no suponer una elevada pérdida de carga, sin permitir el paso a las partículas nocivas para el sistema.

Debido a su gran resistencia a los ataques químicos y térmicos, los materiales cerámicos son una buena alternativa para fabricar sistemas de filtrado. En la Tabla 65 del anexo 9



se muestran algunos de los materiales porosos cerámicos más importantes en la industria y sus características más interesantes para la aplicación que nos ocupa.

Conviene hacer una distinción entre los dos tipos de filtrado existentes **filtrado “Profundo”**, y **filtrado “superficial”**. En el filtrado profundo, el filtrado se lleva a cabo, dentro de la estructura del filtro. En el filtrado superficial, el medio actúa como barrera, de manera que las partículas chocan contra él sin poder pasar, formándose una torta en la pared, aguas arriba del flujo, sin penetrar en el medio. En la práctica, las propiedades de filtrado dependen de las propiedades, tanto del polvo, como del medio, no únicamente del tamaño de las partículas y de los poros.

La eficiencia del filtrado superficial es muy cercana al **100%**, a menos que el tamaño de las partículas sea sub- microscópico. En este caso, el filtrado profundo cobra más importancia, y la eficiencia es un poco menor, calculándose como la de los lechos granulares (ver anexo 12).

---

En los filtros cerámicos se puede considerar que el modo de filtrado es **filtrado superficial** puro, con una eficiencia del **99,5 %**. Durante los primeros periodos de funcionamiento del filtro cerámico, existe algo de difusión en el medio, siendo la eficiencia algo menor.

---

Los filtros cerámicos suelen estar comprendidos por “**velas**” cilíndricas huecas y alargadas, con un extremo cerrado (Ver Figura 17), mientras que el flujo pasa del exterior al interior, quedando el polvo en la superficie exterior. Aunque esta sea la configuración más común, existen otros tipos de configuraciones, como la configuración tubular, similar a la anterior, pero inversa, es decir, el polvo se queda en la parte interior, y el gas limpio sale por el exterior.

Al igual que en otros sistemas de limpieza, el proceso es **cíclico**, lo que quiere decir, que mientras se limpia una de las velas el resto sigue funcionando. La **limpieza** del filtro suele realizarse mediante **pulsos inversos**. Cuando ha pasado el tiempo prescrito, o bien cuando la pérdida de carga es excesiva, se inyecta una corriente de gas en sentido contrario al normal de flujo con lo que la torta se rompe y cae a la tolva, recogándose por la parte inferior en un sistema de retirada similar al de los ciclones (retirada seca) y restaurándose el ciclo.



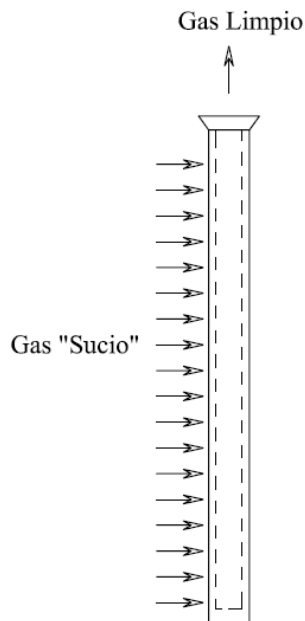


Figura 17. Vela de un filtro cerámico.

### 6.3.2 Limpieza parcial y dry scrubbing

La tensión necesaria para que la torta de polvo se desprenda debe ser la suficiente para vencer las fuerzas de adhesión presentes, bien entre la capa de polvo y el cuerpo del filtro, o bien entre las fuerzas de cohesión internas de la torta.

Aunque en la teoría, cuando esto se cumple, la torta debería desprenderse totalmente, en la práctica, esto no ocurre así, debido, principalmente, a que la **fuerza** aplicada durante el flujo, **no** es completamente **uniforme** a lo largo de todo el filtro. En ciertas zonas de la pared del filtro, la torta se desprende completamente mientras en otras, continúa retenida. Esto, da lugar a un proceso de limpieza irregular, como se puede observar en la Figura 18:

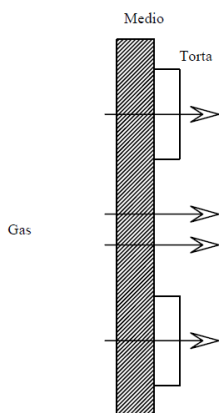


Figura 18. Esquema limpieza parcial.



Se considera necesario introducir brevemente este fenómeno, debido a su influencia en la eficiencia del proceso de *dry scrubbing*. La relación del proceso con este fenómeno se introduce a continuación.

El *dry scrubbing*, es un proceso de eliminación de gases ácidos. Consiste en inyectar partículas muy finas de absorbentes aguas arriba del filtro, siendo los más utilizados  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaO}$ , y  $\text{CaOH}$ .

Este tipo de procesos, como se verá en el apartado siguiente, deben ir acompañados de un sistema de recolección de partículas. El proceso de *dry scrubbing*, integrado con filtros cerámicos, resulta **muy efectivo**, ya que, debido al fenómeno de limpieza parcial, aumenta la superficie en la que pueden llevarse a cabo las reacciones de absorción químicas.

### 6.3.3 Resultados

Como conclusión se puede decir que para la limpieza a alta temperatura de los gases, los **filtros cerámicos** son una de las **alternativas más atractivas**.

En primer lugar, son capaces de operar a alta temperatura, con una elevada eficiencia, durante largos periodos de tiempo, debido a la resistencia de los materiales cerámicos a los ataques químicos.

En segundo lugar, son muy adecuados para integrar con el proceso de *dry scrubbing* (que se estudia en el apartado siguiente), ya que aumentan la eficiencia de dicho proceso. Este proceso es la alternativa elegida para eliminación de ácidos, en el tren de limpieza que se está diseñando.

En los anexos 10, 11, y 12 se muestran otras alternativas a este tipo de dispositivos de filtrado, los filtros de mangas, los EPS (“Electrostatic Precipitators”, o precipitadores electrostáticos) y los filtros de lecho granular. Los filtros de mangas y los EPS son menos eficientes para limpieza de gases a alta temperatura. Mientras tanto, los filtros granulares, si presentan la alternativa de trabajar a alta temperatura, además de poder integrarse con el proceso de gasificación y de *dry scrubbing*. Los filtros granulares no están tan desarrollados como los filtros cerámicos, por lo que se han elegido los últimos para la aplicación.

## 6.4 Lavado seco (*dry scrubbing*)

### 6.4.1 Descripción

El principal inconveniente que tiene el carbón como combustible es su alto contenido en **azufre y nitrógeno**, componentes que forman ácidos durante la combustión. Del mismo modo, el contenido en **halógenos**, también derivará en ácidos, como ya se vio en el capítulo 4.



El proceso de *dry scrubbing*, consiste en la inyección de un **absorbente sólido**, que reacciona con los compuestos ácidos, formando partículas sólidas que se eliminan en el sistema de limpieza de partículas.

La inyección puede realizarse en un *scrubber*, o bien en el **lecho fluidizado**, tanto del gasificador, como del filtro granular (si lo hubiere). Sea donde sea, esta debe hacerse en varios puntos del sistema de limpieza, y siempre **antes del proceso de limpieza de partículas** puesto que las reacciones de absorción química entre el gas y el sólido tienen lugar en los lechos fluidizados, o las **tortas de los filtros**.

La temperatura apropiada de inyección va desde los 100 °C para lavado semi- seco hasta los **1.300 °C** para lavado seco.

La principal ventaja del lavado en seco frente al lavado húmedo es que se elimina el tratamiento de las aguas residuales, con lo que se consiguen ahorros en procedimientos y equipos. Además de esto, el lavado húmedo implica una disminución de la temperatura, algo que no es lo que se está buscando en este diseño.

#### 6.4.2 Fundamentos de las reacciones sólido- gas

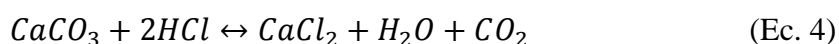
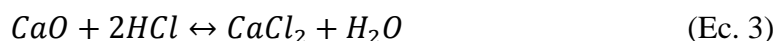
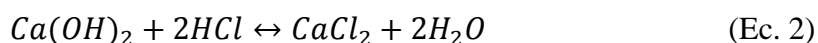
Los principales absorbentes que se utilizan en este tipo de aplicaciones se pueden dividir en dos grupos:

- **Absorbentes naturales:** Son más baratos, se utilizan una vez, y una vez cumplido su cometido, se eliminan junto con las partículas sólidas.
- **Absorbentes sintéticos:** Son más caros, una vez han completado su ciclo de vida se vuelven a regenerar y reutilizar.

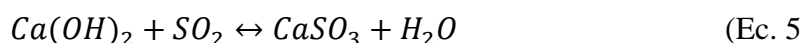
La mayoría de estos absorbentes son óxidos o carbonatos de algunos metales, entre los cuales se encuentra el calcio, estroncio y bario entre otros. Los más populares en el mercado, por su eficacia y su bajo precio son: cal ( $\text{Ca(OH)}_2$ ), caliza ( $\text{CaCO}_3$ ). y dolomita ( $\text{CaCO}_3\text{MgCO}_3$ ).

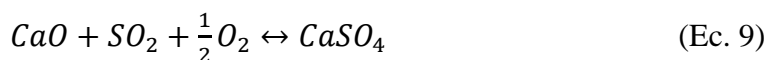
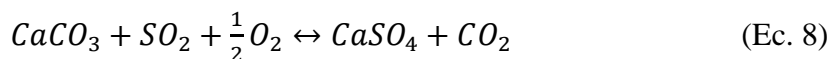
Las reacciones químicas que se llevan a cabo en el proceso de lavado son similares a las que se muestran a continuación, utilizando como ejemplo absorbentes con base cálcica:

Absorción del HCl:

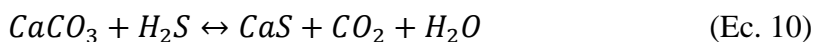


Absorción del  $\text{SO}_2$ :





Absorción del H<sub>2</sub>S:



### 6.4.3 Resultados

La eficiencia del proceso, va a depender del grado de conversión del absorbente. Este, a su vez, depende de variables como: el tiempo de residencia, la temperatura del proceso, y la cantidad de Ca suministrado.

La eficiencia del proceso, es mayor cuanto mayor es la temperatura, lo que hace que este proceso sea muy oportuno para el diseño del tren de limpieza que se está realizando.

---

El contenido de Ca en el proceso, se valora a través del ratio Ca/S. Según [ref. 22], con un **ratio Ca/S** entre **1,2 y 1,4** se obtienen eficiencias en el proceso de *dry scrubbing* en el intervalo del **92- 97 %**.

---

El sistema de filtrado, a pesar de no afectar a la termoquímica de las reacciones, afecta a la eficiencia del proceso. Como ya se ha comentado, la inyección del absorbente debe hacerse siempre antes del sistema de eliminación de partículas, debido a los compuestos formados quedan retenidos en el filtro y se eliminan junto con la ceniza en este.

Como se comento en el apartado correspondiente al filtro cerámico, el fenómeno de limpieza parcial afecta a la operación del *dry scrubbing*, habiéndose demostrado (ver [ref. 20]), que realizar la limpieza del filtro de manera cíclica mejora la eficiencia de la absorción.

## 6.5 Inyección de getters

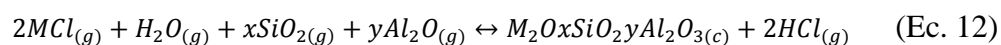
### 6.5.1 Descripción

Los gases obtenidos en el proceso de gasificación contienen pequeñas concentraciones de elementos volátiles, debido a las altas temperaturas que se alcanzan en el proceso de gasificación. Estos, pueden llegar a **condensar** si la temperatura disminuye lo suficiente, o si se dan ciertas condiciones químicas que lo favorezcan. Si no se tratan, estos componentes pueden provocar problemas de funcionamiento. En el caso que nos ocupa, los problemas que se pueden producir son los siguientes:



- **Corrosión en caliente:** Ciertas sales alcalinas tienen efectos corrosivos en las capas antioxidantes de las aleaciones de alta temperatura.
- **Depósitos de cementos:** La deposición prolongada de partículas en las paredes de los equipos, provoca la formación de depósitos. Aunque en ciertos dispositivos de limpieza esto puede ser positivo, no lo es en absoluto para las turbinas.

El término *getter* se utiliza para denominar un **mineral**, que reacciona con **metales alcalinos** y **condensables** en una corriente gaseosa caliente, formando un precipitado que se elimina en el filtro. Los minerales que parece ser más efectivos en esta operación son **óxido de silicio** y **la alúmina**. Las reacciones que se dan son de la siguiente manera:



Diversos estudios han demostrado que la aplicación más efectiva para este tipo de tecnología son los **filtros granulares**, en el que el *getter* formaría parte del lecho de filtración, en el que también se inyectarían los absorbentes necesarios para el lavado seco.

#### 6.5.2 Eliminación de condensables por condensación y filtración

Actualmente se están realizando muchos estudios en el campo de la generación de potencia para desarrollar mecanismos de limpieza a temperaturas altas, en el intervalo de los 400- 600 °C. A estas temperaturas, parte de los compuestos **alcalinos** presentes en el gas, **condensan** en forma de partículas y **pueden eliminarse fácilmente en el filtro**. Esto puede requerir un pequeño **enfriamiento previo** al proceso de filtrado.

Los resultados experimentales demuestran que con un filtrado a temperaturas cercanas a los 600 °C, la presencia de contaminantes de esta naturaleza es suficientemente baja como para cumplir los requisitos de la turbina de gas.

#### 6.5.3 Resultados

El funcionamiento del proceso de inyección de “getters” para la limpieza de condensables, guarda mucha similitud con el funcionamiento del proceso de *dry scrubbing*, por lo que se pueden integrar en un mismo proceso, realizándose de manera simultánea la eliminación de ácidos y de condensables, incluyendo, si fuera necesario, un enfriamiento antes del filtro, para asegurar la condensación de la mayoría de los condensables.

---

Dada la similitud de los procesos de inyección de *getters* y de *dry scrubbing*, y a que no se han encontrado datos concretos para la eficiencia del primero, se ha estimado la misma eficiencia, del **95 %** para ambos procesos, obtenida de la [ref. 22].

---



## 6.6 Resultados

Después de analizar los resultados derivados, del estudio realizado en este capítulo, como en el reflejado en los anexos 10, 11 y 12, se decide seleccionar los siguientes dispositivos para el diseño del tren de limpieza de gases:

- 1- **Ciclón de alta temperatura.**
- 2- **Proceso de lavado seco.**
- 3- **Eliminación de elementos condensables.**
- 4- **Filtro cerámico.**

Los principales criterios que se han tenido en cuenta para la elección de estos, y no otros, han sido los siguientes:

- 1- Posibilidad de operar a alta temperatura.
- 2- Procesos altamente eficientes.
- 3- Operación seca.

Antes modo de resumen, en la Tabla 31 se muestran las eficiencias de los dispositivos de limpieza estudiados.

Dispositivo	Eficiencia (%)
Ciclón convencional	>90
Ciclón de alta temperatura	>90
Filtros granulares	>99
EPS	>99
Filtros de mangas	>99
Filtros cerámicos	>99,5
Lavado seco	95
Inyección de “getters”	92- 97

Tabla 31. Eficiencia de los dispositivos de limpieza

Antes de continuar con el diseño del proceso, cabe destacar que no se ha tomado ninguna medida para disminuir la presencia de compuestos nitrogenados en la corriente gaseosa.

Después del proceso de combustión será necesario tomar medidas para la eliminación de los  $\text{NO}_x$  y derivados, de la corriente gaseosa. Los principales métodos para esto son los basados en Reducción Selectiva no Catalítica (**SNR**) y la Reducción Catalítica Selectiva (**SCR**). Para más información ver [ref. 21]

En la Figura 19 se muestra un esquema general de la planta IGCC, en el que se integra el tren de limpieza que se diseñará con mayor detalle en el capítulo 7, estudiando los contaminantes cualitativa y cuantitativamente y diseñando un sistema de limpieza consecuente con los resultados vistos a lo largo de todo el proyecto.



### Diseño básico del tren de limpieza de gases de turbina de una central de gasificación con ciclo combinado IGCC

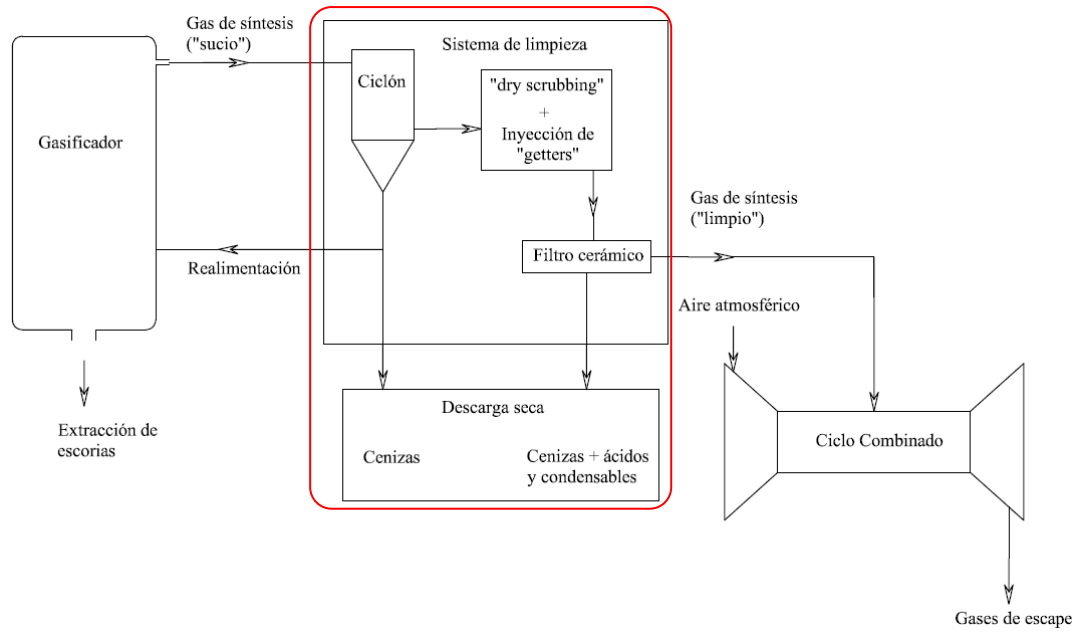


Figura 19. Esquema de la planta IGCC y tren de limpieza.



## 7. Aplicación práctica

### *Objetivo y alcance*

El objetivo es el diseño básico del tren de limpieza de gases de turbina de la planta IGCC que se describe en el caso estudio.

Este es un proyecto de ingeniería de diseño. Después de estudiar sobre el papel las mejores alternativas para el diseño del tren de limpieza del caso estudio, se calculan los balances de masa de cada proceso.

El objetivo secundario es obtener una serie de conclusiones sobre el diseño seleccionado para posibles mejoras futuras de este.

En este capítulo se aplican los resultados obtenidos en los capítulos anteriores, (composición del gas de síntesis, contaminantes del gas de síntesis, composición de las cenizas, métodos de limpieza y propiedades de estos...)

### *7.1 Introducción*

A lo largo de los estudios realizados en los capítulos anteriores, se han seleccionado los equipos considerados más adecuados para la definición del caso estudio y el diseño del tren de limpieza.

Paralelamente, se han obtenido los datos de entrada necesarios para modelar dicho caso estudio, y los cuales se aplican en este capítulo.

Los datos de entrada son los siguientes:

- Eficiencia del ciclo combinado: Aproximadamente un 60 %. (Capítulo 2)
- Límite de contaminantes permitidos a la entrada de la turbina. (Capítulo 2):

Contaminante	Límite máximo	Comentario
Partículas	2 ppmw	Tamaño de partícula: > 10 $\mu\text{m}$ : 0 2-10 $\mu\text{m}$ : 7,5 % 0- 2 $\mu\text{m}$ : 92.5 %
Hidruros halogenados	1 ppmw	
Componentes sulfurosos	20 ppmw	Emisiones corrosivas únicamente en presencia de metales alcalinos.
Condensables	2 ppmw	

Tabla 32. Límites de contaminantes a la entrada de la turbina.





- Características del carbón bituminoso alimentado en el gasificador. (Capítulo 3):

Característica	Valor
Porcentaje de carbono	85 %
Contenido en cenizas (A)	14,55 %
Contenido en carbono de las cenizas	Despreciable

Tabla 33. Características carbón bituminoso.

- Contaminantes presentes en el gas de síntesis y métodos de limpieza (Capítulos 3 y 6):

Contaminantes	Método de limpieza
Partículas sólidas	Ciclón + filtro cerámico
Componentes ácidos	Dry scrubbing + filtro cerámico
Condensables	Dry scrubbing + filtro cerámico

Tabla 34. Contaminantes vs. Sistema de limpieza.

- Características del gas de síntesis. (Capítulo 5):

Componente	Concentración (%)
Ar	0,57
CH <sub>4</sub>	1,83
CO	42,81
CO <sub>2</sub>	9,21
COS	0,04
H <sub>2</sub>	30,43
H <sub>2</sub> O	12,15
H <sub>2</sub> S	0,78
N <sub>2</sub>	1,85
NH <sub>3</sub>	0,16

Tabla 35. Composición estándar de un gas de síntesis.

Característica	Valor
HV (MJ/ kg)	15
Mm (g/ mol)	20,2
Presión (MPa)	3
Temperatura (°C)	1.100

Tabla 36. Condiciones gas de síntesis.



- Factores de emisión para partículas, compuestos halogenados, y elementos condensables. (Capítulo 4):

Tamaño de partículas ( $\mu\text{m}$ )	Factor de emisión (kg/ton)
15	21,12
10	15,18
6	11,22
2,5	3,96
1,25	1,32
1	1,32
0,625	0,66

Tabla 37. Factor de emisión específico para partículas.

Componente	Factor de emisión (kg/tn)
HCl	0,54
HF	0,07

Tabla 38. Factor de emisión específico para las especies ácidas (HCl y HF).

Contaminante	Factor de emisión (kg/ton)
Antimonio	8,16E-06
Arsénico	1,86E-05
Berilio	9,53E-06
Cadmio	2,31E-05
Cromo	1,18E-04
Cromo (VI)	3,58E-05
Cobalto	4,54E-05
Plomo	1,91E-04
Magnesio	4,99E-03
Manganeso	2,22E-04
Mercurio	3,76E-05
Níquel	1,27E-04
Selenio	5,90E-04

Tabla 39. Factores de emisión específico para elementos condensables.

- Eficiencias de los dispositivos de limpieza. (capítulo 6):

Tamaño de partículas ( $\mu\text{m}$ )	Eficiencia (%)
15	95
10	92
6	90
2,5	70
1,25	60
1	50
0,625	20

Tabla 40. Eficiencia ciclón según tamaño de partículas.

Dispositivo	Eficiencia (%)
Filtros cerámicos	99,5
<i>dry scrubbing</i>	95
Inyección de <i>getters</i>	95

Tabla 41. Eficiencia dispositivos de limpieza

## 7.2 Metodología

Partiendo de los resultados obtenidos en los apartados anteriores, se procede al diseño del tren de limpieza, de manera que se cumplan los requisitos de limitación de contaminantes en la turbina. La metodología del proceso de diseño se esquematiza en la Figura 20, y se describe a continuación.

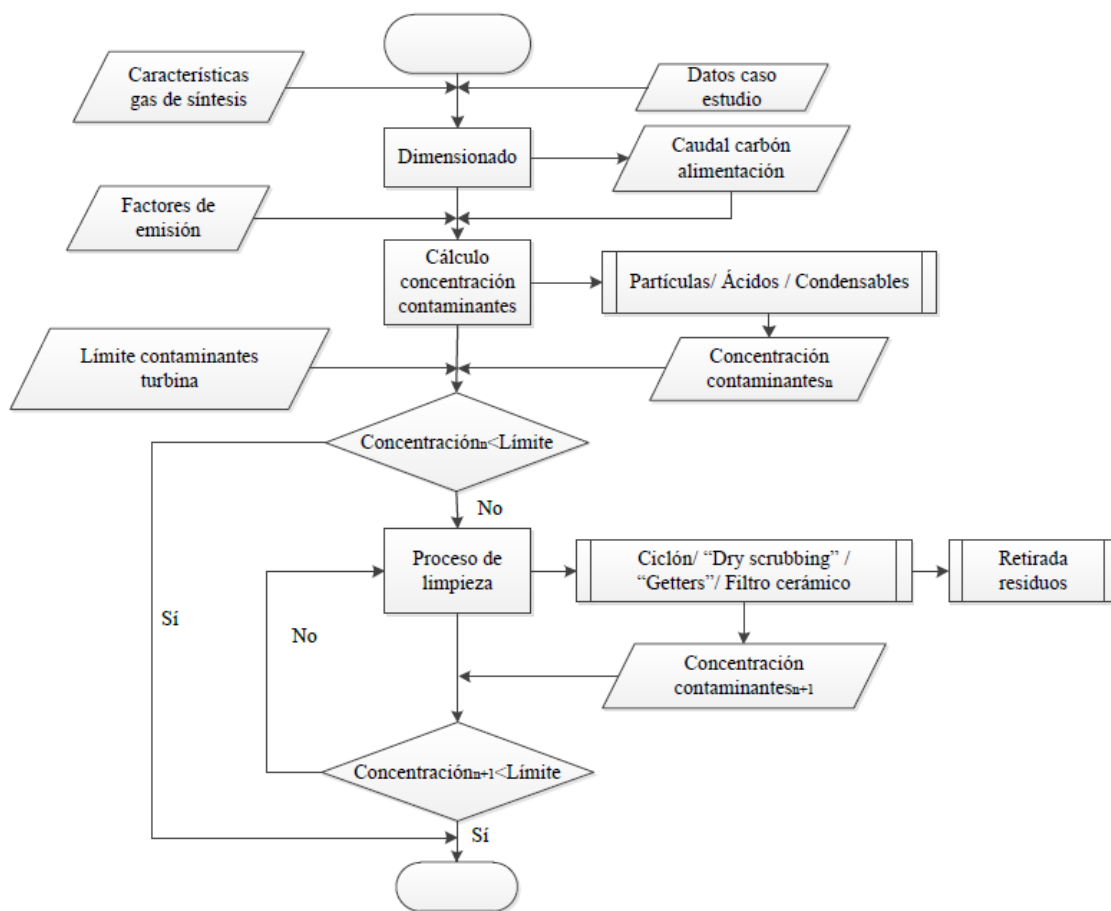


Figura 20. Diagrama de flujo: diseño del tren de limpieza.

### 7.2.1 Dimensionado

En el dimensionado, se calcula el caudal de gas de síntesis y de carbón necesario para obtener los 500 MW aplicando las ecuaciones Ec. 13, Ec. 14 y Ec. 15.

$$We = W_{cc} \cdot \eta_{cc} \Rightarrow W_{cc} = \frac{We}{\eta_{cc}} \quad (\text{Ec. 13})$$



$$W_{CC} = \dot{m}_{GS} \cdot HV \Rightarrow \dot{m}_{GS} = \frac{W_{CC}}{HV} \quad (\text{Ec. 14})$$

$$\%_{C \text{ bitum}} \cdot \dot{m}_{\text{Carbón}} = (\sum X_{Ci}) \cdot \dot{m}_{GS} \Rightarrow \dot{m}_{\text{Carbón}} = \frac{(\sum X_{Ci}) \cdot \dot{m}_{GS}}{\%_{C \text{ bitum}}} \quad (\text{Ec. 15})$$

Donde:

$W_e$  = Potencia de la planta IGCC= 500 MW.

$\eta_{CC}$  = Rendimiento del ciclo combinado = 60 %.

$HV$  = Poder calorífico del gas de síntesis= 15 MJ/ kg

$\%_{C \text{ bitum}}$  = Porcentaje de carbono en el carbón bituminoso=85 %.

$X_{Ci}$  = Concentración de cada componente con carbono en el gas de síntesis. (Ver Tabla 35)

$W_{CC}$  = Potencia aportada por el combustible al ciclo combinado.

$\dot{m}_{GS}$  = Caudal de gas de síntesis necesario.

$\dot{m}_{\text{Carbón}}$  = Caudal de carbón alimentado al gasificador.

Una vez calculado el caudal de carbón necesario, se procede a calcular la concentración de los diferentes contaminantes.

### 7.2.2 *Calculo de concentración contaminantes*

La concentración de cada contaminante se calcula de manera diferente, dependiendo del tipo de contaminante.

Para los contaminantes mayoritarios, H<sub>2</sub>S y COS, no hay más que expresar la concentración de estos en el gas de síntesis, en ppm, mediante ecuación Ec. 16:

$$X_{\text{ppm}} = \frac{X_{\%} \cdot 10^6}{100} \quad (\text{Ec. 16})$$

Donde:

$X_{\text{ppm}}$  = Concentración en ppm.

$X_{\%}$  = Concentración en %.

El cálculo de la concentración del resto de contaminantes (partículas de materia, hidruros halogenados y condensables), requiere la aplicación de los factores de emisión. Para ello se aplican las ecuaciones Ec. 17 y Ec. 18:

$$\dot{m}_{\text{Contaminante } i} = FE_{\text{Contaminante } i} \cdot \dot{m}_{\text{Carbón}} \quad (\text{Ec. 17})$$

$$X_{\text{Contaminante } i \text{ ppm}} = \frac{\dot{m}_{\text{Contaminante } i}}{\dot{m}_{GS} \cdot 10^6} \quad (\text{Ec. 18})$$



Donde:

$\dot{m}_{Contaminante\ i}$  = Caudal másico del contaminante  $i$ .

$FE_{Contaminante\ i}$  = Factor de emisión del contaminante  $i$ .

$X_{Contaminante\ i\ ppm}$  = Concentración del contaminante  $i$  en ppm

Los datos obtenidos de las ecuaciones Ec. 17 y Ec. 18 ya pueden compararse con los valores límite a la entrada de la turbina. A partir de aquí, todas las concentraciones se expresan en ppm.

### 7.2.3 Proceso de limpieza

En caso de que  $X_{Contaminante\ i} > X_{Límite\ contaminante\ i}$ , es necesario añadir una etapa del proceso de limpieza del contaminante  $i$ .

La concentración del contaminante  $i$  después de someterse al proceso de limpieza se calcula con la ecuación Ec. 19:

$$X_{Contaminante\ i_{n+1}} = (1 - \varepsilon_i) \cdot X_{Contaminante\ i_n} \quad (\text{Ec. 19})$$

Donde:

$X_{Contaminante\ i_{n+1}}$  = Concentración del contaminante  $i$  después de la etapa de limpieza  $n$ .

$\varepsilon_i$  = Eficiencia del proceso de limpieza del contaminante  $i$ .

$X_{Contaminante\ i_n}$  = Concentración del contaminante  $i$  antes de la etapa  $n$ .

En el tren de limpieza, serán necesarias  $n$  etapas, hasta que la concentración de cada contaminante, sea menor que su límite correspondiente.

### 7.2.4 Retirada/ Realimentación

Una vez calculadas las etapas necesarias de cada proceso de limpieza, se calcula el caudal de contaminante eliminado en cada una de ellas, y los datos necesarios para terminar de definir cada proceso (Estos últimos son particulares de cada proceso y se explican en su apartado correspondiente).

La cantidad de contaminante eliminada en cada etapa se calcula con la ecuación Ec. 20:

$$\dot{m}_{RetiradoContaminante\ i_n} = (X_{Contaminante\ i_n} - X_{Contaminante\ i_{n+1}}) * \dot{m}_{GS} \quad (\text{Ec. 20})$$

Donde:

$\dot{m}_{RetiradoContaminante\ i_n}$  = Caudal másico del contaminante  $i$  retirado en la etapa  $n$ .



### 7.3 Dimensionado

Aplicando las ecuaciones, Ec. 13, Ec. 14 y Ec. 15, se obtiene:

$$W_{CC} = \frac{W_e}{\eta_{CC}} = \frac{500 \text{ MW}}{0,6} \approx 835 \text{ MW} \quad (\text{Ec. 21})$$

$$\dot{m}_{GS} = \frac{W_{CC}}{HV} = \frac{835 \text{ MW}}{15 \text{ MJ/kg}} = 55,6 \text{ kg/s} \quad (\text{Ec. 22})$$

$$\dot{m}_{\text{Carbón}} = \frac{(\sum X_{Ci}) \cdot \dot{m}_{GS}}{\%C \text{ bitum}} = \frac{(0,0183+0,4281+0,0921+0,0004) \cdot 55,6 \text{ kg/s}}{0,85} = 35 \text{ kg/s} \quad (\text{Ec. 23})$$

Que, expresado en tn/h:

$$\dot{m}_{\text{carbón}} = 35 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 3.600 \cdot 10^{-3} \approx 126 \frac{\text{tn}}{\text{h}} \quad (\text{Ec. 24})$$

### 7.4 Partículas

#### 7.4.1 Concentración partículas

Con los factores de emisión de la Tabla 37, y aplicando las ecuaciones Ec. 17 y Ec. 18 se obtienen los datos de la Tabla 42.

Tamaño de partículas ( $\mu\text{m}$ )	Flujo másico de Partículas (kg/s)	Concentración partículas (ppm)
15	0,73	13.189,21
10	0,53	9.479,74
6	0,39	7.006,77
2,5	0,14	2.472,98
1,25	0,05	824,33
1	0,05	824,33
0,625	0,02	412,16

Tabla 42. Concentración de partículas

#### 7.4.2 Limpieza partículas

Con los datos de eficiencia obtenidos de la Tabla 40, y aplicando la Ec. 19 tras sucesivas etapas se obtienen los resultados de la Tabla 43.

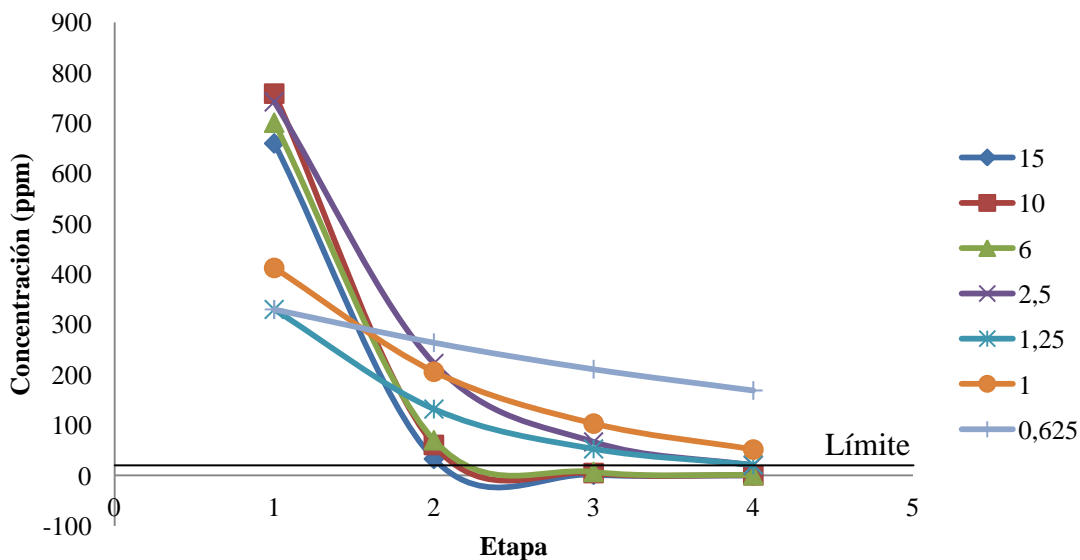
Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Concentración (ppm) 1ª etapa	Concentración (ppm) 2ª etapa	Concentración (ppm) 3ª etapa	Concentración (ppm) 4ª etapa	Límite (ppm)
15	659,46	32,97302	1,6487	0,08243255	2 ppm
10	758,38	60,67036	4,8536	0,3882903	2 ppm
6	700,68	70,06767	7,0068	0,70067671	2 ppm
2,5	741,89	222,5679	66,77	20,0311106	2 ppm
1,25	329,73	131,8921	52,757	21,1027338	2 ppm
1	412,16	206,0814	103,04	51,5203462	2 ppm
0,625	329,73	263,7842	211,03	168,821871	2 ppm

Tabla 43. Concentración de partículas en cada etapa de ciclón



Como se puede observar en la Tabla 43 y en la Gráfica 11 después de la tercera etapa, la concentración de las partículas de 15  $\mu\text{m}$  es suficientemente baja, y después de la cuarta etapa, la concentración de las partículas de 10 y 6  $\mu\text{m}$  es también menor de 2 ppm, con lo que se cumplen los requisitos para las partículas de mayor tamaño.

**Concentración en cada etapa de ciclón**



Gráfica 11. Evolución de la concentración de partículas en cada etapa de ciclón

Para la eliminación de las partículas de **menor tamaño** resulta más efectiva la utilización del **filtro cerámico**.

La concentración de partículas a la entrada del filtro cerámico, será la que se ha conseguido después de la cuarta etapa de ciclón. Con los datos de eficiencia de la Tabla 41, para el filtro cerámico y aplicando la Ec. 19, se obtienen los resultados que se presentan, en la Tabla 44:

Tamaño de partículas ( $\mu\text{m}$ )	Concentración (ppm) entrada	Concentración (ppm) salida
15	0,08243255	0,00041
10	0,3882903	0,00194
6	0,70067671	0,0035
2,5	20,0311106	0,10016
1,25	21,1027338	0,10551
1	51,5203462	0,2576
0,625	168,821871	0,84411

Tabla 44. Concentración de partículas a la salida del filtro cerámico

Después del filtro cerámico los requisitos de concentración de partículas quedan totalmente satisfechos.



### 7.4.3 Retirada/ Realimentación

Después de la primera y segunda etapa de ciclón, es recomendable **realimentar parte de las partículas al gasificador**, pues estas partículas suelen tener ciertas cantidades de carbón sin quemar, y gran cantidad de energía térmica, aumentando con ello la eficiencia del gasificador.

Aplicando la Ec. 20, para cada etapa se obtienen los datos de la Tabla 45.

Etapa de filtrado	Caudal de partículas retirado (kg/s)
1	1,683
2	0,164
3	0,030
4	0,010
CF	0,015

Tabla 45. Cantidad de partículas retiradas en cada etapa de filtrado.

Es aconsejable realimentar las partículas extraídas en la primera y segunda etapa del ciclón. En estos caudales está la mayor cantidad de partículas, y la mayor energía remanente.

### 7.5 Compuestos ácidos

#### 7.5.1 Concentración de compuestos ácidos

Aplicando la ecuación Ec. 16 para los compuestos sulfurosos, y las ecuaciones Ec. 17 y Ec. 18 para los ácidos halogenados, se obtiene la concentración de estos elementos a la salida del gasificador que se presenta en la Tabla 46:

Componente	Concentración (ppm)
H <sub>2</sub> S	7.800
COS	400
<b>H<sub>2</sub>S+COS</b>	<b>8.200</b>
HCl	3,4
HF	0,4
<b>HCl+HF</b>	<b>3,8</b>

Tabla 46. Concentración de compuestos ácidos.

#### 7.5.2 Limpieza de componentes ácidos

Con los datos de eficiencia de la Tabla 41, para el proceso de *dry scrubbing* y aplicando la Ec. 19, se obtienen los resultados que se presentan, en la Tabla 47 y en la Gráfica 12:

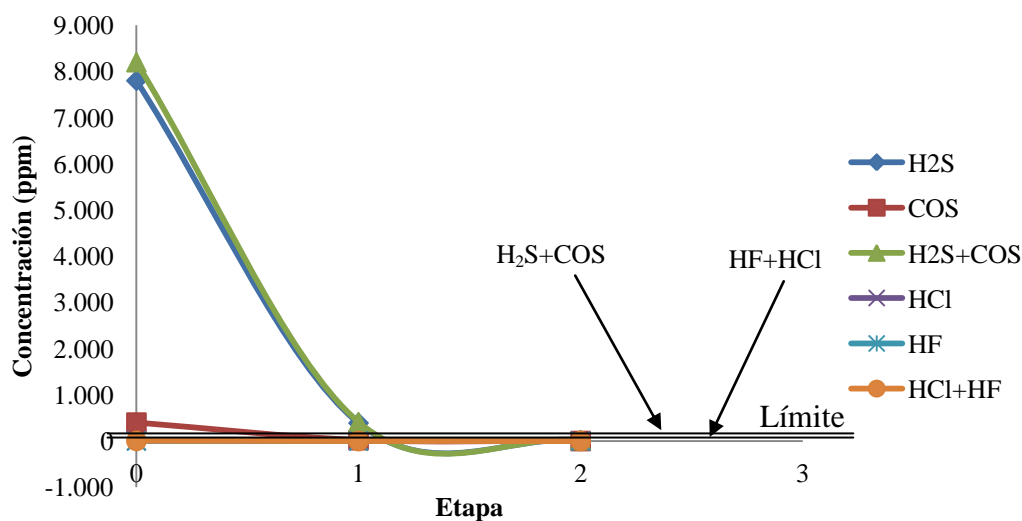




Tamaño (µm)	Concentración (ppm) 1ª etapa	Concentración (ppm) 2ª etapa
H <sub>2</sub> S	390	19,5
COS	20	1
<b>H<sub>2</sub>S+COS</b>	<b>410</b>	<b>20,5</b>
HCl	0,17	0,0085
HF	0,02	0,0011
<b>HCl+HF</b>	<b>0,19</b>	<b>0,0096</b>

Tabla 47. Concentración de componentes ácidos después del proceso de limpieza

### Concentración en cada etapa de ciclón



Gráfica 12. Evolución de la concentración de componentes ácidos en cada etapa de *dry scrubbing*

Después de la segunda etapa de *dry scrubbing* la concentración de hidruros halogenados es suficiente para cumplir los requisitos de la turbina, a pesar de que la concentración de los componentes sulfurosos tiene un valor de 20,5 ppm, se considera válido.

#### 7.5.3 Retirada/ Realimentación

El caudal de compuestos ácidos (contaminantes sulfurosos e hidruros halogenados) retirados en cada etapa de *dry scrubbing*, calculados aplicando la ecuación Ec. 20 se presentan en la Tabla 48.

Etapa de filtrado	Caudal de sulfurosos retirado (kg/s)	Caudal de halogenados retirado (kg/s)
1	0,433124	2,02E-04
2	0,021656	1,01E-05

Tabla 48. Caudales de ácidos eliminados en cada etapa de *dry scrubbing*

El caudal de absorbente, por ejemplo CaCO<sub>3</sub> que se debe inyectar en cada etapa de *dry scrubbing* se obtiene aplicando la ecuación Ec. 25:



$$\dot{m}_{CaCO_3} = \frac{(X_{H_2S} + X_{COS} + X_{HCl} + X_{HF}) \cdot \dot{m}_{GS}}{10^6} \quad (\text{Ec. 25})$$

Obteniendo los siguientes resultados:

Etapa de <i>dry scrubbing</i>	Caudal de CaCO <sub>3</sub> (kg/s)
1	0,59
2	0,03

Tabla 49. Caudales de CaCO<sub>3</sub> inyectado en cada etapa de *dry scrubbing*.

## 7.6 Condensables

### 7.6.1 Concentración de condensables

Aplicando los factores de emisión de la tabla Tabla 39, y las ecuaciones Ec. 17 y Ec. 18, se obtienen los datos representados en la Tabla 50, para la concentración de condensables.

Contaminante	Concentración condensables (ppm)
Antimonio	0,00510
Arsénico	0,01161
Berilio	0,00595
Cadmio	0,01445
Cromo	0,07365
Cromo (VI)	0,02238
Cobalto	0,02833
Plomo	0,11897
Magnesio	3,11601
Manganeso	0,13880
Mercurio	0,02351
Níquel	0,07932
Selenio	0,36826
<b>Total</b>	<b>4,00633</b>

Tabla 50. Concentración de condensables en el gas de síntesis.

### 7.6.1 Limpieza de condensables

Aplicando los datos de eficiencia de la Tabla 41, para el proceso de inyección de “getters” y la ecuación Ec. 19, se obtienen los datos representados en la Tabla 51.



Contaminante	Concentración (ppm) 1ª etapa
Antimonio	0,00025
Arsénico	0,00058
Berilio	0,00030
Cadmio	0,00072
Cromo	0,00368
Cromo (VI)	0,00112
Cobalto	0,00142
Plomo	0,00595
Magnesio	0,15580
Manganeso	0,00694
Mercurio	0,00118
Níquel	0,00397
Selenio	0,01841
<b>Total</b>	<b>0,20032</b>

Tabla 51. Concentración de condensables tras el proceso de limpieza.

### 7.6.2 Retirada/Realimentación

El caudal de elementos condensables retirado después de la etapa de lavado con “getters” se calcula aplicando la ecuación Ec. 20, obteniendo los resultados que se observan en la Tabla 52

Etapa lavado	Caudal de condensables retirado (kg/s)
<b>1</b>	<b>2,1E-04</b>

Tabla 52. Caudal de condensables retirado.

La cantidad de “getter” que hay que inyectar en el proceso se calcula aplicando la ecuación Ec. 26, obteniendo los resultados de la Tabla 53:

$$\dot{m}^{\text{getter}} = \frac{(X_{\text{condensables}_n} - X_{\text{condensables}_{n+1}}) \cdot \dot{m}_{GS}}{\varepsilon^{\text{getter}} \cdot 10^6} \quad (\text{Ec. 26})$$

Etapa lavado	Caudal de “getter” inyectado (kg/s)
<b>1</b>	<b>2,2E-04</b>

Tabla 53. Caudal de “getter” inyectado.

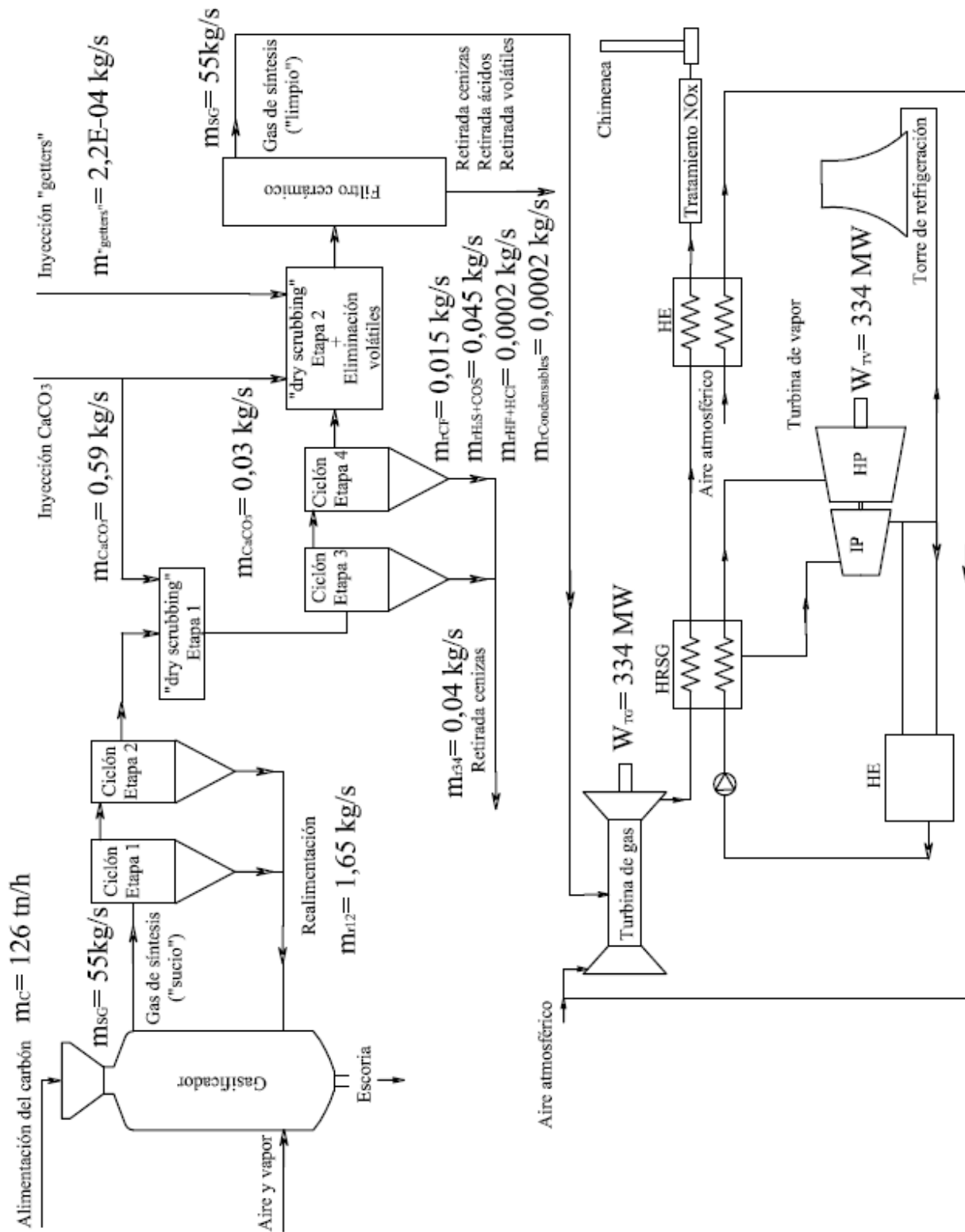


Figura 21. Esquema planta IGCC.



## 8. Conclusiones

Finalmente, el tren de limpieza queda compuesto por los siguientes dispositivos:

- Cuatro etapas de ciclón.
- Dos etapas de *dry scrubbing*.
- Una inyección de *getters*.
- Una etapa de filtro cerámico.

### **Sistema de limpieza de partículas**

La alimentación seleccionada para modelar el caso estudio, ha tenido bastante peso, puesto que la elección de un combustible con un factor de emisión de partículas menor (Ej: Antracita), podría asegurar la seguridad de la turbina con tres etapas solamente.

Aún así, se recuerda, que los factores de emisión elegidos, corresponden a una caldera de combustión, por lo que estos no son exactos, siendo recomendable realizar un estudio más en profundidad, de los factores de emisión para el proceso de gasificación.

Manteniendo el combustible, y prescindiendo de la última etapa de ciclón, la concentración a la salida del filtro cerámico sería de 2,24 ppm. Este es un valor cercano al límite máximo, por lo que un diseño más detallado determinaría si la última etapa de ciclón es realmente necesario o no.

### ***Sistema de eliminación de componentes ácidos***

En el caso de los ácidos derivados del azufre, aunque la concentración del conjunto  $H_2S + COS$  después de la segunda etapa de *dry scrubbing*, no está estrictamente por debajo de 20, este valor se puede considerar adecuado, puesto que la eficiencia estaba entre un valor de un 92 y un 97 %. Si se considera la eficiencia máxima para este proceso, la concentración después sería de 7,38 ppm, con lo que se cumplirían los requisitos de la turbina.

Para conseguir las máximas eficiencias, es necesario mantener el ratio Ca/S al máximo posible, en el intervalo 1,2- 1,5. Las altas temperaturas, también favorecen la eficiencia del proceso de *dry scrubbing*.

En caso de seleccionar una alimentación con mayor proporción de azufre, como por ejemplo carbones de peor calidad, o incluso coque de petróleo, sería necesaria una etapa más, ya que aún funcionando con la máxima eficiencia, es muy probable que no fuera suficiente para cumplir con los requisitos de la turbina.

### ***Sistema de eliminación de getters***

El sistema de eliminación de “getters”, resulta bastante efectivo en su cometido, pero es recomendable trabajar en los factores de emisión de los elementos condensables, ya que



algunos de los factores que determinan su concentración en la corriente gaseosa no están contemplados en los factores de emisión, como por ejemplo, las condiciones exactas de presión y temperatura, o la naturaleza de los materiales refractarios del gasificador.

### ***Alternativas de diseño***

Una de las alternativas más atractivas en la elección de dispositivos, es la combinación del *dry scrubbing* y la inyección de *getters* en el lecho fluidizado del gasificador. Esto haría que el gas de síntesis obtenido ya estuviera limpio de ácidos y condensables.

Sin embargo, dada la modernidad de este tipo de procesos, aún no hay datos sobre su funcionamiento, y puede que las condiciones del gasificador no sean las idóneas para el desarrollo de las reacciones de absorción de ambos procesos. El estudio de estas tecnologías parece muy prometedor en este aspecto.

## Anexos

### 1. Fundamentos del ciclo combinado

#### Ciclo Brayton

En la Figura 22 se muestra el esquema básico del ciclo Brayton.

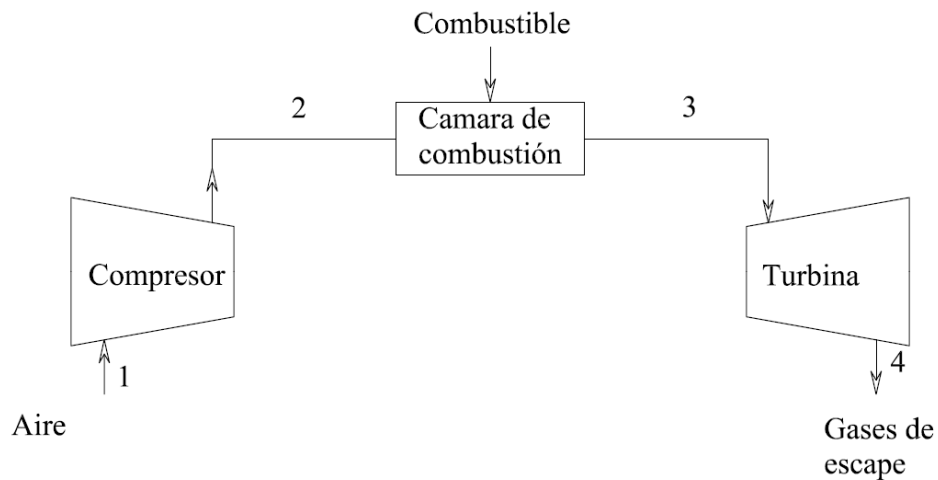


Figura 22. Esquema básico del ciclo Brayton.

En la Figura 23 se muestra el diagrama T-S del ciclo Brayton.

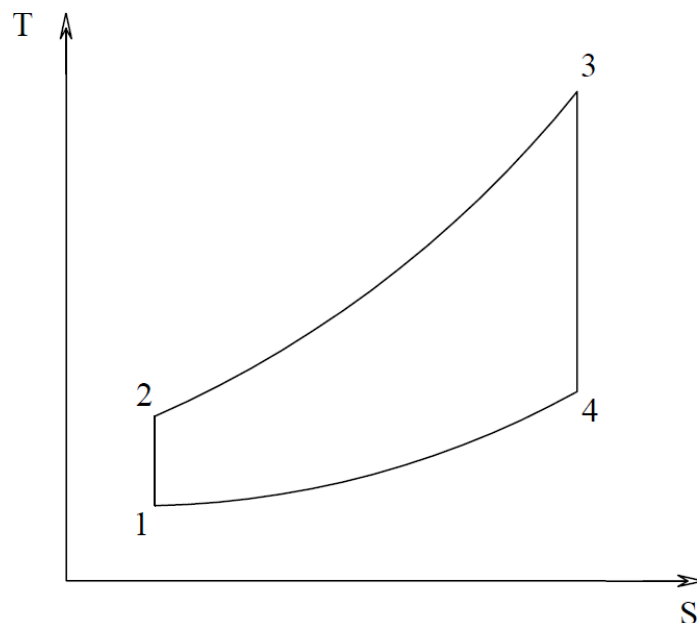


Figura 23. Diagrama T-S del ciclo Brayton

El aire, en condiciones atmosféricas entra en 1, donde se comprime hasta el estado 2. Una vez en 2, el aire a alta presión se quema junto con un **combustible** (en este caso será el **gas de síntesis** producto de la gasificación), pasando al punto 3. Con esto se



obtiene un gas a alta presión y temperatura, es decir, con un alto contenido energético. Una vez aquí el gas se expande hasta el estado 4. Del producto de la expansión se obtiene la energía deseada, tanto para mover el compresor como para aprovechar el excedente.

### Ciclo Rankine

En la Figura 24 se muestra un esquema del ciclo Rankine.

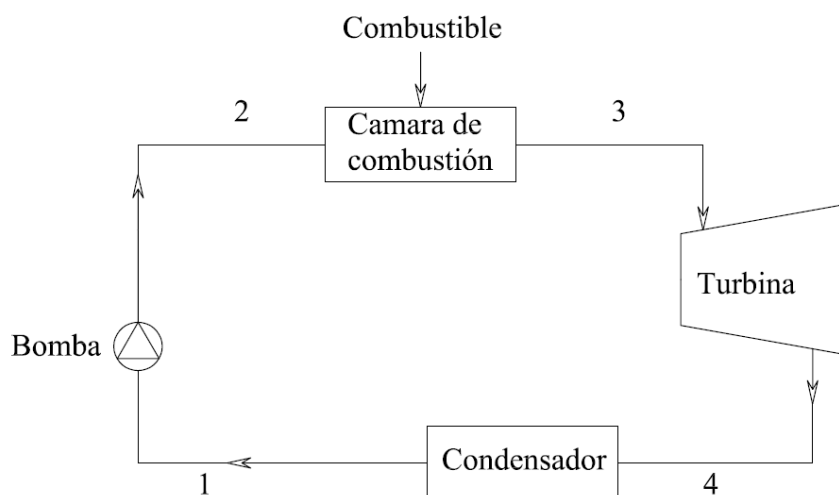


Figura 24. Esquema del ciclo Rankine.

En la Figura 25 se muestra el diagrama T-S del ciclo Rankine:

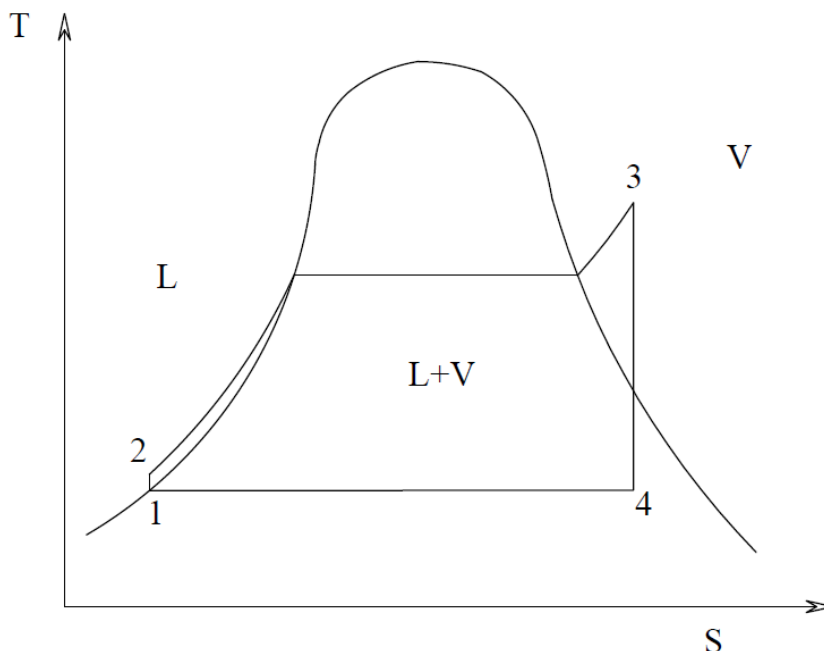


Figura 25. Diagrama T-S del ciclo Rankine.

El ciclo Rankine utiliza un fluido que pasa por las **dos fases** a lo largo de este. Para empezar el fluido, generalmente agua, es sometido a un aumento de presión, en el proceso de 1 a 2, mediante una bomba. Una vez en 2, se introduce en una caldera, para aumentar su temperatura, y llevarlo hasta un estado de vapor sobresaturado, proceso 2-





3. Una vez en 3, el vapor se expande en una turbina de vapor, generalmente hay que tener cuidado de que en 4 no haya gran cantidad de líquido, ya que las gotas pueden dañar los álabes. Después del estado 4 el vapor- líquido se condensa para obtener únicamente líquido que volverá a repetir el ciclo.

La idea del ciclo combinado, es aprovechar la energía térmica que aún tienen los gases de escape del ciclo Brayton tras ser expandidos. Después del proceso de expansión, los gases calientes se hacen pasar a través de un HRSG (Heat Recovery Steam Generator, recuperador de calor), que generará el vapor que posteriormente se expandirá para obtener potencia extra. Es muy normal que sea necesario un aporte extra de energía térmica al fluido del ciclo Rankine, pues la energía de los gases de escape del primer ciclo puede no ser suficiente para alcanzar la temperatura deseada en el ciclo secundario, por lo que es necesaria una caldera de respaldo.

Es habitual que la expansión en la turbina de vapor se realice en varias etapas, etapa de baja presión, LP (Low Pressure), Presión Intermedia, IP (Intermediate Pressure), y alta presión HP (High Pressure). Por esto, en el HRSG, se genera vapor de tres presiones.

En la Figura 2 se muestra un esquema simplificado del funcionamiento de una central de ciclo combinado.

Como se puede ver en dicha figura, el aire entra en condiciones atmosféricas en 1, al compresor, donde se comprime, para pasar después a la cámara de combustión, donde sufre un repentino aumento de temperatura a presión constante. Después pasa a la sección de expansión, donde se expande hasta presión atmosférica generando la energía necesaria para mover el compresor de aire, mientras que el restante se utiliza para la generación de electricidad. Habitualmente el compresor consume entre un 50- 60 % de la energía generada en la expansión.

Una vez pasada la etapa de expansión, el gas está a presión muy cercana a la atmosférica, y a una temperatura de entre 510 y 650 °C. Este gas se conduce al HRSG (Heat Recovery Steam Generator). Habitualmente el HRSG, está dividido en las mismas secciones en las que está dividida la expansión de la turbina de vapor. En la mayoría de los casos cada sección del HRSG tiene un precalentador, un economizador y agua de alimentación y un sobrecalentador. El vapor que entra a la turbina está sobrecalentado.

El condensador se mantiene a una presión de entre 0,13 y 0,033 bar. Se debe tener cuidado de que el vapor que sale de la turbina de baja presión tenga un bajo contenido en líquido, pues las gotas pueden erosionar y dañar los álabes de las turbina al impactar con ellos a alta velocidad.

## 2. Gasificación

### *Historia de la gasificación*

La gasificación es ya un viejo conocido desde finales del **siglo XVIII**, cuando la producción de gas mediante la pirolisis del carbón comenzó a realizarse a gran escala.

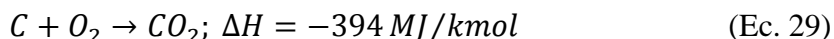
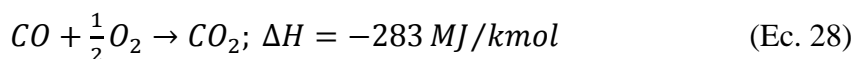
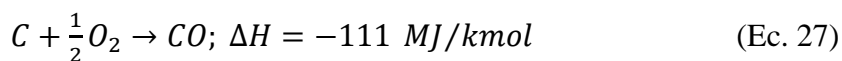


El producto más importante en esta etapa es el denominado **gas ciudad**, que se obtenía mediante dos procesos, ambos operando de manera discontinua: pirolisis, con el que se obtenía un gas de bajo poder calorífico (20.000-23.000 kJ/m<sup>3</sup>), y proceso “Water gas”, en el que se obtenía una mezcla de CO y H<sub>2</sub> con **bajo poder calorífico** (12.000 kJ/m<sup>3</sup>).

Primeramente, este gas se utilizaba para iluminación y como combustible para calefacción, más tarde comenzó a utilizarse como materia prima para la industria química y posteriormente se utilizó para la generación de potencia. En aquel momento, a pesar de ser un producto caro, tenía una clara ventaja competitiva frente a las otras posibilidades de iluminación y calefacción, como eran las velas y el carbón.

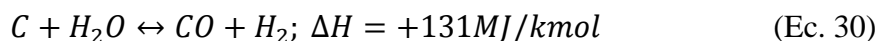
A medida que la sociedad se iba desarrollando, el gas fue relegado a un segundo plano, en el ámbito de la iluminación debido a la llegada de las bombillas, y el desarrollo de la infraestructura eléctrica; así como en el ámbito de la calefacción debido al uso de combustibles líquidos (**GLP**, Gases Licuados del Petróleo) y posteriormente del Gas Natural.

A finales de 1920, se comenzaron a producir de manera continua gas de alto horno y gas pobre. Ambos gases tenían un bajo poder calorífico (3.500-6.000 kJ/m<sup>3</sup>). La ventaja de estos gases, aparte de que son más sencillos de manejar, radica en que mediante la oxidación parcial se produce un gas con aproximadamente un **70% del poder calorífico del carbón** original, como se puede ver en las siguientes reacciones:

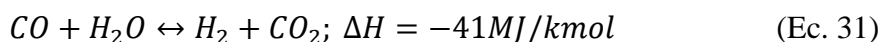


Actualmente, en el gas combustible, no sólo tenemos CO, sino que hay una proporción de H<sub>2</sub>, lo que hace que el poder calorífico del gas respecto del combustible inicial sea de aproximadamente un **75-88%**, lo que hace bastante más atractivo el proceso de gasificación.

El proceso “**water gas**” comenzó a dar sus primeros pasos alrededor de 1900. Este proceso era importante para la industria química, pues se producía un gas con **igual composición de CO y de H<sub>2</sub>**. La reacción endotérmica era la siguiente:



Siguiendo la reacción de desplazamiento del CO, parte o todo el CO se convierte en CO<sub>2</sub> produciendo hidrógeno.



Con esto se consigue gas de síntesis, útil para la síntesis de amoníaco, metanol, hidrocarburos (mediante síntesis de Fischer-Torpsch), y anhídrido de ácido acético.



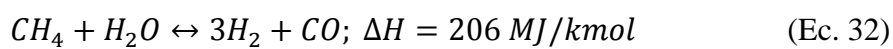
A partir del desarrollo de la **separación criogénica del aire**, comercializada por Carl von Linde, se podía utilizar **oxígeno puro como oxidante**, con lo que comenzó el desarrollo de lo que posteriormente serían las diferentes opciones de gasificadores comerciales: Proceso de lecho fluidizado de Winkler (1926), proceso de gasificación lecho móvil presurizado de Lurgi (1931) y proceso de flujo arrastrado de Koppers-Totzek (1940).

A medida que se desarrollaban todos estos procesos, la gasificación de combustibles sólidos comenzó a cobrar protagonismo, tanto para la síntesis de combustibles como para el desarrollo de la industria del amoníaco.

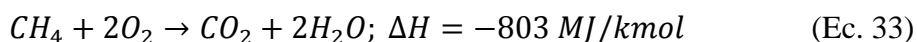
En este periodo se fundó la compañía South African Coal Oil and Gas Corporation (Sasol). Esta es la planta de gasificación más grande del mundo, dedicada industria petroquímica y a la fabricación de combustibles sintéticos.

Con la expansión del **Gas Natural**, el desarrollo de la **gasificación del carbón disminuyó**, aunque **no** así las necesidades de **gas de síntesis**, puesto que la demanda de Amoníaco para la fabricación de **fertilizantes** seguía creciendo.

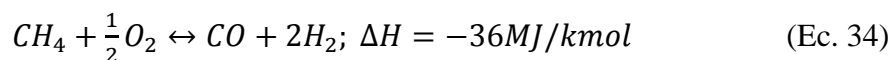
La reacción de reformado del vapor no está considerada actualmente como una forma de gasificación. La reacción de reforma es similar a la reacción “water gas” (a excepción del combustible).



La energía necesaria para esta reacción se obtiene a partir de la combustión de Gas Natural adicional.



Estas reacciones, se llevan a cabo en espacios físicamente distintos. Un parte importante del desarrollo del reformador secundario, en el que el Metano no convertido, se puede transformar en gas de síntesis mediante oxidación parcial catalizada.



Con el desarrollo de la separación **criogénica del aire**, aparte de obtener oxígeno como oxidante, se obtiene **nitrógeno para la síntesis del amoníaco**.

En **1950** se desarrollaron las compañías **Texaco y Shell oil gasification**. De gran importancia en el desarrollo de la tecnología de gasificadores comerciales.

Con la llegada a principios de los **70** de la primera **crisis del petróleo**, con la consiguiente escasez en el suministro de Gas Natural, renació el interés en la gasificación del carbón, como fuente para la obtención de combustibles líquidos y gaseosos. Se llevaron a cabo grandes inversiones en el desarrollo de estas tecnologías. Un gran interés fue depositado en la hidrogenación del carbón, tanto para licuefacción directa como para hidrogasificación. Este proceso condujo a la hidrogenación del



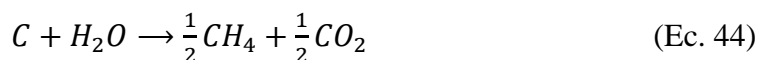
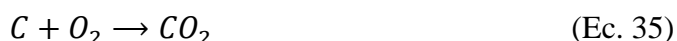
carbón para obtener metano como sustituto del Gas Natural. Aunque se construyeron algunas plantas piloto, el hecho de que el proceso tuviese que llevarse a cabo a presión constante, hizo que esta tecnología no tuviese mucho éxito comercialmente.

Esto provocó un regreso al estudio de antiguos procesos. Lurgi, junto con British Gas, desarrolló un gasificador con escoria. Koppers y Shell desarrollaron una versión presurizada del gasificador Koppers-Totzek. Rheinbraun desarrolló el lecho fluidizado de Winkler a alta temperatura, y Texaco hizo una extensión de su planta de de gasificación de petróleo para poder utilizar como materia prima una “pasta” de carbón.

### *Fundamentos de la gasificación*

El proceso de gasificación, puede llevarse a cabo por tres métodos diferentes, pirolisis (Calentamiento de una materia prima en ausencia de oxígeno), oxidación parcial, e hidrogenación.

Las reacciones que tienen lugar en el gasificador, dependen de varios factores, como son el proceso de gasificación, la presión en el gasificador, y el oxidante elegido. Sea como sea, las reacciones que van a tener lugar son las siguientes:



La mayoría del oxidante (bien oxígeno, o bien aire) que se inyecta en el gasificador se consume en las reacciones **34, 35 y 36, aportando el calor** necesario para secar el combustible, romper los enlaces químicos y elevar la temperatura del reactor para que las reacciones de **gasificación 37, 38, 39, 40, 41 y 42** tengan lugar.

Las reacciones 37 y 38 son las que se conocen como reacciones “water gas”. Son las principales reacciones de gasificación, son endotérmicas, y favorecen altas temperaturas y bajas presiones.



La reacción 39 es la conocida como reacción de Boudouard, es endotérmica y a igual temperatura y en ausencia de catalizadores es más lenta que la reacción de combustión 34.

La reacción 40 se conoce como hidrogasificación. Es muy lenta, a no ser que se lleve a cabo a altas presiones.

La reacción **41** es la reacción de desplazamiento agua- gas, y es muy importante en el caso de que se desee **una alta producción de hidrógeno**. Los mejores rendimientos para la obtención de hidrógeno se dan a bajas temperaturas, alrededor de 260 °C en presencia de catalizadores, sin tener la presión ningún efecto en el rendimiento.

La reacción 42 es la reacción de metanización, a bajas temperaturas y en ausencia de catalizador es una reacción muy lenta.

La reacción 43 es relativamente neutra térmicamente, con lo que se puede afirmar que la gasificación puede ocurrir con un pequeño aporte de calor pero que la formación de metano es lenta según las reacciones 38 y 39 a no ser que se haga en presencia de catalizador.

Además del oxidante empleado, o las condiciones de operación del gasificador, como la temperatura o la presión, existen otros factores que afectan a la composición química, el poder calorífico o las posibles aplicaciones del gas obtenido.

### ***3. Propiedades relacionadas con la biomasa***

El término biomasa abarca una gran variedad de materiales, con la característica común de provenir de organismos vivos recientes. Es por esto que el término biomasa no engloba los combustibles fósiles, pues aunque derivan de restos orgánicos, su vida se desarrolló hace millones de años

En la Tabla 54 se presentan algunos datos relevantes para diferentes tipos de biomasa según su origen.



<b>Biomasa</b>	<b>Poder calorífico Superior (MJ/kg)</b>	<b>Humedad (% peso)</b>	<b>Cenizas (% peso)</b>	<b>Azufre (% peso)</b>	<b>Cloruros (% peso)</b>
<b>Carbón vegetal</b>	25-32	1- 10	0,5- 6		
<b>Madera</b>	10-20	10- 60	0,25- 1,7	0,01	0,01
<b>Cáscara de coco</b>	18- 19	8- 10	1- 4		
<b>Paja</b>	14- 16	10	4- 5	0,07	0,49
<b>Cáscara de cacahuete</b>	17	2- 3	10		
<b>Cáscara de café</b>	16	10	0,6		
<b>Residuos de algodón (tallos)</b>	16	10- 20	0,1		
<b>Cáscaras de cacao</b>	13- 16	7- 9	7- 14		
<b>Residuos de aceite de palma (cáscaras)</b>	15	15			
<b>Cáscara de arroz</b>	13- 14	9- 15	15- 20		
<b>Paja de soja</b>	15- 16	8- 9	5- 6		
<b>Residuos de algodón (deshechos)</b>	14	9	12		
<b>Maíz (Tallos)</b>	13- 15	10- 20	3- 7	0,05	1,48
<b>Residuos de aceite de palma (Fibras)</b>	11	40			
<b>Serrín</b>	11	35	2		
<b>Bagazo de caña</b>	8- 10	40- 60	1- 4		
<b>Residuos de aceite de palma (tallos de frutas)</b>	5	63	5		

Tabla 54. Propiedades de algunas biomásas

En la Tabla 55 se presentan algunos datos característicos de fuentes de biomasa vegetal.



<b>Análisis primario</b>	
<b>Materia volátil % peso maf (moisture and ash free)</b>	> 70
<b>Ceniza % peso ar (as received)</b>	1,5
<b>Humedad % peso ar</b>	20
<b>Carbón fijo % peso ar</b>	
<b>Análisis final</b>	
<b>C % peso</b>	54,7
<b>H % peso</b>	6,0
<b>O % peso</b>	38,9
<b>N % peso</b>	0,3
<b>S, % peso</b>	0,1

Tabla 55. Análisis biomasa estándar

Propiedades de la ceniza.

	<b>Paja</b>	<b>Miscanthus</b>	<b>Madera</b>
<b>CaO</b>	6,5	7,5	37,3
<b>MgO</b>	3,0	2,5	8,5
<b>Na<sub>2</sub>O</b>	1,3	0,2	3,0
<b>K<sub>2</sub>O</b>	23,7	12,8	8,6

Tabla 56. % peso de componentes en cenizas de algunas biomásas

#### **4. Propiedades de los residuos derivados de la industria petrolífera**

En la Tabla 57, se presentan algunas características para algunas materias primas de este tipo, que se han empleado en diversas plantas de gasificación alrededor del mundo. Estas alimentaciones tienen altos contenidos en azufre y metales, así como una alta viscosidad.

##### **1. Contaminantes presentes en los residuos de refinería**

**Azufre.** El contenido en azufre de los residuos del petróleo puede variar entre un **1% y un 7%.**

El contenido en azufre, no tiene un efecto notorio en el régimen de operación del gasificador (siempre que no sobrepase en sobremanera el rango antes comentado). Sin embargo, será clave en el diseño del tratamiento del gas posterior, concretamente en el proceso de limpieza del gas.

Por ejemplo, un bajo contenido en azufre, hará que en la unidad de eliminación de azufre, se obtenga un bajo ratio  $H_2S/CO_2$ , lo que es crítico a la hora de diseñar la unidad de recuperación de azufre.



Alimentación	Residuos de “visbreaker”	Tar sands Bitumen	Butane Asphalt
C (% peso)	85,27	84,37	83,60
H (% peso)	10,08	9,67	1,90
S (% peso)	4,00	5,01	6,08
N (% peso)	0,30	0,52	1,52
O (% peso)	0,20	0,35	1,90
Ceniza (% peso)	0,15	0,08	5,00
Total (% peso)	100,00	100,00	100,00
C/H kg/kg	8,3	8,7	44
Vanadio mg/kg	270- 700	300	44
Níquel mg/kg	120	75	100
Hierro mg/kg	20	20	
sodio mg/kg	30	30	
calcio mg/kg	20	20	
Viscosidad (100°C), cSt	10.000	60.000	110
Densidad kg/m <sup>3</sup>	1.100	1.070	1.030
Poder calorífico inferior (MJ/kg)	39,04	38,24	34,11

Tabla 57. Análisis de propiedades

Los problemas de corrosión relacionados con el azufre, no suelen estar causados directamente por el alto contenido de éste, sino que es el contenido en azufre combinado con otras variantes el que acentúa el proceso de corrosión. Por ejemplo la corrosión por **azufre a alta temperatura**, la mejor solución pasa por disminuir la temperatura (siempre que esto sea posible).

**Nitrógeno.** El contenido en nitrógeno en este tipo de combustibles suele estar rara vez por encima del **0,6 %** en peso. Éste nitrógeno está presente principalmente en forma de compuestos inorgánicos en la alimentación, y una vez en el gasificador, reacciona con el hidrógeno para formar amoniaco.

**Ceniza.** El contenido en ceniza adecuado está en torno a **2.000mg/kg** en la alimentación, sin embargo, existen plantas funcionando con mayores contenidos en ceniza (Soyez 1988).

**Vanadio.** Existen plantas funcionando con un contenido en vanadio mayor de 700 mg/kg, e incluso algún caso mayor de 3.500 mg/kg a la entrada del reactor, sin embargo, a excepción de algunos residuos sur americanos, el contenido en vanadio no suele ser mayor de 350 mg/kg.

En ambientes oxidantes, el vanadio está presente como  $V_2O_5$ , el cual tiene una temperatura de fusión de 690°C. A temperaturas mayores, el  $V_2O_5$  difunde en los revestimientos refractarios destruyéndolos. En un ambiente reductor (como es el caso de los gasificadores), el vanadio, está presente en forma de  $V_2O_3$ , el cual tiene un punto de fusión de 1.977°C, lo cual no presenta ningún problema. El problema viene durante la





parada y arranque de la planta, puesto que durante este periodo, se pueden alcanzar atmósferas oxidantes y temperaturas por debajo de los 700°C.

Cuando la cantidad de vanadio está por encima de los 6.000 mg/kg, se han observado ciertos problemas en los quemadores y en los enfriadores del gas de síntesis. Normalmente no es normal tener un contenido tan alto.

*Níquel.* No existe ningún límite superior en lo que se refiere a la concentración de níquel en la alimentación, pero, si bien es cierto, en presencia de CO y bajo presión, el Ni y el NiS, pueden formar NiCO (Carbonato de Níquel), un compuesto gaseoso que estará presente en la corriente de gas de síntesis al abandonar el gasificador.

*Sodio.* El sodio puede estar presente en la alimentación en forma de NaCl, o de NaOH. Una vez realizada la gasificación, el sodio sale del reactor en forma de NaCl, o de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (carbonato de sodio), proveniente del NaOH. Estas dos sales tienen puntos de fusión de 800°C y 850°C respectivamente. En las plantas, en las que el gas de síntesis se enfría generando vapor, estas sales pueden depositar en la superficie del intercambiador, o creando **depósitos** en las turbinas, conllevando pérdidas de eficiencia en la transferencia de calor, y pérdidas de carga.

Es por esto que es aconsejable mantener los niveles de sodio dentro de un rango de **30-50 mg/kg**. En la práctica se ha probado con alimentaciones con un contenido de 80 mg/kg, combinado además con agua de mar, causando un aumento de temperatura a la salida del gasificador de 1°C.

El problema anterior es un fenómeno reversible, operando nuevamente con una alimentación con bajo contenido en sodio, se recupera parte de la eficiencia en el intercambiador, aunque es posible una recuperación total con un proceso de limpieza con vapor.

El Otro inconveniente que tienen las alimentaciones ricas en sodio, o bien en otros metales alcalinos, es que estos **difunden en el recubrimiento refractario**, provocando la descomposición este, y por tanto la pérdida de eficiencia del mismo.

Actualmente, la presencia de sodio no es un problema, ya que los procesos de desalación de la industria de la refinería mantienen su valor dentro de unos mínimos permisibles. En caso de que no fueses así, es más recomendable un enfriamiento por soplado.

*Calcio.* Habitualmente, el calcio se encuentra en una proporción de 6- 20 mg/kg, en los residuos de la industria de refinería. El calcio puede reaccionar con CO<sub>2</sub> del gas de síntesis formando carbonatos. Normalmente esto no es un problema, cuando la cantidad de calcio presente es mayor, los carbonatos pueden precipitar depositándose en los sistemas indicadores, presentando graves problemas si esto no se detecta a tiempo.

*Hierro.* El contenido en hierro en la alimentación puede ser mayor de 50mg/kg, aunque normalmente es menor. El comportamiento del hierro es similar al del níquel.



**Sílice.** La Sílice puede estar presente en residuos de refinería debido a diversas fuentes, arena, partículas de catalizador provenientes de un “Fluid catalytic cracker (FCC)” o de partículas erosionadas del refractario. Habitualmente, tendremos una cantidad de 20- 50 mg/kg en la alimentación (residuo de refinería). Estas cantidades son tolerables, aunque una presencia mayor puede causar dos de los siguientes problemas.

Por una parte la Silica es una material abrasivo que puede pasar al sistema de agua asentándose en él. En la recirculación se mezcla parcialmente con la alimentación, aumentando la cantidad de Sílice en el gasificador.

Las partículas finas de Sílice provenientes del FCC, se pueden depositar cerca del área del quemador, distorsionando el patrón de la llama.

Otro problema es que en condiciones reductoras, la Silica se convierte en SiO, un componente volátil que condensa a 800°C, que se deposita en la superficie del intercambiador de calor. Esta es una de las razones por las que los gasificadores utilizan un recubrimiento refractario bajo en sílice y alto en aluminio.

**Cloro.** El cloro puede estar presente en forma de NaCl, KCl, FeCl, CrCl, CaCl y MgCl. La abundante presencia de Cloruros en la alimentación puede dañar la planta, aunque con limitar el contenido de NaCl a 30 ppmw, es un valor suficiente para limitar la presencia de cloro.

## 2. Otras propiedades de interés del carbón

### *Análisis primario carbón*

Ver Tabla 59.

### *Densidad*

La densidad de los carbones tienen especial importancia a la hora dimensionar los sistemas de transporte. Es necesario distinguir entre densidad real (de las partículas) del carbón y la densidad aparente (en bruto). La densidad aparente es siempre más baja. En la Tabla 58 se presentan algunos datos para determinados carbones.

Combustible	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	
	Real	Aparente
<b>Antracita</b>	1.450- 1700	800- 930
<b>Carbón bituminoso</b>	1.250- 1450	670- 910
<b>Lignito</b>	1.100- 1250	550- 630

Tabla 58. Densidad carbón.

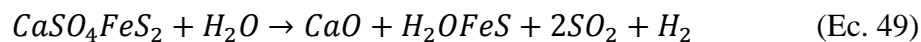
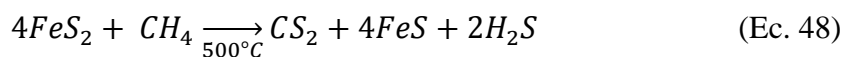
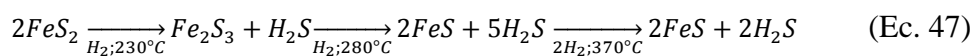
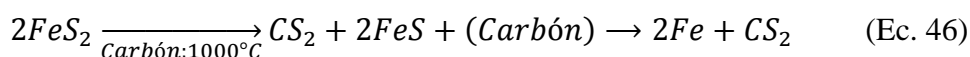
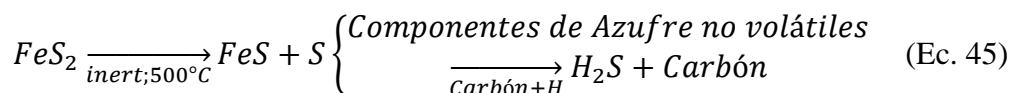


Clase		Carbón fijado (% en peso)	Poder calorífico (MJ/kg)	Carácter aglomerante
Antracita	Meta- Antracita	≥98	36-37	No aglomerado
	Antracita	92- 98		
	Semiantracita	86- 92		
Bituminoso	Carbón bituminoso con baja volatilidad	78- 86		
	Con volatilidad media	69- 78		Comúnmente aglomerado
	Con volatilidad alta A	<69	≥ 32	
	Con volatilidad alta B		30- 33	
	Con volatilidad alta C		26- 31	Aglomerado
Sub-Bituminoso	A		22- 25	
	B		19- 23	No aglomerado
	C		19- 23	
Lignito	A		14- 20	
	B		<15	

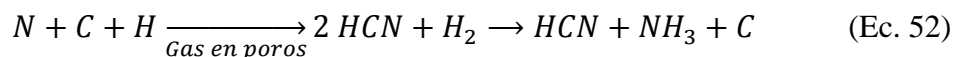
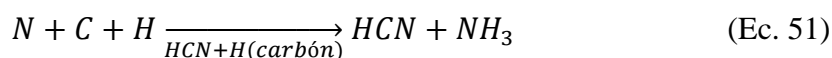
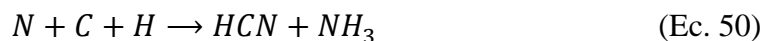
Tabla 59. Análisis primarios diferentes carbones

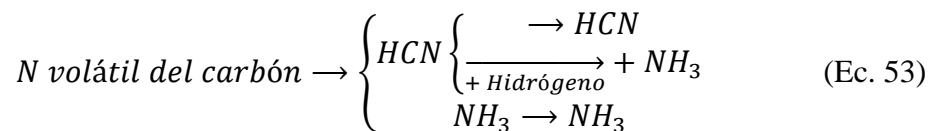
### 3. Reacciones químicas de diferentes contaminantes

- Reacciones de liberación de azufre inorgánico durante el proceso de pirolisis.



- Re acciones del nitrógeno en el proceso de gasificación





#### 4. Contaminantes del nitrógeno

La mayoría del nitrógeno presente en el carbón se encuentra en forma pirrólica y piridínica, y también pequeñas cantidades de compuestos de tipo cuaternario. El nitrógeno en el carbón está presente de la siguiente forma:

- El nitrógeno en el carbón está **incrustado en la materia orgánica**, no en forma de mineral.
- El contenido en nitrógeno del carbón es de aproximadamente un **1,5 %**.
- Algunos estudios acerca del contenido de nitrógeno en el carbón, muestran que este está incrustado en anillos heterocíclicos, principalmente en anillos pirrólicos de 5 miembros, y piridínicos de 6 miembros.

En diferentes tipos de gasificadores, se han encontrado cantidades de  $\text{NH}_3$ ,  $\text{HCN}$ ,  $\text{NO}$  y componentes nitrogenados orgánicos. El contenido en  $\text{NH}_3$  en el gas de síntesis no depende mucho del combustible gasificado, pero sí del contenido de nitrógeno en el carbón. Además de esto depende de la presión, temperatura, tasa de liberación de calor y rango del combustible.

A medida que **aumenta** la tasa de liberación de **calor**, se forma **más HCN**, y menos  $\text{NH}_3$ . De la misma manera, un **incremento de presión**, conlleva una **mayor** formación de  $\text{NH}_3$ , y una caída en la formación del HCN.

El efecto de la temperatura en la concentración de  $\text{NH}_3$  y  $\text{HCN}$  es más complejo. A medida que **aumenta la temperatura**, aumenta la formación de  $\text{NH}_3$  y  $\text{HCN}$ , pero una vez pasados los **730°C** el efecto se revierte, aumentando la concentración de  $\text{HCN}$  y **disminuyendo** la de  $\text{NH}_3$ , por lo que el componente nitrogenado predominante en el gas de síntesis es el HCN.

Algunos estudios sugieren que parte del  $\text{NH}_3$  presente, proviene de la reacción entre el HCN y el hidrógeno. En gasificadores de lecho fluidizado el HCN se forma a temperaturas más bajas que el  $\text{NH}_3$ , y el  $\text{NH}_3$  únicamente podía ser detectado una vez que el hidrógeno ha sido liberado del carbón. Se comprobó que el  $\text{NH}_3$  se forma como producto secundario a partir de la reacción entre el HCN y el hidrógeno. Esta conversión dependerá fuertemente la tasa de reacción, el tiempo de residencia del gas en la cámara de gasificación, y la tasa de devolatilización.

En la mayoría de los gasificadores alimentados con carbón, el **nitrógeno permanece en el "Char"** después de la pirólisis, por lo que son las reacciones entre el "Char" y el nitrógeno hacen que aumente la concentración de  $\text{NH}_3$  en el gas de síntesis. No obstante, en atmósferas oxidantes, se ha demostrado que el nitrógeno presente en el "Char" termina por convertirse en  $\text{NO}$ .



## 5. *Enrichment factors*

$$EF = \frac{\text{Concentración del elemento en la ceniza volante} * \text{Ceniza del carbón}}{\text{Concentración del elemento en el carbón} * 100} \quad (\text{Ec. 54})$$

Esta herramienta permite comparar varios tipos de carbones y diferentes condiciones de proceso, y ha permitido la clasificación de los elementos traza en las siguientes clases:

Clase 1: Elementos que aparecen distribuidos entre la ceniza inferior y la ceniza volante. Tienen un EF de 0,7- 1,3 y se corresponden con el grupo 1.

Clase 2: Elementos que se enriquecen en las cenizas volantes, o cuyo enriquecimiento crece a medida que decrece el tamaño de la partícula. Estos elementos tienen EF's < 0,7 para la ceniza inferior, >1,3 para las pequeñas partículas, correspondiendo al grupo 2.

Clase 3: Elementos volátiles que no están enriquecidos en la ceniza volante, pero que sin embargo están en fase gaseosa. Estos elementos tienen un EF << 1, y corresponden al grupo 3.

## 6. *Gasificadores comerciales*

### *Gasificadores de lecho fijo/ móvil*

#### *Gasificador Lurgi*

Ver capítulo 5.

#### *Gasificador BGL*

Ver capítulo 5.

### *Gasificadores de lecho fluidizado*

#### *Gasificador de Winkler*

El gasificador de Winkler comenzó a comercializarse en 1926, es la primera aplicación industrial de un gasificador de lecho fluidizado. Trabaja a **presión** cercana a la **atmosférica**. El carbón se muele hasta aproximadamente tamaños de 0- 8 mm. El carbón se vierte en un búnker, en el que un alimentador de tornillo lo extrae del primero para introducirlo en el lecho. La sencillez de este tipo de alimentación se debe a que trabajamos relativamente a presión atmosférica. En la Figura 26 se muestran un esquema del gasificador Winkler.

Componente	Illinois N° 6 (% mol)	PRB (% mol)
Ar	0,0141	0
<b>Benceno, Tolueno, Xileno</b>	0,1033	0,1064
CH <sub>4</sub>	5,9139	6,1009
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,0471	0,1321
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,2343	0,2415
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0,019	0,0198
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0991	0,1019
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0,0147	0,0148
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0405	0,0396
CO	54,2938	55,9980
CO <sub>2</sub>	4,2867	4,4245
COS	0,0619	0,0638
HCN	0,0288	0,0297
H <sub>2</sub>	29,7464	30,7551
H <sub>2</sub> O	0,2389	0,2390
H <sub>2</sub> S	1,1521	1,1851
N <sub>2</sub>	3,7083	0,6398
<b>Total hidrocarburos</b>	<b>6,4719</b>	<b>6,7571</b>

Tabla 60. Composición gas de síntesis

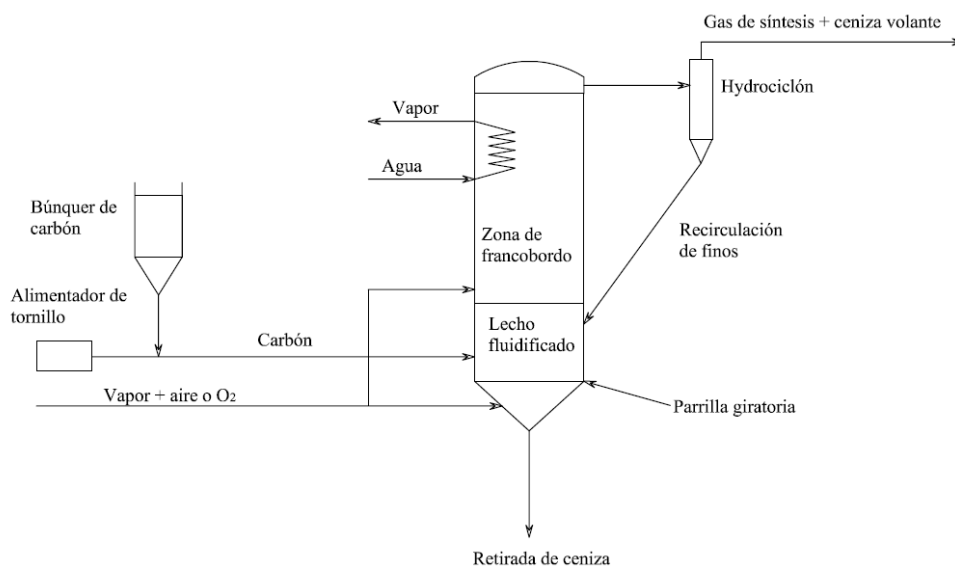


Figura 26. Gasificador Winkler

El gas alimentado al gasificador, consistente principalmente en **vapor**, y tal vez aire u oxígeno, que se divide en dos chorros. La mayor parte del gas se inyecta por la parte inferior del gasificador, por debajo de la parrilla. Este gas fluidiza y reacciona en el lecho sólido. A medida que las partículas de carbón reaccionan, se vuelven más pequeñas y menos densas. Aproximadamente el **30% de la ceniza** se extrae a través de la parrilla, y se elimina como **ceniza inferior**. El 70% restante es arrastrado por el gas y llevado a la parte superior del gasificador.

Una de las características de este proceso es que la ceniza arrastrada contiene gran parte de carbón sin reaccionar. El lecho fluidizado opera a temperaturas cercanas a los **1.000**



°C, una temperatura ligeramente inferior a la temperatura de reblandecimiento de la ceniza. El lecho fluidizado opera cerca de este límite con la intención de obtener la máxima conversión del carbón.

El resto de la alimentación de **gas** que no se alimenta por la parte inferior, se inyecta en la zona de **francobordo**. A medida que el oxígeno reacciona con la mezcla, la temperatura se incrementa hasta **1.200 °C**, lo que derrite en parte la ceniza. Este incremento de temperatura aumenta el porcentaje de conversión de carbón en la ceniza arrastrada. Antes de abandonar el gasificador, la **corriente se enfría** en la zona superior del gasificador, con la intención de solidificar la ceniza.

Por medio de un **hidrociclón** se recupera parte de la ceniza presente en la corriente gaseosa, y se **recircula** al gasificador para terminar de convertir el carbón residual.

Debido principalmente al bajo porcentaje de conversión del carbón, el gasificador Winkler está perdiendo fuerza.

#### *Gasificador Winkler de alta temperatura*

Este gasificador fue desarrollado durante 1970 y 1980. El Cambio principal respecto al diseño original es su funcionamiento a presión, alrededor de **1 Mpa**. El funcionamiento a alta presión incrementa el porcentaje de conversión de carbón.

El funcionamiento a presión implica un **sistema de alimentación más complejo**. Este se presenta en la Figura 27. Para empezar, el carbón se carga en un búnker a presión atmosférica. Uno de los “lock hoppers” (Tolvas) se despresuriza, y el carbón del búnker cae en él. La entrada de la tolva se cierra, y entonces se presuriza el carbón en él. Después la parte inferior del “lock Hopper” se abre, y el carbón cae en una vía, en la que es transportado neumáticamente al filtro. En el filtro, el gas se recircula al compresor, para pasar al sistema de alimentación, mientras que el carbón cae en un “charge bin” o silo de carga. Una válvula dosificadora situada en la parte inferior del silo, la cual está presurizada, controla el flujo de carbón al gasificador. El empleo de dos “lock hoppers” permite el funcionamiento en continuo del sistema de alimentación.

#### *Gasificador U- Gas*

El gasificador U- gas utiliza un lecho fluidizado burbujeante, al igual que el gasificador Winkler. Las principales diferencias son su operación a presión y el uso de una pantalla cónica en lugar de una parrilla giratoria. Opera a presiones de **0,3- 3 Mpa**, y a temperaturas de **840- 1.100 °C**.

Fue desarrollado por “Gas Technology Institute”, mientras que “Synthesis Energy Systems” adquirió los derechos comerciales.

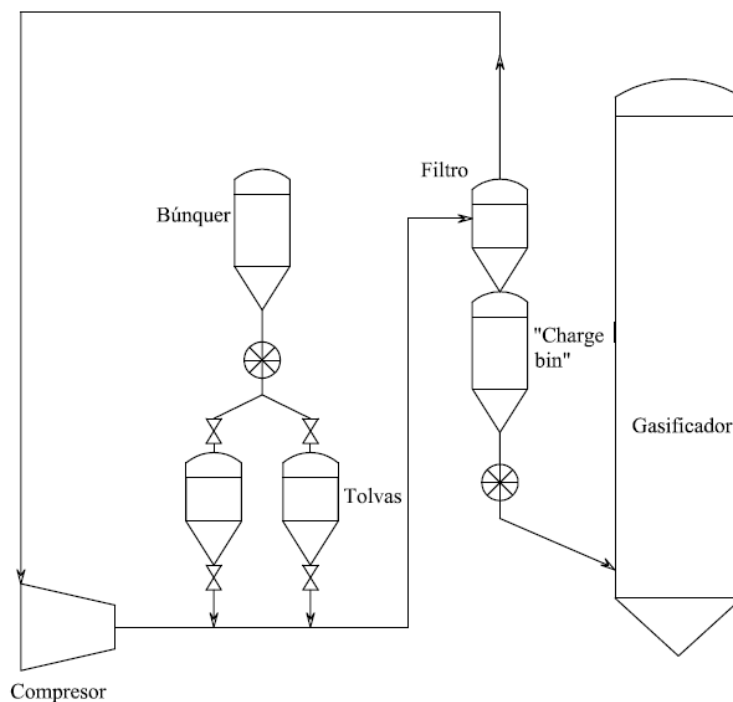


Figura 27. Sistema alimentación presurizado gasificador Winkler a alta temperatura.

#### *Gasificador parcial Foster- Wheeler*

El gasificador parcial de Foster- Wheeler es una implementación de un reactor de lecho fluidizado circulante. El objetivo es la gasificación parcial del carbón, mientras que el resto del “char” no carbonizado se quema en una planta de carbón pulverizado. Con ciertos carbones bituminosos se alcanzan eficiencias de conversión de entre el 45- 80%. Con algún tipo de carbón se llegó a una conversión del 90 %.

En la Figura 28 se puede ver un esquema de este gasificador.

El cuerpo del gasificador consiste en una **tubería vertical**. Por la parte inferior de esta se introduce carbón, aire y vapor. La velocidad del gas es suficiente para transportar los sólidos hasta la parte superior mientras van reaccionando. Una vez en la parte superior, la mezcla caliente de gas y sólidos se envía a un **ciclón de recirculación**, donde los sólidos más gruesos se envían de nuevo a la parte inferior del gasificador, por medio de una tubería vertical. Tanto el cuerpo del gasificador, como el ciclón de recirculación y la tubería vertical están recubiertos de un **material refractario**. La recirculación de los sólidos no reaccionados tiene dos funciones; la primera es dar una segunda oportunidad de reaccionar a los sólidos que no lo han hecho, y la segunda es la de regula la inercia térmica en el gasificador, amortiguando las variaciones de temperatura en éste.



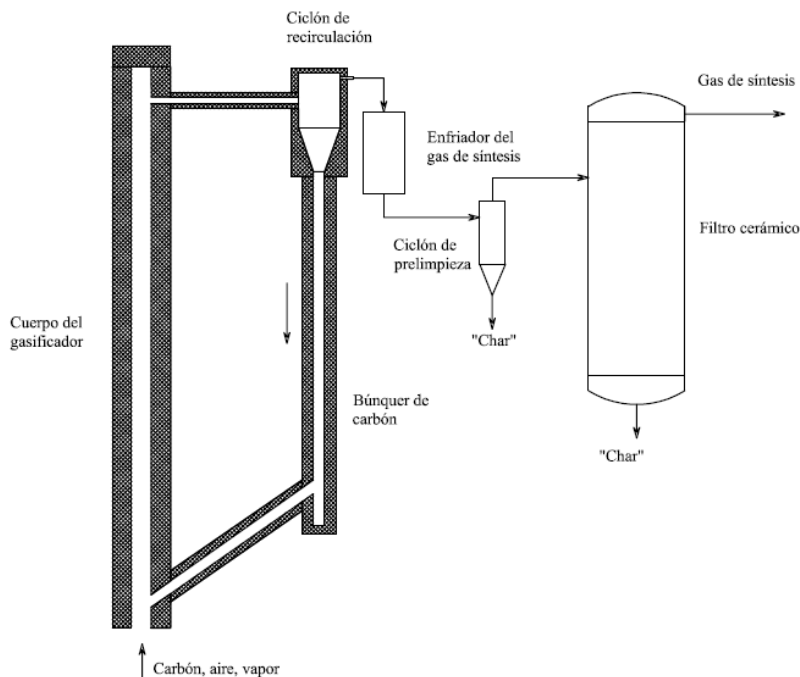


Figura 28. Gasificador parcial de Foster- Wheeler

La corriente gaseosa que sale del ciclón de recirculación se envía a un intercooler para su **enfriamiento** y posterior envío a un ciclón de pre limpieza en el que se elimina una parte del “char”, mientras que el resto se elimina en un filtro cerámico.

Este tipo de gasificadores opera a temperaturas cercanas a los **900- 1000 °C**, y a presiones de **0,7- 0,9 MPa**.

### ***Gasificadores de flujo arrastrado***

#### ***Gasificador GE***

En la Figura 12 se muestra un esquema del gasificador GE. Fue diseñado inicialmente por Texaco, una compañía petrolera, por lo que se conoce también como gasificador Texaco según las fuentes. Su primera aplicación comercial data de 1956, como **gasificador de petróleo**, no apareciendo hasta 1983 la primera aplicación comercial de un gasificador de carbón.

Este gasificador trabaja **a presión**, por lo que para introducir el **carbón** en la vasija a presión, el carbón se muele primero y se mezcla con agua después, formando una **pasta** o lodo acuoso que puede ser bombeado. Esta pasta se asemeja a petróleo alimentado originalmente en el gasificador Texaco. En la **parte superior** se inyectan la mezcla junto con el **oxígeno**, y la mezcla gas/sólido/escoria va fluyendo hacia la parte inferior.

Hay **dos métodos de operación**. El primero el **modo “quench”**, que se presenta en la Figura 29. La mezcla caliente de gas/ escoria se hace pasar por un baño de agua, que solidifica la escoria. El gas se enfría, y al mismo tiempo, el agua hierve, con lo que se consigue que aumente el contenido de vapor en el gas de síntesis. La escoria sale del

gasificador como una pasta de escoria y agua, por lo que los sólidos entran y salen del gasificador inmersos en una pasta a presión.

El gasificador está recubierto interiormente por una capa de material refractario, que debe ser repuesto periódicamente ya que la escoria caliente es muy agresiva. Este problema es muy común en los gasificadores “slagging”.

El otro **modo** de operación es el de **recuperación de calor radiante**, que se muestra en la Figura 30, y en la figura de presentación del gasificador GE (Figura 12). Para este tipo de operación es necesario un gasificador más grande. En las paredes de la parte inferior del gasificador hay incrustados tubos por los que circula vapor de agua.

La temperatura estimada de operación en este tipo de gasificadores es de **1.316 °C**, que tras pasar por los tubos de vapor baja hasta 593 °C, y posteriormente hasta 210 °C en el baño de agua. La presión de operación es de aproximadamente **5,6 MPa**, una presión mayor de la que operan el resto de gasificadores.

Este último método de operación es muy eficiente en lo que a recuperación de calor se refiere, sin embargo utiliza una tecnología más cara. Normalmente el proceso de gasificación va seguido de un reactor “Water gas shift”, para aumentar el ratio  $H_2/CO$ .

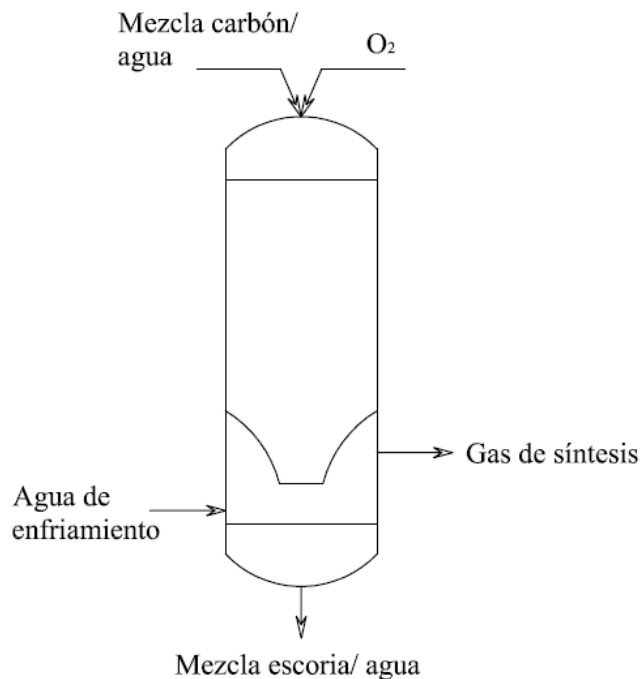


Figura 29. Modo “quench”.

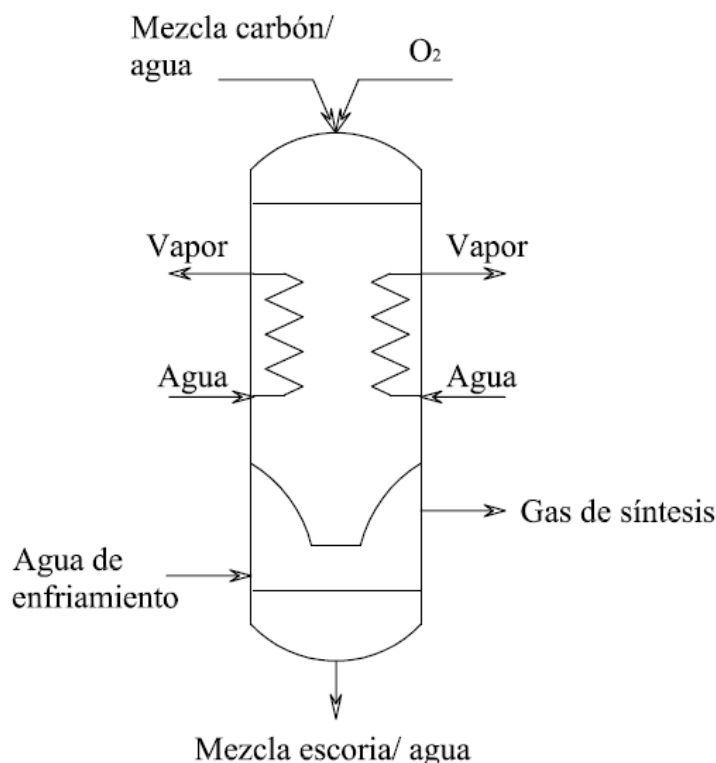


Figura 30. Gasificador GE operando en modo recuperación de calor radiante.

En la Tabla 61 se muestran diferentes composiciones del gas de síntesis en un gasificador GE, alimentado con carbón tipo Illinois N°6. Se muestran dos composiciones. La composición antes del “quench”, muestra el efecto de las condiciones de gasificación en la composición del gas de síntesis. La composición después del “quench” muestra la composición del gas producto cuando el “quench” está integrado en el gasificador.

Componente	Antes del “quench” (% mol)	Después del “quench” (% mol)
Ar	0,79	0,67
CH <sub>4</sub>	0,10	0,08
CO	34,42	29,22
CO <sub>2</sub>	15,11	12,76
COS	0,02	0,02
H <sub>2</sub>	33,49	28,49
H <sub>2</sub> O	14,29	27,26
H <sub>2</sub> S	0,73	0,61
N <sub>2</sub>	0,89	0,76
NH <sub>3</sub>	0,17	0,14

Tabla 61. Composición de gas de síntesis en el gasificador GE, en modo recuperación de calor por radiación, alimentado con carbón Illinois N°6.

El argón constituye aproximadamente el 0,9 %, esto se debe a que el argón está presente en el aire, y es una impureza presente en el oxígeno proveniente de las plantas ASU, por lo que es muy común encontrar estas impurezas en el gas de síntesis. Debido a la alta temperatura de operación de este gasificador, apenas se produce alquitrán, siendo la



producción de metano muy baja. A parte de esto, la alta temperatura de gasificación no favorece la conversión de CO y H<sub>2</sub>O en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>, por lo que el ratio CO<sub>2</sub>/CO es relativamente bajo. El proceso de “quenck”, además de bajar la temperatura aumenta la concentración de H<sub>2</sub>O.

La técnica de alimentación utilizada por este gasificador funciona bien cuando trabajamos con carbones bituminosos. En carbones de bajo rango, la humedad intrínseca hace que el ratio agua/ carbón se encuentra muy alejado del óptimo.

Con el objetivo de diseñar una planta de gasificación de carbón PRB, en 2005, se estudiaron cuatro gasificadores como posibles candidatos, GE, Shell, ConocoPhillips y Future Energy (actualmente Siemens). Se observó que el gasificador GE es el que necesita mayor cantidad de carbón en la alimentación, a causa del alto contenido en agua en la mezcla de alimentación, que se debe evaporar con la pirolisis del carbón.

Para solucionar este problema, GE adquirió la tecnología de las bombas Stamet. Éste tipo de tecnología está diseñada para bombear sólidos secos usando un sistema de bloqueo automático de sólidos. Los sólidos son bombeados desde una tolva a presión atmosférica hasta la vasija presurizada del gasificador. Con esto, no es necesaria la mezcla con agua para alimentar el carbón, con lo que se disminuye el contenido en agua de la alimentación, con lo que se aumenta la eficiencia cuando se utilizan carbones de bajo rango con alto contenido en humedad.

#### *Gasificador ConocoPhillips E-Gas.*

Este tipo de gasificador fue desarrollado durante los años 70 y 80 por “Dow Chemical”, llamándose Gasificador Destec.

Normalmente el gasificador se alimenta con una **mezcla gaseosa de oxígeno, aire y vapor**. Se puede sustituir el parte o el total del vapor, por CO<sub>2</sub>, aunque esto no es muy común. La idea es alimentar el gasificador con suficiente oxígeno y vapor como para gasificar todo el carbón, y ajustar la cantidad de oxígeno para conseguir la temperatura deseada. Aunque un aumento en el ratio oxígeno/ vapor hace que aumente la temperatura, el gas de síntesis producido tendrá un **menor poder calorífico**. Los gasificadores de flujo arrastrado operan a elevadas temperaturas, lo que implica elevados ratios oxígeno/ vapor.

La idea de este gasificador es utilizar las altas temperaturas del gas de síntesis generado en un lecho fluidizado de escoria en la primera etapa del proceso de gasificación para gasificar el carbón que se inyectará en la segunda etapa. En la Figura 13 se muestra un esquema de este tipo de gasificador.

Como se puede observar, en la primera etapa, se realiza una primera inyección de una mezcla carbón/agua junto con oxígeno. Esta fase se lleva a cabo a temperatura y presión relativamente altas, **1.316- 1.427 °C, y 4,2 Mpa**. La escoria que se forma en esta primera etapa cae por la parte inferior del gasificador, donde se enfría con agua, y se



retira en forma de pasta acuosa. El gas de síntesis caliente asciende hasta la segunda etapa a través de una constricción.

En esta segunda etapa, se realiza una segunda inyección de carbón en forma de pasta acuosa, mientras que el gas de síntesis caliente proporciona la energía necesaria para las reacciones de pirolisis, gasificación del vapor y gasificación del CO<sub>2</sub>. La corriente gaseosa con sólidos presentes deja la segunda fase del gasificador a 1.010°C, una temperatura inferior a la temperatura de reblandecimiento de la ceniza. En esta segunda etapa, la gasificación es incompleta, por lo que después de enfriar el gas en un generador de vapor, las partículas sólidas (que aún no han reaccionado completamente) se retienen en un filtro cerámico y vuelven a ser alimentadas a la primera etapa del gasificador. Toda la superficie del gasificador está recubierta por material refractario.

En la Tabla 62 se muestran algunos resultados de gases de síntesis obtenidos con este tipo de gasificador, según diferentes alimentaciones, Pittsburgh N°8 (Bituminoso) y PRB (Subbituminoso).

Componente	Pittsburgh N°8	PRB
Ar	0,82	0,75
CH <sub>4</sub>	0,42	0,17
CO	41,95	26,61
CO <sub>2</sub>	9,75	16,04
COS	0,04	0,01
H <sub>2</sub>	33,20	28,34
H <sub>2</sub> O	12,19	27,17
H <sub>2</sub> S	0,78	0,19
N <sub>2</sub>	0,57	0,52
NH <sub>3</sub>	0,28	0,21

Tabla 62. Composición del gas de síntesis para el gasificador ConocoPhillips Egas

La baja temperatura de la segunda fase hace que la concentración de metano aumente, respecto al gasificador GE, aunque la razón por la que aumenta con la alimentación de carbón Pittsburgh N°8 se desconoce. El mayor contenido en humedad del carbón PRB (26,6% frente al 6%) hace que la humedad sea también mayor en el gas de síntesis producido, lo cual diluye el resto de los componentes. No sólo eso, el alto contenido en agua, sumado a la baja temperatura de la segunda etapa, favorece la transformación de CO y H<sub>2</sub>O, en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>, lo que deriva en un mayor ratio CO<sub>2</sub>/CO para el gas de síntesis producido por la alimentación Pittsburgh. El contenido en Azufre del carbón Pittsburgh N°8 es mayor que del PRB (3,07% frente a un 0,82%), lo que causa un mayor contenido de H<sub>2</sub>S y COS.

Durante 2007, este tipo de gasificador fue el cuarto más instalado.

#### *Gasificador Shell*

Shell desarrolló diferentes tipos de gasificadores de petróleo durante los años 50. Este tipo de gasificadores difieren bastante de los gasificadores de carbón que más tarde fueron desarrollados por Shell. Estos últimos se desarrollaron conjuntamente con

Krupp- Koppers desde 1974 hasta 1981. Después de 1981, Krupp- Koppers comercializó un gasificador similar conocido como Prenflo. En la Figura 14, que se muestra a continuación se puede ver un esquema del gasificador Shell.

Este tipo de gasificador utiliza un **sistema de alimentación seco**. Primero el carbón se muele y se seca, para ser transportado posteriormente mediante **nitrógeno presurizado**, realizando la alimentación a la presión del gasificador, que ronda los **4,2 MPa**. El carbón se alimenta desde zonas opuestas del gasificador, cerca de la parte inferior, mientras que el oxígeno se alimenta desde puntos justo por debajo del gasificador, y también opuestos entre sí. La escoria se elimina por la parte inferior del gasificador.

La mezcla de gas/ sólidos y escoria, a una temperatura de **1.600°C**, fluye a la parte superior del gasificador. Cerca de la parte superior, se inyecta una corriente de gas de síntesis a baja temperatura (200 °C), llamado gas de apagado, o gas “quench”. Esta corriente gaseosa disminuye la temperatura del gas de síntesis hasta aproximadamente 900 °C, puesto que los tubos del generador de vapor no pueden soportar los 1.600°C del gas no enfriado. El “cooler” o enfriador del gas de síntesis es un poco más alto que el gasificador. Shell también desarrolló un sistema de enfriado mediante agua.

La ceniza volante que acompaña al gas de síntesis contiene una gran cantidad de carbón no reaccionado, por lo que, se vuelve a recircular al gasificador. Este gasificador no está recubierto de material refractario. En su lugar, la pared del gasificador va recubierta de tubos por los que circula agua, con lo que a medida que el agua circula por el gasificador se va generando vapor. Sobre los tubos, solidifica una capa de escoria, que hace las veces de recubrimiento refractario, y dado que tiene la misma composición que la escoria fundida, ésta última no ataca al “recubrimiento”. En la Figura 31 se muestra un esquema de las capas que forman la pared del gasificador.

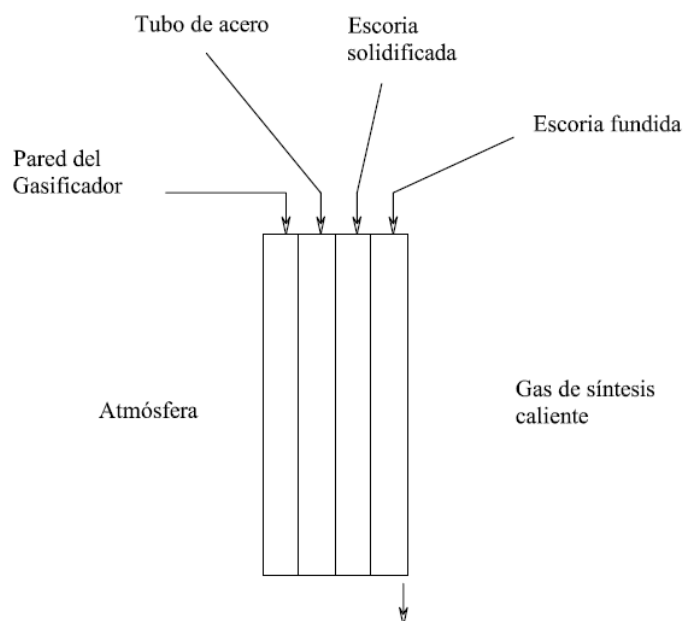


Figura 31. Esquema de la pared del gasificador.



En la Tabla 63 se muestra la composición del gas de síntesis producto de un gasificador Shell, alimentado con carbón Illinois N°6.

Componente	% molar
Ar	0,97
CH <sub>4</sub>	0,04
CO	57,16
CO <sub>2</sub>	2,11
COS	0,07
H <sub>2</sub>	29,01
H <sub>2</sub> O	3,64
H <sub>2</sub> S	0,81
N <sub>2</sub>	5,85
NH <sub>3</sub>	0,33

Tabla 63. Composición del gas de síntesis para gasificador Shell, alimentado con carbón Illinois N°6.

Debido a la alta temperatura de gasificación, y la falta de agua en la alimentación del carbón, el gas de síntesis tiene un bajo contenido en Metano, y un alto ratio CO/ CO<sub>2</sub>.

En 2007 El gasificado Shell fue el tercero más instalado, y el preferido en instalaciones nuevas.

#### *Gasificador Siemens*

El desarrollo de los gasificadores Siemens comenzó los años 70, y la primera planta comercial fue construida en 1984. En 2006 Siemens adquirió la tecnología de Future Energy.

El gasificador Siemens, mostrado en la Figura 32 es parecido al gasificador GE, al menos en el sistema de “quench” (soplado o apagado), sin embargo existen algunas diferencias.

El gasificador Siemens cuenta con una sistema de alimentación seco, usando un “lock hopper” (tolva de freno), similar al de la Figura 27, (gasificador Winkler de alta temperatura). Las **tolvas se presurizan** mediante N<sub>2</sub> o CO<sub>2</sub> hasta la presión del gasificador, **2,8 MPa**, utilizándose un combustible gaseoso para precalentar el gasificador. El carbón y el O<sub>2</sub> se alimentan por la parte superior del gasificador, que opera a temperaturas cercanas a los **1.400 °C**. El gasificador está recubierto por una membrana similar a la del gasificador Shell, en lugar de una capa protectora de material refractario; aun así existe una versión con un recubrimiento refractario. Este tipo de gasificador acepta una gran variedad de combustibles.

Al igual que el gasificador GE, el gasificador de Siemens utiliza un **baño de agua para solidificar la escoria**, retirándose esta en forma de pasta acuosa. La forma de inyección del “quench” (o apagado) difiere entre los dos gasificadores, mientras que en el gasificador GE, la mezcla gas/ escoria se soplaba dentro de un baño de agua, en este caso, es un spray de agua el que “apaga” la mezcla.

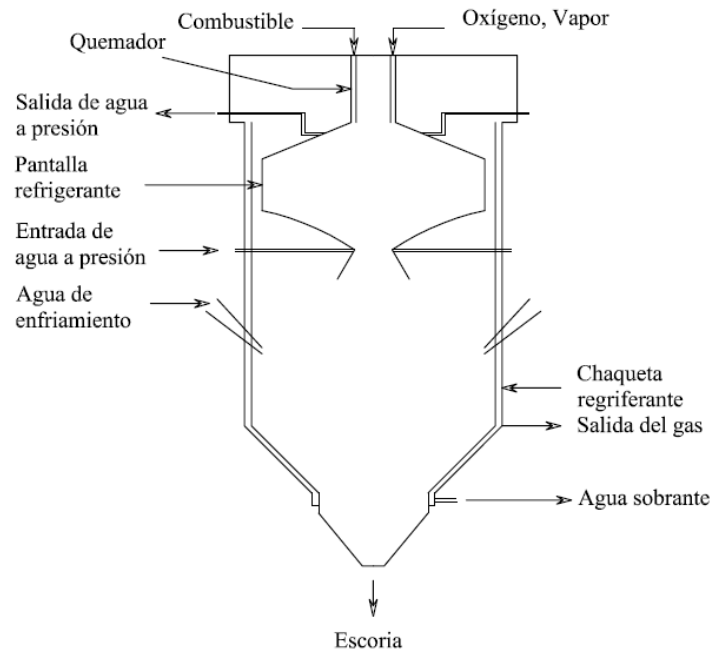


Figura 32. Esquema del gasificador Siemens.

*Gasificador Mitsubishi Heavy Industries (MHI)*

Su desarrollo comenzó en los años 80, mientras que en 2007 entró en operación una planta de 1.700 Tn/día en Japón. Se han gasificado carbones de rangos variados, tanto bituminosos como subbituminosos, realizándose el proceso con éxito.

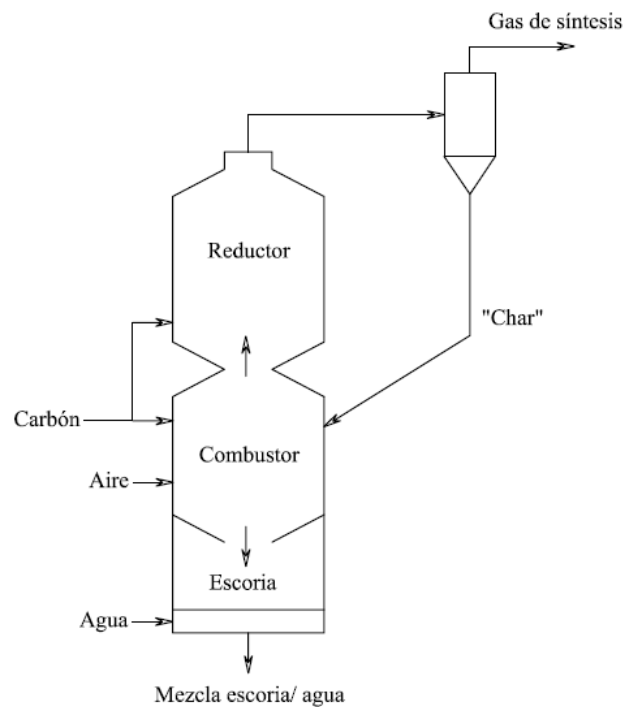


Figura 33. Esquema del gasificador MHI





Como se puede ver en la Figura 33, el esquema de funcionamiento de este gasificador es muy parecido al gasificador E- Gas. La alimentación de carbón se divide en **dos fases**, al igual que la cámara de reacción. La primera fase, se conoce como fase de **combustión**, mientras que la segunda se conoce como **fase reductora**.

En la parte superior de la zona de combustión se inyectan carbón y aire, mientras que el gas de síntesis caliente asciende a la parte superior, donde se encuentra la etapa reductora. Las reacciones endotérmicas que tienen lugar en esta etapa disminuyen la temperatura de los gases hasta los 700°C, una temperatura bastante inferior a la temperatura de reblandecimiento de la ceniza. En un ciclón se separa el gas de síntesis del carbón no reaccionado, que se realimenta nuevamente dentro del gasificador, en la etapa de combustión.

El gasificador opera inyectando aire, esto es una desventaja a día de hoy, pues la mayoría de las plantas que tienen integrado un sistema de captura y secuestro de CO<sub>2</sub>, operan con inyección de oxígeno. El gas de síntesis de este tipo de gasificador está compuesto aproximadamente por un **30% de CO y un 10% de H<sub>2</sub>**.

Utiliza un sistema de **alimentación seca**, así como un recubrimiento de escoria sólida similar a los vistos anteriormente. La **escoria se elimina** por la parte inferior del gasificador en forma de **pasta acuosa**.

#### *Gasificador Pratt and Whitney Rocketdyne (PWR)*

El gasificador PWR, está desarrollado inspirándose en la ingeniería de cohetes espaciales. No existen muchos datos acerca de este tipo de tecnología debido a que su desarrollo es relativamente **reciente**. Este tipo de gasificador está siendo comercializado por Zero Emissions Energy Plants (ZEEP). En la Figura 34 podemos ver un esquema de este tipo de gasificador.

La alimentación se realiza mediante múltiples chorros de carbón pulverizado y oxígeno por la parte superior mediante un sistema de inyectores que facilitan un mezclado rápido, enfriándose posteriormente. Los **inyectores** trabajan a presiones de entre **1,5 MPa y 6,7 MPa**. Mientras tanto se pueden alcanzar temperaturas de llama de **2.760 °C**, una temperatura extremadamente alta. La **pared del gasificador** se debe **enfriar** para mantener las paredes a temperaturas cercanas a los 540 °C.

Existen pocos datos acerca de este tipo de gasificador, sin embargo se estima que su **eficiencia** es **superior** a la del resto de gasificadores estudiados, siendo su tamaño menor, por lo que habrá que esperar noticias nuevas para aventurar la competitividad de este tipo de tecnología.

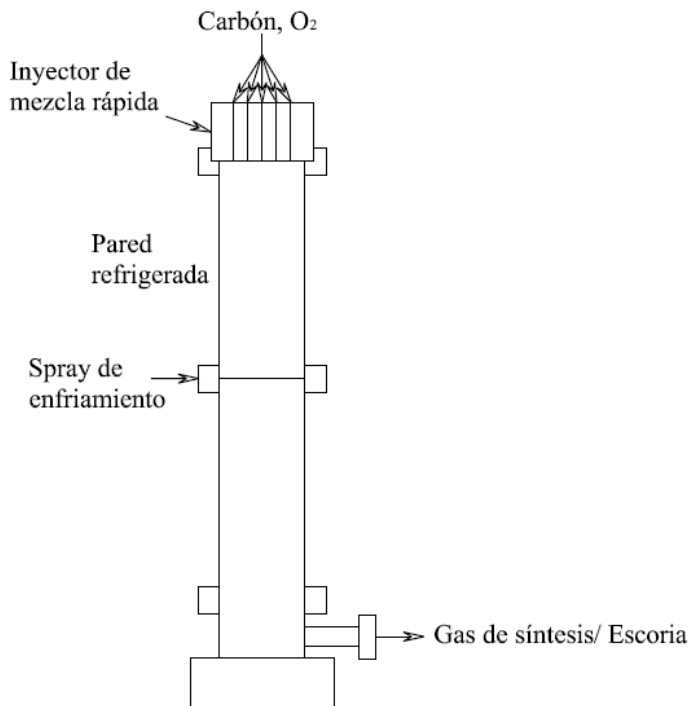


Figura 34. Esquema de un gasificador PWR.

### *Gasificadores de lecho transportado*

#### *Gasificador de transporte KBR*

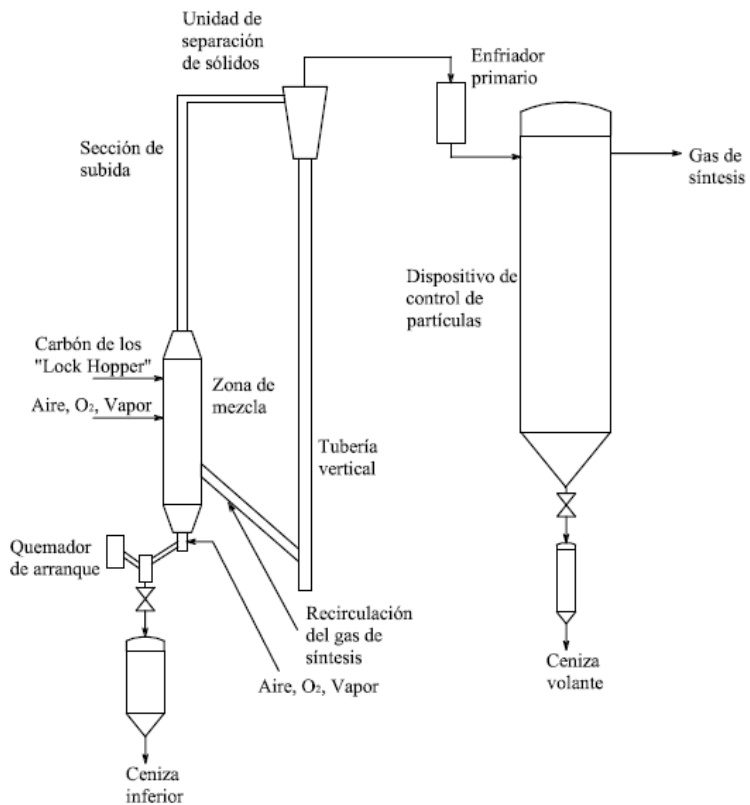


Figura 35. Esquema del gasificador de transporte



El gasificador de transporte es un gasificador de lecho circulante fluidizado. El cuerpo principal del gasificador tiene **dos secciones**. La primera con un mayor diámetro y situada en la parte inferior, constituye la **zona de mezcla**. La segunda con un diámetro menor, está situada en la parte superior y constituye la **sección de subida**. El mayor diámetro de la zona de mezcla, ralentiza la velocidad del gas, lo que aumenta el tiempo de residencia y mejora la mezcla de sólidos y gas.

Un quemador de arranque alimentado por gas, precalienta el gasificador. Antes de alimentar el carbón al gasificador, este se seca lo suficiente como para eliminar la humedad de la superficie. El carbón se tritura hasta un tamaño medio de 250- 600  $\mu\text{m}$ . y se **alimenta** al gasificador por medio de un sistema de “**lock hoppers**” presurizado.

Como se puede ver en la figura, el carbón se alimenta cerca de la parte superior de la zona de mezcla. El gas y los sólidos reactivos fluyen hacia arriba a través del tubo vertical, para posteriormente, dirigirse a la unidad de separación de sólidos, probablemente un ciclón. En ésta, los sólidos más gruesos se eliminan y son recirculados por medio de una tubería con una pierna en J en la parte inferior. Los sólidos se gasifican en la pierna en J, mediante una corriente de gas de síntesis recirculada.

Inicialmente, este gasificador contaba con dos bucles de recirculación de sólidos. El primero separaba los sólidos más gruesos utilizando un “dis- engager” o separador, que enviaba los sólidos más gruesos de vuelta al gasificador por medio de una tubería y una pierna en J. Los sólidos de tamaño medio se eliminaban mediante un ciclón y una tubería que los enviaba a la pierna en J. El diseño se simplificó reduciendo los dos bucles de recirculación a uno solo.

Existen **dos** puntos por los que se realiza la **inyección de gases** (aire, oxígeno y vapor). La primera entrada se realiza **justo por debajo de la inyección de sólidos** de recirculación. La idea es proporcionar el calor necesario, quemando primero el carbón en los sólidos recirculados. A pesar de esto, varios análisis han demostrado, que en estos gases, el porcentaje de carbón es menor del 1%.

La temperatura en el gasificador tiende a crecer rápidamente a medida que se inyecta oxígeno, debido a que las reacciones con oxígeno son muy rápidas y fuertemente exotérmicas. A medida que la mezcla se aleja del punto de inyección de gases, la temperatura va disminuyendo, principalmente debido a la naturaleza exotérmica de las reacciones entre el vapor y el  $\text{CO}_2$ , por lo que se hace necesaria una **segunda inyección** de gases de alimentación, justo por **debajo del punto de inyección de carbón**, lo que eleva la temperatura en el gasificador.

La mayoría de los experimentos se han realizado inyectando aire. En la Tabla 64 se presentan los valores de la composición del gas de síntesis. Podemos observar que en los sistemas alimentados con oxígeno existe una gran proporción de nitrógeno, debido a que este es el gas empleado en los sistemas de alimentación y los puntos de purgado.



Alimentación gaseosa	Aire soplado	Oxígeno enriquecido
Aire	58,0	9,9
O <sub>2</sub>	0	13,2
Vapor	7,0	36,4
N <sub>2</sub>	35,0	40,5
<b>Aumento de temperatura a la salida (°C)</b>	916	907
<b>Presión (MPa)</b>	1,55	1,26
<b>Gas de síntesis</b>		
Ar	0,5	0,1
CH <sub>4</sub>	1,1	1,9
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0	0,0
CO	7,5	7,6
CO <sub>2</sub>	8,5	12,8
H <sub>2</sub>	6,7	12,6
H <sub>2</sub> O	10,3	27,5
N <sub>2</sub>	65,4	37,4

Tabla 64. Alimentación gaseosa y composición del gas producto alimentado con carbón PRB

El gas y los sólidos que salen de la unidad de separación de sólidos se dirigen a dispositivo de control de partículas, pasando previamente por un **intercooler** primario. El dispositivo de control de partículas consiste en un ciclón junto con un filtro cerámico. El gas entra de forma tangencial, por lo que, por fuerza centrífuga las partículas sólidas se ven despedidas a las paredes del ciclón, deslizando hasta la parte inferior. El resto de los sólidos quedan retenidos en filtros tubulares de metal sinterizado. Mediante pulsos de presión se limpian los restos que van quedando en los filtros.

Como en la mayoría de los gasificadores de lecho fluidizado, la **conversión** de carbón es **mayor para carbones de bajo grado que** para carbones de **alto grado**. Operando con aire soplado, se alcanzaron **conversiones** de entre el **84% y el 97%**, según diferentes tipos de carbones.

La mayoría del carbón no convertido se debe principalmente a partículas finas, que son arrastradas rápidamente fuera del gasificador (esto ocurre en la mayoría de los gasificadores de lecho fluidizado). La ceniza inferior apenas contiene carbón no reaccionado, y las partículas de ceniza tienen un diámetro de aproximadamente 100 µm. La ceniza volante tiene un diámetro de 10 µm, con un porcentaje de carbón no convertido que puede ser del 20- 40 % para el caso de un carbón PBR.

En la tabla anterior se pueden observar las composiciones del gas de síntesis para un gasificador de transporte alimentado con carbón PRB, operando tanto con aire como con oxígeno enriquecido. En ambos casos la cantidad de C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> es muy despreciable, lo que indica que apenas se forma alquitrán. De la misma manera, el metano constituye una parte importante del gas de síntesis. La proporción de **nitrógeno** es **elevada** debido principalmente al sistema de alimentación. Debido a la baja temperatura de este tipo de



gasificadores en comparación con los gasificadores de flujo arrastrado, la reacción “water gas shift” favorece la conversión de CO y vapor en H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>.

## 7. Análisis del comportamiento del ciclón

### Caída de presión

Para comenzar con el estudio, se puede decir que la pérdida de carga a través del ciclón dependerá de los siguientes parámetros:

$$\Delta P = f(D, Q, \rho, \mu) \quad (\text{Ec. 55})$$

Donde D es el diámetro característico del ciclón, normalmente el diámetro de la pared de éste. Teniendo en cuenta que el problema tiene tres dimensiones (masa, longitud y tiempo), podemos expresar la pérdida de carga en función de 2 variables adimensionales (5-3=2).

Uno de ellos será el coeficiente de presión, mientras que el otro será el Número de Reynolds.

$$\Pi = \frac{\Delta P}{\frac{\rho U_e^2}{2}} = \frac{\pi^2 D^4 \Delta P}{8 Q^2 \rho} \quad (\text{Ec. 56})$$

$$Re = \frac{\rho U_e D}{\mu} = \frac{4 \rho Q}{\pi \mu D} \quad (\text{Ec. 57})$$

Siendo U<sub>e</sub>:

$$U_e = \frac{Q}{\frac{\pi D^2}{4}} \quad (\text{Ec. 58})$$

Por lo que se puede deducir:

$$\Pi = f(Re) \quad (\text{Ec. 59})$$

Teniendo en cuenta que el flujo en el interior del ciclón va a ser claramente turbulento, podemos decir que el Re no va a influir en el problema, por lo que finalmente se determina que la **pérdida de carga es constante**.

### Eficiencia de recogida.

La eficiencia de recogida, que se representará por la letra η, depende de las propiedades de las partículas, su diámetro d y su densidad ρ<sub>p</sub>. La relación entre η y d, para un ρ<sub>p</sub> dado se denomina curva de eficiencia. De momento, estudiaremos el efecto para una corriente gaseosa con poca cantidad de partículas, más adelante estudiaremos el efecto de la carga de partículas.

$$\eta = f(d, \rho_p, \rho, \mu, D, Q) \quad (\text{Ec. 60})$$

Como antes, el problema se podrá expresar en términos de tres variables adimensionales.



$$\eta = f(St, Re, d/D) \quad (\text{Ec. 61})$$

Donde St es el número de Stokes:

$$St = \frac{\rho_p d^2 U_e}{18\mu D} = \frac{2}{9\pi} \frac{\rho_p d^2 Q}{\mu D^3} \quad (\text{Ec. 62})$$

Como ya hemos comentado anteriormente, el Re no va a afectar al problema, debido al régimen turbulento, y la relación  $d/D$ , será demasiado pequeña como para influir, por lo que:

$$\eta = f(St) \quad (\text{Ec. 63})$$

Como vemos, la eficiencia se puede expresar en función de una variable adimensional. El tamaño de partícula que puede “filtrar” un ciclón para un determinado valor de la eficiencia se denomina “**cut size**” o diámetro de corte. En adelante se utilizará el valor de  $d_{50}$ , valor del diámetro de corte para una eficiencia del 50%.

$$Cte = \frac{\rho_p d_{50}^2 Q}{\mu D^3} \Rightarrow d_{50} \propto \sqrt{\frac{\mu D^3}{\rho_p Q}} \quad (\text{Ec. 64})$$

De la ecuación anterior se puede determinar, que el diámetro de corte disminuye (y la **eficiencia**, por lo tanto, **augmenta**), a medida que **augmenta el caudal** que circula por el ciclón. Mientras que, a medida que disminuye el tamaño del ciclón, aumenta la eficiencia.

Se estudia a continuación la influencia del uso de varios ciclones a la vez, para tratar un volumen de gas determinado. Teniendo en cuenta que el gas será el mismo para todos los ciclones, y que por lo tanto  $\rho$ ,  $\mu$  y  $\rho_p$  serán las mismas, la pérdida de carga será:

$$\Delta P \propto \frac{Q^2}{D^4} \quad (\text{Ec. 65})$$

Mientras que:

$$d_{50} \propto \left(\frac{D^3}{Q}\right)^{1/2} \propto D^{1/2} \Delta P^{-1/4} \quad (\text{Ec. 66})$$

De donde se puede determinar, que podemos conseguir un sistema **más restrictivo** a costa de obtener **mayores pérdidas de carga**.

Si utilizamos un sistema de N ciclones, para el tratamiento del caudal de gas total Q, el caudal por cada ciclón será:

$$q = \frac{Q}{N} \quad (\text{Ec. 67})$$

De donde se deriva:

$$\Delta P \propto \frac{q^2}{D^4} \propto \frac{Q^2}{N^2 D^4} \quad (\text{Ec. 68})$$



Si recordamos la ecuación Ec. 66, para mantener constante la eficiencia de recogida, el valor  $D^3/q$  debe mantenerse constante, lo que implica que  $ND^3/Q$ , y por lo tanto, para un  $Q$  constante:

$$D^3 \propto N^{-1} \quad (\text{Ec. 69})$$

Por lo que:

$$\Delta P \propto Q^2 N^{-2/3} \quad (\text{Ec. 70})$$

#### *Efecto de la temperatura y la presión*

La manera más sencilla de observar los efectos de estas variables en el comportamiento del ciclón es hacerlo sobre el diámetro de corte.

Dado que tratamos con un gas, que operará a alta temperatura, y dentro de los rangos de presión a los que trabaja el gasificador se puede considerar que el gas se comporta como un gas ideal, por lo que se puede afirmar lo siguiente:

$$\rho \propto \frac{P}{T} \quad (\text{Ec. 71})$$

$$\mu \propto T^n \quad (\text{Ec. 72})$$

Donde  $n$  tendrá un valor aproximado de 0,5.

De la ecuación 71 se puede deducir:

$$d_{50} \propto \sqrt{\frac{\mu D^3}{\rho_p Q}} \propto T^{n/2} \sqrt{\frac{D^3}{\rho_p Q}} \quad (\text{Ec. 73})$$

Por lo que se determina que un **aumento de la temperatura**, implica un aumento en el diámetro de corte de las partículas, **disminuyendo** así la **eficiencia**.

Los efectos de la pérdida de carga se pueden estimar de la misma manera:

$$\Delta P \propto \rho \frac{q^2}{D^4} \quad (\text{Ec. 74})$$

Mientras que:

$$Q \propto T^n D^3 \quad (\text{Ec. 75})$$

Por lo tanto, permaneciendo el tamaño del ciclón constante, y a temperaturas y presión extremas, se puede afirmar:

$$\Delta P \propto P T^{(2n-1)} \approx P T^{0,2} \quad (\text{Ec. 76})$$

Sin embargo si mantenemos la misma velocidad, utilizando ciclones de menor tamaño, entonces:

$$\Delta P \propto P T^{-1} \quad (\text{Ec. 77})$$



### 8. Análisis del sistema de limpieza por pulso o flujo inverso

En primer lugar se considerará que la torta está perfectamente distribuida a lo largo del medio, por lo que el incremento de presión a lo largo del medio y de la torta será el que determine el incremento total necesario para provocar el desprendimiento de la torta.

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_m \quad (\text{Ec. 78})$$

La viscosidad del gas es constante, y se puede modelar el espesor de cada medio, como sendas resistencias al paso del gas, por lo que:

$$\Delta P_t = k_t U \quad (\text{Ec. 79})$$

$$\Delta P_m = k_m U \quad (\text{Ec. 80})$$

Por lo tanto:

$$\Delta P_t = \Delta P_T \left( \frac{k_c}{k_c + k_m} \right) \quad (\text{Ec. 81})$$

Esta la presión que se aplica ente la torta y el medio, y por lo tanto este es el valor de interés para determinar si la torta se desprenderá o no.

En el caso real, en el que la torta se encuentra irregularmente distribuía a lo largo del medio, este presentará zonas por las que circulará más cantidad de gas, debido a que la resistencia será menor. Mientras tanto, en las áreas sucias, la presión total será la misma  $\Delta P_T$  que en el caso anterior, ya que el flujo de gas debe ser rectilíneo y tener la misma velocidad en las dos regiones, como se puede ver en la Figura 18. Esta afirmación se puede hacer teniendo en cuenta que el espesor de la torta es despreciable comparado con su longitud.

Por tanto, en medios irregulares, es  $\Delta P_t$  el que se debe aplicar para provocar el desprendimiento de la torta, y no  $\Delta P_T$ .

### 9. Tipos de materiales cerámicos

	Cuarzo SiO <sub>2</sub>	Alúmina Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Carburo de Silicio SiC	Mullita 3Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -SiO <sub>2</sub>
Densidad aparente (kg/m <sup>3</sup> )	1,25	1,4	2,2	1,6
Resistencia a flexión (N/mm <sup>2</sup> )	16	12	>25	20
Temperatura (°C)	400	1.000	>1.000	>1.000
Coste relativo	1,1	1,3	1,75	1,3

Tabla 65. Propiedades de algunos materiales cerámicos.



Se puede observar que el **carburo de silicio** presenta las mejores características mecánicas y térmicas, por lo que es uno de los materiales más empleados en la fabricación de filtros cerámicos. Sin embargo, su alto coste, y sobre todo su alta densidad, hace que en algunos casos, la opción más atractiva pase por otros materiales, que a pesar de ser menos atractivos mecánicamente, presentan una buena conjunción de cualidades.

Por ejemplo, el peso específico es una característica a tener en cuenta a la hora de diseñar un filtro cerámico. Atendiendo a su densidad, los medios de filtrado se pueden dividir en dos tipos:

- **Medio granular:** También llamado medio de **alta densidad**. Normalmente está compuesto de **carburo de silicio**, aunque también puede estar compuesto por **alúmina o aluminosilicatos**. Generalmente, los granos se aglutinan y se unen por medio de un material silíceo, siendo la naturaleza de esta unión, la que determina la resistencia de este medio. Su rango de porosidad es del 0,3 a 0,5. (Ver Figura 36).
- **Medio fibroso:** También llamado medio de **baja densidad**. Compuesto normalmente por **alúmina o aluminosilicatos** en forma de fibra, y unidos por algún material silíceo. La porosidad de este medio es mayor, en torno a 0,8-0,95, siendo su resistencia considerablemente menor. Normalmente vienen aglutinados con almidón para facilitar su manejo, pero después de su primer uso, este se quema y desaparece. (Ver Figura 37).

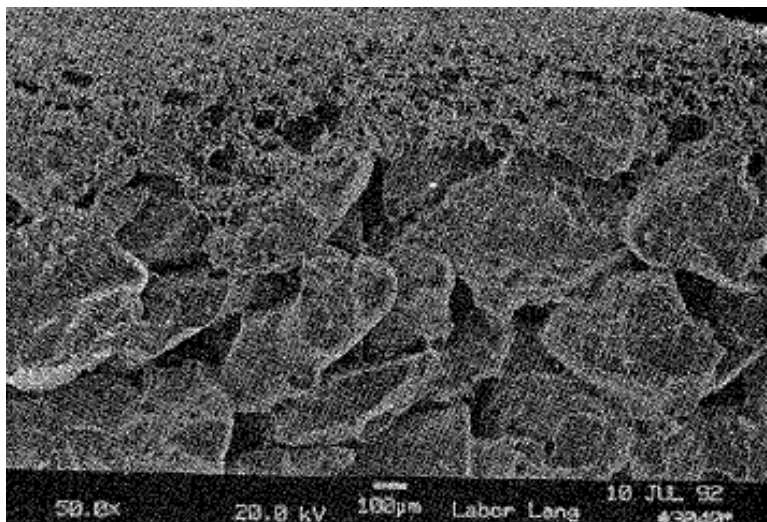


Figura 36. Micrografía medio granular. [ref. 20]

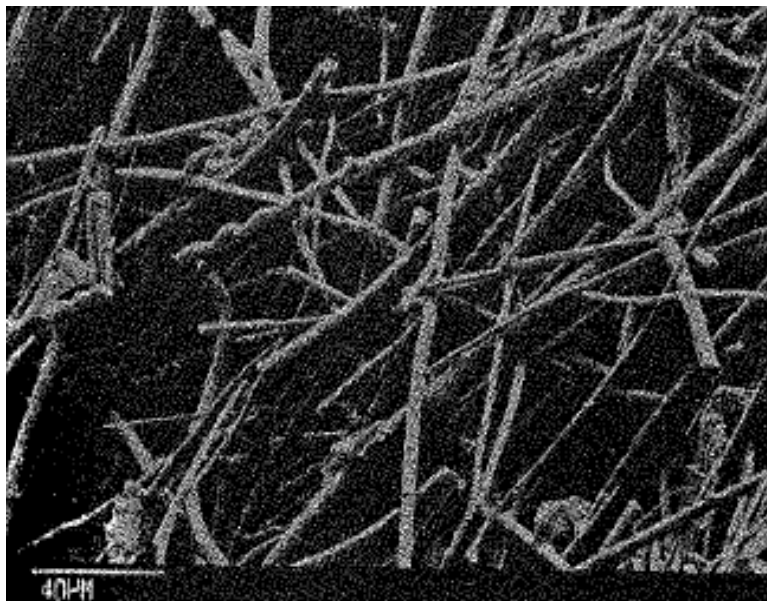


Figura 37. Micrografía medio fibroso. [ref. 20]

Los medios cerámicos, aunque resistentes a los ataques térmicos y químicos no son inmunes completamente. Los principales parámetros que limitan la vida de este tipo de materiales son:

- Reacción de **metales alcalinos** en fase gaseosa o del vapor con fases secundarias o amorfas de la cerámica.
- **Oxidación** de las algunas cerámicas con base no oxida.
- **Transiciones de fase.**
- **Shock térmico** durante los pulsos de limpieza o durante los transitorios.
- Deformaciones mecánicas y degradación durante el **manejo**.

En los materiales que no tienen una base oxida, el principal problema observado es el agotamiento del material de enlace, causado por la formación de una fase viscosa a temperaturas del rango de los 650 °C. Esto es debido a los ataques de metales alcalinos.

El principal problema que se observa en las velas de carburo de silicio, son las deformaciones debidas al fenómeno de **fluencia**, lo que conlleva una pérdida de resistencia. La principal solución para resolver este tipo de problemas es la regeneración del enlace y el calentamiento del gas de limpieza.

Los materiales con base oxida han demostrado ser más resistentes y tener menos problemas frente a los ataque de metales alcalinos, puesto que ya se encuentran en su fase oxidada más estable.



## ***10. Filtros de mangas***

### ***Introducción.***

Los filtros de mangas son sistemas de eliminación de **partículas secas** de una corriente gaseosa. El gas atraviesa el filtro, dejando las partículas atrás, quedándose retenidas en forma de “torta”.

La torta va aumentando progresivamente su tamaño, por lo que es necesario el empleo de algún **sistema de limpieza** para eliminar las partículas del filtro. Los sistemas más utilizados son el **agitado, el flujo inverso, y el pulso inverso**.

La eficiencia de estos filtros ronda el **99- 99,9%**, teniendo una pérdida de carga de entre **750 y 2.000 Pa**, eliminando la gran mayoría de las partículas sólidas. Estos datos hacen que sean uno de los sistemas de limpieza más empleados.

Sin embargo, tienen una gran inconveniente, que hace que estén en clara desventaja en una planta IGCC, y que es su **resistencia** a las **altas temperaturas** es muy **reducida**, por lo que apenas se aplican en aplicaciones de alta temperatura como IGCC.

### ***Geometría***

Estos filtros están compuestos por “bolsas”, cerradas en un extremo y abiertas en el otro, por lo que existen **dos** tipos de **configuraciones** posibles: con recogida de polvo en el **interior**, o con recogida de polvo en el **exterior**. Normalmente, los sistemas con recogida de polvo en el interior se limpian mediante agitación o flujo inverso, mientras que los sistemas con recogida de polvo exterior se limpian mediante pulsos inversos.

Las “bolsas”, pueden tener diferentes configuraciones geométricas, en forma de cilindros o de rectángulos. Sus dimensiones van desde los varios metros de largo (**5- 10 m**) y varios decímetros de diámetro (0,15- 0,3 m). Para aplicaciones a alta temperatura es más habitual utilizar “bolsas” o “sacos” de forma cilíndrica.

En la Figura 38 se muestran un esquema de las dos configuraciones de este tipo de filtros.

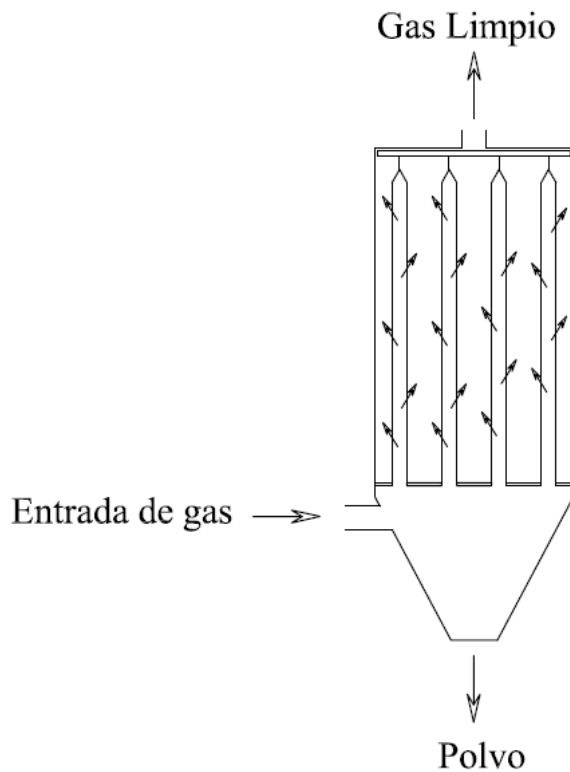


Figura 38 Esquema de recogida interior.

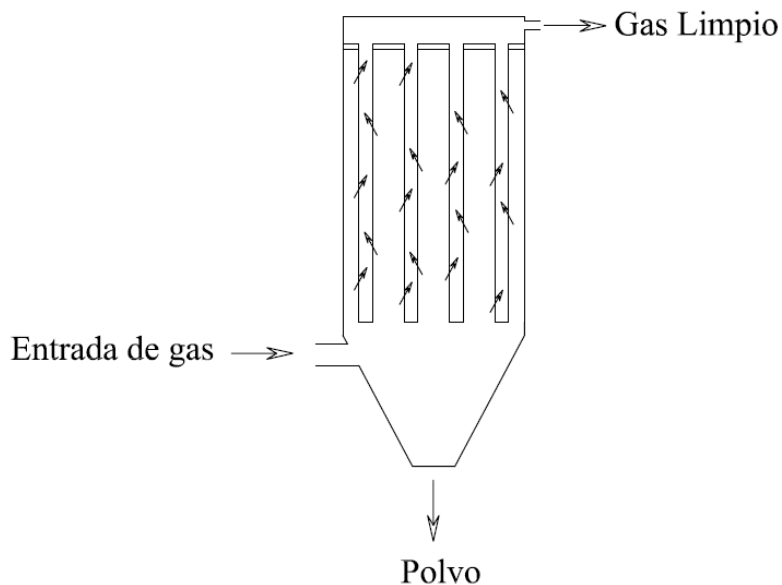


Figura 39 Esquema recogida exterior.

### 11. *Precipitación electrostática*

Los filtros EPS (Electrostatic Precipitators) son una de las alternativas para la limpieza de gases más atractivas del mercado. El hecho de que utilicen mecanismos electrostáticos para separar las partículas de la corriente gaseosa hace que sean muy eficientes con partículas de pequeño tamaño. Si lo que se busca es tratar **grandes flujos** volumétricos con **pequeñas pérdidas de carga**, un filtro EPS es la opción más adecuada. Su principal **inconveniente**, es que su rango de **temperaturas** de

funcionamiento está muy limitado, su máxima temperatura de funcionamiento está en torno a los 200 °C, por lo que para la aplicación que nos ocupa no podremos utilizar este tipo de dispositivos.

## 12. *Filtros de lecho granular*

### *Descripción*

Los filtros de lechos granulares consisten en lechos de material granuloso, normalmente **partículas de cientos de micrómetros de tamaño** y de materiales como la **arena o el cuarzo**. Existen tres categorías:

- **Lecho fijo:** El lecho permanece inmóvil, fijo, como su propio nombre indica, la operación de filtrado se lleva a cabo por todo el cuerpo del lecho, por lo que tiene lugar una filtración profunda, aunque puede que con el tiempo, se forme una torta en la parte superior del filtro. El filtro puede ser utilizado una vez, hasta saturación o bien limpiado mediante recirculación de gases o fluidificación del medio.
- **Lecho móvil:** El lecho fluye, continua o intermitentemente, normalmente bajo la acción de la gravedad, siendo la filtración profunda. El filtro puede limpiarse eliminando la parte más superficial del lecho y regenerándola o bien mediante fluidificación o combustión.
- **Lecho fluidizado:** En este caso el lecho fluidiza continuamente, por condiciones de presión y temperatura, por lo que aunque el proceso de filtrado ocurre cerca de la salida del gas, el medio cambia rápidamente, estando todo el medio homogeneizado. El lecho puede eliminarse o regenerarse continuamente.

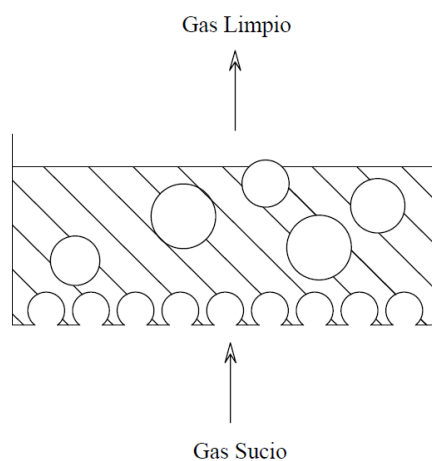


Figura 40 Esquema del Lecho Fluidizado.



## Referencias

- [ref. 1]:  
<http://www.elmundo.es/elmundo/2011/07/13/economia/1310524248.html>
- [ref. 2]:  
<http://www.elmundo.es/america/2011/08/26/economia/1314365534.html>
- [ref. 3]:  
[http://www.oecd.org/document/0,3746,en\\_2649\\_201185\\_46462759\\_1\\_1\\_1\\_1,00.html](http://www.oecd.org/document/0,3746,en_2649_201185_46462759_1_1_1_1,00.html)
- [ref. 4]: <http://www.ree.es/operacion/balancediario.asp>
- [ref. 5]:  
[http://www.sca.com.co/bajar/Etanol/MedioAmbiente/SP\\_EnergyTrendsReport.pdf](http://www.sca.com.co/bajar/Etanol/MedioAmbiente/SP_EnergyTrendsReport.pdf)
- [ref. 6]: <http://www.euractiv.es/noticias/noticia.php?noticia=1587>
- [ref. 7]: <http://ethic.es/2011/03/espana-la-crisis-nos-fuerza-a-ser-sostenibles/>
- [ref. 8]: “Centrales Térmicas de Ciclo Combinado; Teoría y Proyecto”. Santiago Sabugal García; Florentino Gómez Moñux.
- [ref. 9]: “Combined Cycle Gas & Steam Turbine Power Plants” Rolf H. Kehlhofer; Judy Warner, Henrik Nielsen; Rolf Bachmann.
- [ref. 10]: “Reaction of synthesis gas” Irving Wender.
- [ref. 11]: “Gasification” Christopher Higman (Lurgi Öl Gas Chemie, Schwalback, Alemania) y Maarten J. van de Burgt (Independent engineering consultant, Akersloot, Países Bajos)
- [ref. 12]: “Gasification Processes Old and New: A Basic Review of the MAJOR Technologies” Ronald W. Breault.
- [ref. 13]: <http://www.showmegold.org/news/Mesh.htm>
- [ref. 14]: “Coal gasification and its applications” David A. Bell.
- [ref. 15]: <http://www.epa.gov/ttn/chief/ap42/ch01/final/c01s01.pdf>
- [ref. 16]: <http://www.elcogas.es/es/tecnologia-gicc>
- [ref. 17]:  
[http://www.idae.es/index.php/mod.documentos/mem.descarga?file=/documentos\\_10737\\_Biomasas\\_gasificacion\\_07\\_d2adcf3b.pdf](http://www.idae.es/index.php/mod.documentos/mem.descarga?file=/documentos_10737_Biomasas_gasificacion_07_d2adcf3b.pdf)



[ref. 18]: “The Technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation”. Energy Research Group, Aston University, Birmingham B4 7ET, UK.

[ref. 19]: “Gasification- Fundamental and Processes” Gordon Couch, Rohan Fernando, Colin Henderson, Alice Kristiansen, Stuart C Mitchell and others (Coal on line: <http://www.coalonline.org/site/coalonline/content/home>)

[ref. 20]: “Gas cleaning in demanding applications” J.P.K. Seville

[ref. 21]: “NO<sub>x</sub> emissions and controls” Anne M Carpenter, Robert M Davidson, Kazunori Fukasawa and others (Coal on line)

[ref. 22]:  
<http://www.iea-coal.org.uk/site/2010/database-section/ccts/dry-scrubbers?>

[ref. 23]:  
<http://learn.uci.edu/oo/getOCWPage.php?course=OC0811004&lesson=004&topic=004&page=9>