

*Ismael Prieto Fernández*

# CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE

**CO<sub>2</sub>** CO<sub>2</sub> CO<sub>2</sub> CO<sub>2</sub> CO<sub>2</sub> CO<sub>2</sub> CO<sub>2</sub> CO<sub>2</sub>

# PROCEDENTE DE INSTALACIONES DE COMBUSTIÓN PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA



**Grupo de investigación de Ingeniería Térmica**

## INDICE DE MATERIAS

<b>1. INTRODUCCIÓN</b> .....	3
<b>2. TECNOLOGÍAS EXISTENTES</b> .....	4
<b>2.1 SISTEMAS DE POSTCOMBUSTIÓN</b> .....	5
2.1.1 <i>Introducción</i> .....	5
2.1.2 <i>Tecnologías existentes: procesos de absorción</i> .....	5
2.1.3 <i>Descripción general</i> .....	6
2.1.4 <i>Pretratamiento necesario de los humos</i> .....	8
2.1.5 <i>Penalización en la eficiencia de la generación de energía con captura de CO<sub>2</sub></i> .....	8
2.1.6 <i>Efluentes</i> .....	9
2.1.7 <i>Tecnologías emergentes</i> .....	9
2.1.7.1 <i>Otros procesos de absorción</i> .....	9
2.1.7.2 <i>Procesos de adsorción</i> .....	9
2.1.7.3 <i>Membranas</i> .....	10
2.1.7.4 <i>Solventes sólidos</i> .....	10
2.1.8 <i>Status y perspectivas</i> .....	11
<b>2.2. SISTEMAS DE OXICOMBUSTIÓN</b> .....	12
2.2.1 <i>Ciclo de vapor-oxicombustión por calentamiento indirecto</i> .....	12
2.2.2 <i>Pruebas de oxicombustión en plantas piloto</i> .....	13
2.2.3 <i>Evaluación de centrales convertidas a oxicombustión</i> .....	13
2.2.4 <i>Central avanzada con cero emisiones (AZEP, Advanced Zero Emisión Power plant)</i> .....	14
2.2.5 <i>Turbina de gas-oxicombustión por calentamiento directo</i> .....	15
2.2.6 <i>Ciclo de vapor-oxicombustión por calentamiento directo</i> .....	16
2.2.7 <i>Técnicas y mejoras en la producción de oxígeno</i> .....	16
2.2.7.1 <i>Separación criogénica de oxígeno</i> .....	16
2.2.7.2 <i>Membranas transportadoras de iones de oxígeno a alta temperatura</i> .....	17
2.2.7.3 <i>Combustión con bucle químico</i> .....	18
2.2.8 <i>Status y perspectivas</i> .....	18
<b>2.3. SISTEMAS DE PRECOMBUSTIÓN</b> .....	19
2.3.1 <i>Introducción</i> .....	19
2.3.2 <i>Tecnologías existentes</i> .....	20
2.3.2.1 <i>Reformado con vapor de gas e hidrocarburos ligeros</i> .....	20
2.3.2.2 <i>Oxidación parcial de gas e hidrocarburos ligeros</i> .....	21
2.3.2.3 <i>Auto-thermal reforming de gas e hidrocarburos ligeros</i> .....	21
2.3.2.4 <i>Reformado con calentamiento con el gas</i> .....	21
2.3.2.5 <i>Gasificación de carbón, derivados del petróleo o biomasa</i> .....	21
2.3.2.6 <i>Gasificación Integrada en Ciclo Combinado</i> .....	24
2.3.2.7 <i>Obtención de hidrógeno a partir de carbón con captura de CO<sub>2</sub></i> .....	24
2.3.2.8 <i>Obtención de combustibles líquidos y productos múltiples partiendo de carbón</i> .....	25
2.3.2.9 <i>Adsorción basada en la oscilación de la presión</i> .....	26
2.3.2.10 <i>Procesos con solventes químicos</i> .....	26
2.3.2.11 <i>Procesos con solventes físicos</i> .....	27
2.3.2.12 <i>Efectos de otras sustancias contaminantes</i> .....	27
2.4 <b>TECNOLOGÍAS EMERGENTES</b> .....	28
2.4.1 <i>Reacción de sorción mejorada</i> .....	28
2.4.2 <i>Reactores de membrana para la producción de hidrógeno con captura de CO<sub>2</sub></i> .....	28
2.4.3 <i>Reformador de microcanales</i> .....	30
2.4.4 <i>Conversión en hidrógeno y carbono</i> .....	31
2.4.5 <i>Tecnologías basadas en el óxido de calcio</i> .....	31
2.3.4 <i>Tecnologías “llave”</i> .....	32
<b>3. STATUS Y PERSPECTIVAS</b> .....	32
<b>4. IMPACTOS DE LOS SISTEMAS DE CAPTURA DE CO<sub>2</sub> EN LAS EMISIONES Y EN LA UTILIZACIÓN DE RECURSOS</b> .....	33
4.1 <i>Visión general de las emisiones de los sistemas de captura</i> .....	33
4.2 <i>Marco para la evaluación del impacto de los sistemas de captura</i> .....	33
<b>5. COSTES DE LA CAPTURA DE CO<sub>2</sub></b> .....	35
5.1 <i>Factores que afectan al coste de captura de CO<sub>2</sub></i> .....	35
5.1.1 <i>Coste de la inversión</i> .....	36
5.1.2 <i>Incremento del coste del producto (energía eléctrica)</i> .....	36
5.1.3 <i>Coste del CO<sub>2</sub> evitado</i> .....	36
5.1.4 <i>Coste del CO<sub>2</sub> eliminado o capturado</i> .....	37
5.2 <i>Resumen de las estimaciones de costes de captura de CO<sub>2</sub></i> .....	37
<b>6. ALMACENAMIENTO DE CO<sub>2</sub></b> .....	39
6.1 <i>Yacimientos de petróleo y gas</i> .....	41
6.2 <i>Capas de carbón no explotables</i> .....	41
6.3 <i>Formaciones profundas de agua salada</i> .....	42
6.4 <i>Almacenamiento en océanos</i> .....	42
6.5 <i>Almacenamiento en mineralizaciones</i> .....	42
<b>7. BIBLIOGRAFÍA</b> .....	44
<b>8. ABREVIATURAS</b> .....	45

# CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE CO<sub>2</sub> PROCEDENTE DE INSTALACIONES DE COMBUSTIÓN PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

## 1. INTRODUCCIÓN

En la actualidad dentro de los gases efecto invernadero, el CO<sub>2</sub> es el que se emite en mayor cantidad debido a que es uno de los gases residuales de la combustión de cualquier combustible fósil

Las emisiones de CO<sub>2</sub> a nivel mundial se reparten de la siguiente manera:

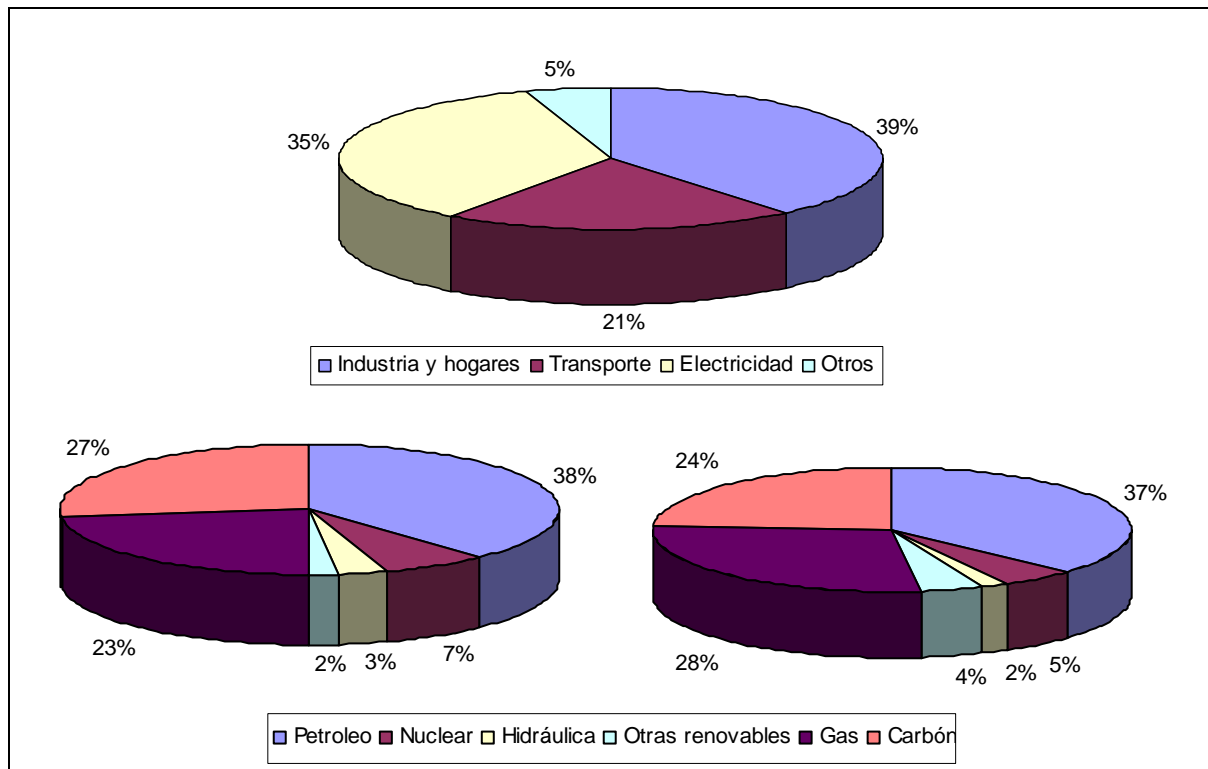


Figura 1. Reparto de las emisiones de CO<sub>2</sub> a nivel mundial

El 88 % de la generación eléctrica es causante del 35 % de las emisiones de CO<sub>2</sub> en el año 2000, mientras que utilizando el mismo criterio en el año 2030 el 89 % de la generación eléctrica será la causante del mismo 35 % de emisiones

La producción de energía eléctrica es la única causa de la que se puede hablar de la posibilidad de reducciones superiores a un 90 % y, por tanto, de auténtico control de los gases de efecto invernadero.

Para la disminución de los gases procedentes del transporte, la alternativa sería la implantación de la economía del H<sub>2</sub> en el transporte. Pero para producir H<sub>2</sub> también se genera CO<sub>2</sub>, si procede de combustibles fósiles.

Actualmente existen varios métodos viables de captura del CO<sub>2</sub> para los sectores energético e industrial siendo posible la absorción por métodos químicos o por métodos físicos. Ambos se pueden llevar a cabo mediante tecnologías de pre-combustión, post-combustión y oxy-combustión.

La tecnología por absorción química está bastante desarrollada y lleva en uso varios años, se utiliza en generación eléctrica (carbón, fuel, gas), plantas químicas, producción de fertilizantes, etc., y alcanza una absorción del 99 % de CO<sub>2</sub>, con unos costes que oscilan entre 28 y 79 €/t CO<sub>2</sub>

La tecnología de absorción física es más innovadora y se utiliza preferentemente a altas presiones. La Gasificación Integrada de Ciclo Combinado (GICC) se puede utilizar tanto en pre-combustión como en post-combustión. En este texto se procede a su análisis.

Además de estas tecnologías comentadas, existen otras muchas en proceso de desarrollo con distintos grados de avance

El hecho de que no exista actualmente en el mundo ninguna instalación de captura de CO<sub>2</sub> en funcionamiento, a escala de una central térmica, exige fijar como objetivo de la elaboración de este texto un resumen del estado del arte de la captura de CO<sub>2</sub>.

Se hace un análisis detallado basado en una amplia información obtenida de fuentes muy diversas.

El alcance de este texto se ve condicionado por la escasa madurez tecnológica y comercial de los sistemas de captura de CO<sub>2</sub>.

## 2. TECNOLOGÍAS EXISTENTES

Las técnicas existentes hasta el momento para la captura del CO<sub>2</sub> se han agrupado en tres categorías generales:

- Post-combustión.
- Oxi-combustión.
- Pre-combustión.
- Procesos Industriales.

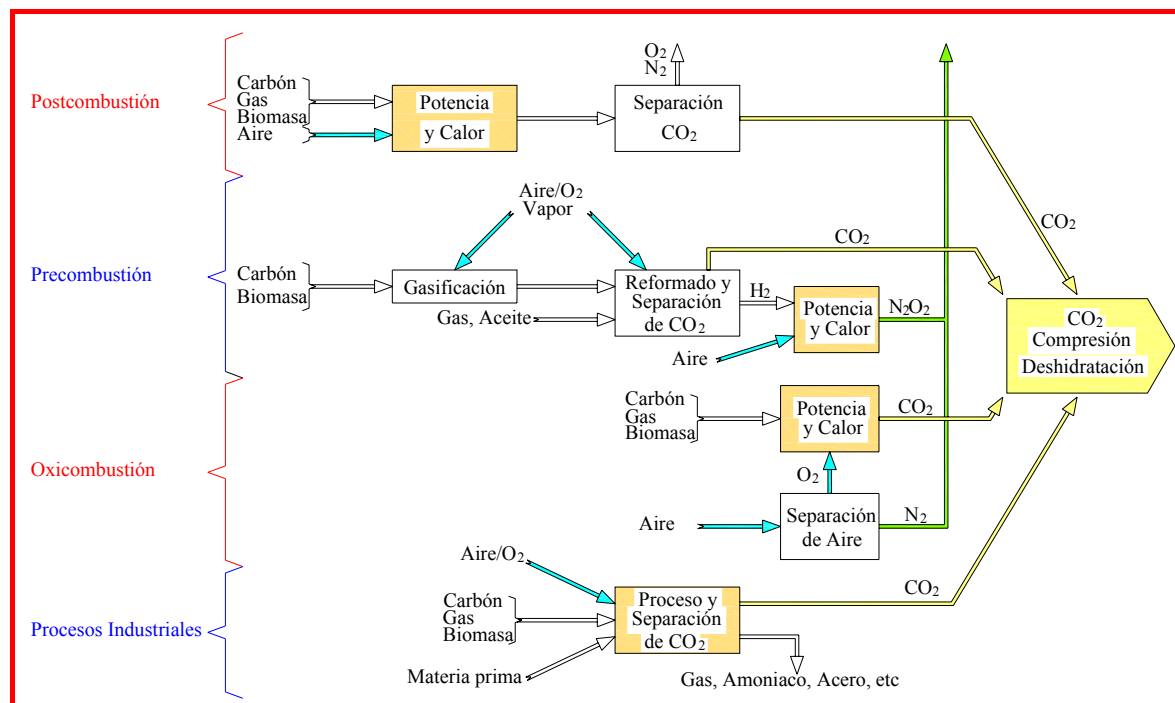


Figura 2. Sistemas de captura de CO<sub>2</sub>

En la figura 2 se puede ver un esquema de los sistemas de captura

El CO<sub>2</sub> ha sido capturado desde hace más de ochenta años en distintos procesos industriales, aunque, por la falta de incentivo para su almacenamiento, se solía ventear a la

atmósfera. Son ejemplos de estos procesos la purificación del gas natural y la purificación del gas de síntesis que contiene  $H_2$  para la fabricación de amoníaco, alcoholes y combustibles líquidos sintéticos. Las tecnologías utilizadas en estos procesos son básicamente las mismas que se utilizan en la post-combustión, oxi-combustión y precombustión, por lo que en el texto se tratarán más ampliamente estos sistemas.

En los siguientes apartados se enumeran y desarrollan brevemente, dentro de las tres categorías anteriores, las opciones tecnológicas de captura más importantes existentes o en desarrollo hasta la actualidad.

## 2.1 SISTEMAS DE POSTCOMBUSTIÓN

### 2.1.1 Introducción

Los sistemas de captura de  $CO_2$  encuadrados en la tecnología de postcombustión se basan en la separación del  $CO_2$  de los humos generados en los procesos de combustión de combustibles fósiles (como las centrales térmicas clásicas). En principio este sistema de captura puede aplicarse a humos procedentes de la combustión de cualquier combustible fósil pero en la práctica las impurezas que contengan afectaran al diseño y al coste de la instalación. Por lo cual se hace necesaria la colocación, aguas arriba del sistema de captura de  $CO_2$ , de unidades que eliminen otros contaminantes, como pueden ser  $SO_x$ ,  $NO_x$ , partículas, ácidos, mercurio, etc.

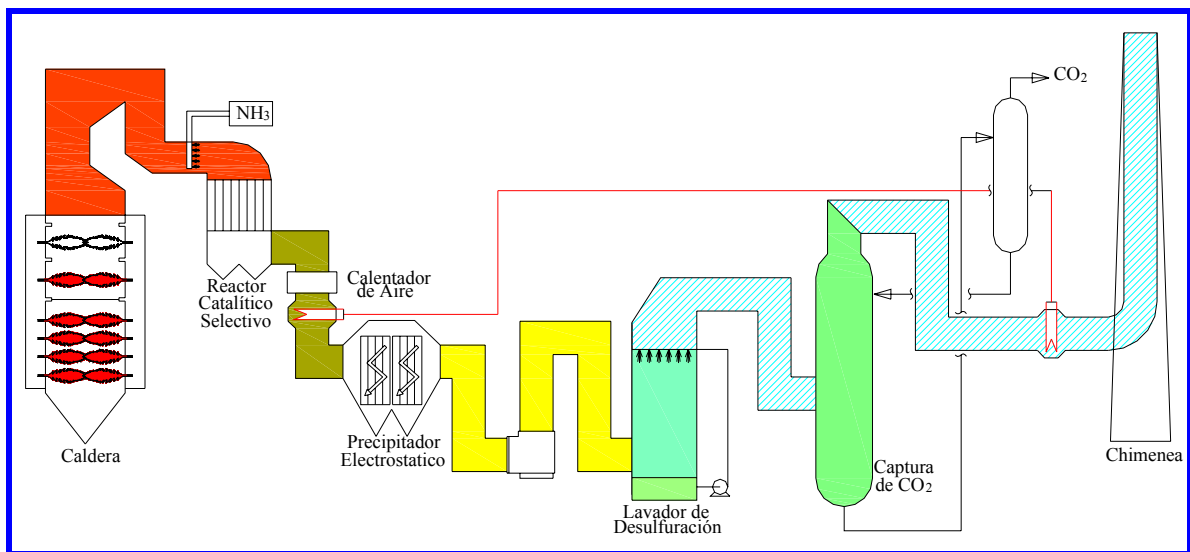


Figura 3. Esquema de una planta de carbón pulverizado con captura de  $CO_2$  y control de otras emisiones

En la figura 3 se puede ver un esquema del proceso que siguen los humos de combustión después de salir de la caldera atravesando de diversos equipos donde se van eliminando sucesivamente los agentes contaminantes.

Los sistemas de pos-combustión se pueden agrupar, según el Informe del IPCC sobre captura de  $CO_2$  (2005) en tecnologías existentes y tecnologías emergentes.

### 2.1.2 Tecnologías existentes: procesos de absorción

Hay que resaltar que, en general, de todos los sistemas conocidos para la captura del  $CO_2$ , los basados en la post-combustión son los más desarrollados hasta el momento y acumulan una cierta experiencia comercial a una escala suficientemente grande.

Dentro de los varios procesos que se pueden usar para capturar el  $CO_2$  de los gases de

combustión, diferentes estudios comparativos (Hendriks, 1994; Riemer and Omerod, 1995; IEA GHG, 2000b) han demostrado que la mejor opción son los procesos de absorción basados en solventes químicos. Estos procesos ofrecen una altísima eficiencia de captura y selectividad, requieren una menor energía y tienen un menor coste que el resto de procesos de post-combustión. Además, esta tecnología está disponible comercialmente, aunque aún no a escala de una central de generación de energía eléctrica. A continuación se estudia con más detalle esta tecnología

### 2.1.3 Descripción general

Los procesos de absorción usados en la post-combustión se sirven del carácter reversible de la reacción química de un solvente acuoso alcalino con un gas ácido. El esquema del proceso de absorción usado en post-combustión se muestra en la figura 4.

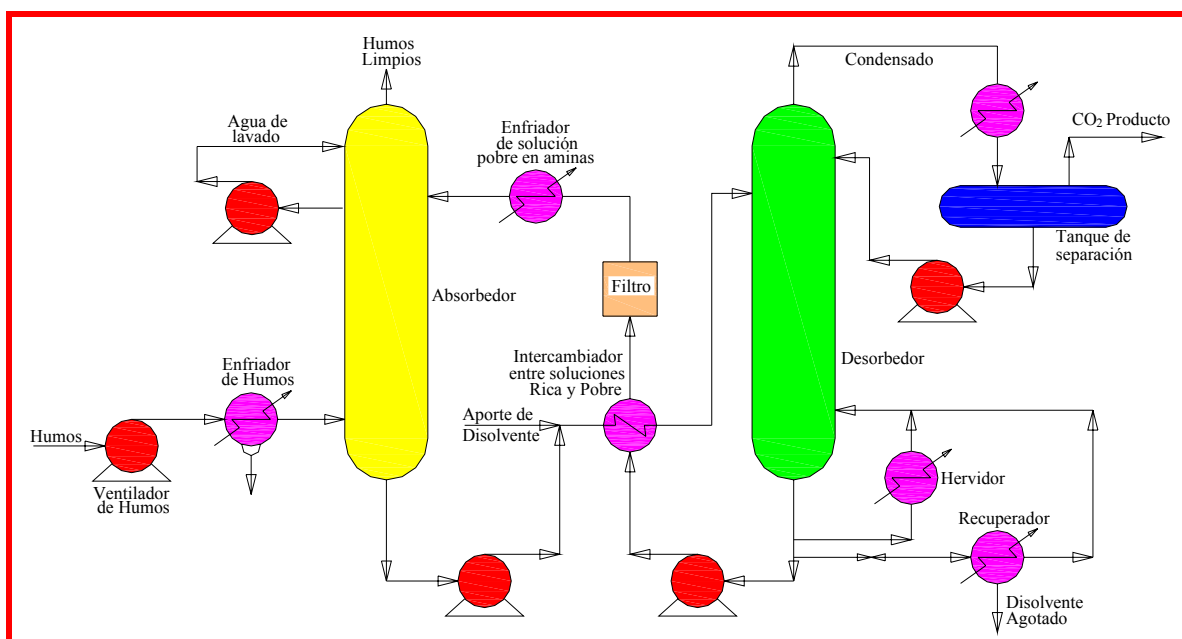
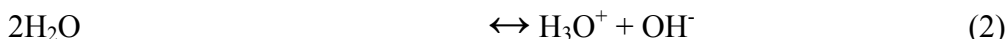
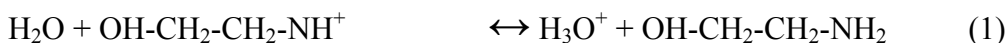


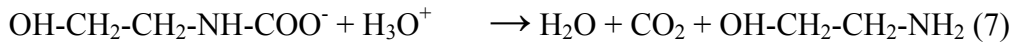
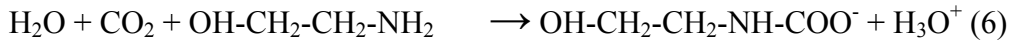
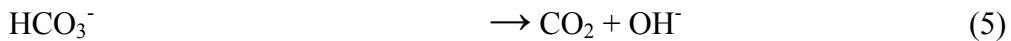
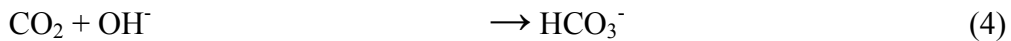
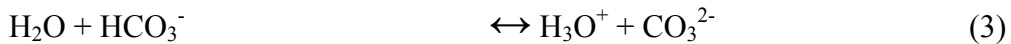
Figura 4. Diagrama de flujo del proceso de absorción de CO<sub>2</sub> con aminas

Los humos procedentes de la caldera se enfrían antes de entrar en contacto con el solvente en el absorbedor. En dicho equipo, a una temperatura entre 40 y 60 °C, el CO<sub>2</sub> es absorbido por el solvente. Los gases restantes pasan por una sección de lavado con agua que además de evitar el escape de reactivo con los humos, ya sin CO<sub>2</sub>, sirve como aportación de agua al sistema.

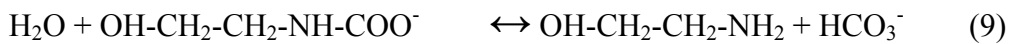
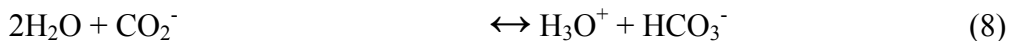
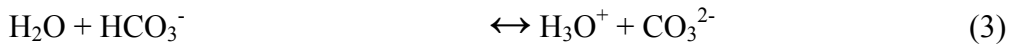
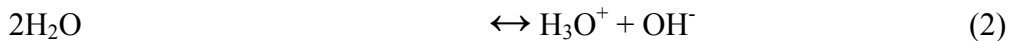
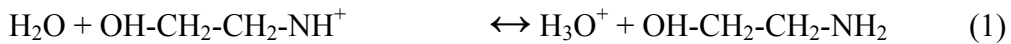
Los humos libres de CO<sub>2</sub> abandonan el absorbedor por su parte superior. El solvente que ha absorbido el CO<sub>2</sub> se bombea hacia la parte superior de un desorbedor (*stripper* en la literatura anglosajona) a través de un intercambiador de calor. En dicho equipo se produce la regeneración del solvente a una temperatura más alta (100-140 °C) y a presiones no mucho más altas que la atmosférica. Para mantener las condiciones de regeneración es necesario suministrar energía térmica, lo que significa una penalización energética. Dicha energía se consume principalmente en el calentamiento del solvente para la desorción del CO<sub>2</sub>

Las reacciones que intervienen en el proceso en el absorbedor son las siguientes:





Las reacciones (1) a (3) son equilibrios y las (4) a (7) son cinéticas. Las reacciones que tienen lugar en el desorbedor son:



Todas las cinco ecuaciones son equilibrios, que corresponden a reacciones instantáneas en el desorbedor. Las reacciones (1) a (3) son comunes en el absorbedor y en el desorbedor

Los parámetros clave a la hora de determinar la operación técnica y económica de un sistema de absorción son:

- Caudal de humos, que determina el tamaño del *absorbedor*.
- Contenido de CO<sub>2</sub> en los humos. La presión parcial en el gas condiciona la elección del solvente
- Eliminación de CO<sub>2</sub> entre el 80 y el 95 %; se adopta un compromiso entre eficiencia de captura y coste
- Caudal de solvente. Depende de los parámetros anteriores y determina el tamaño del resto de equipos (aparte del absorbedor)
- Energía requerida. Es la suma de la energía térmica necesaria para la regeneración del solvente y la eléctrica utilizada para la operación de las bombas de líquido, del ventilador de humos y para la compresión del CO<sub>2</sub> hasta la presión de transporte y almacenamiento.
- Necesidad de enfriar los gases de combustión y el solvente en aras de trabajar a temperaturas a las que la captura de CO<sub>2</sub> sea eficiente

En general el CO<sub>2</sub> capturado en un proceso de absorción con aminas es de una pureza del 99,9 % en volumen (en condiciones de vapor saturado) y a una presión de 50 kPa. Puesto que la presión parcial del CO<sub>2</sub> en los gases de combustión es muy baja la elección del solvente adecuado es esencial. El solvente escogido debe tener una gran capacidad de absorción de CO<sub>2</sub>, calor de desorción bajo, baja formación de subproductos y una tasa de descomposición baja.

A continuación se señalan los tres procesos de absorción disponibles comercialmente para sistemas de captura del CO<sub>2</sub> por postcombustión:

- The Kerr-McGee/ABB Lummus Crest Process (Barchas and Davis, 1992).
- The Fluor Daniel ECONAMINE Process.
- The Kansai Electric Power Co., Mitsubishi Heavy Industries, Ltd., KEPCO/MHI

## Process

Tabla 1. Características de los procesos de absorción con aminas utilizados comercialmente

<b>Proceso</b>	<i>The Kerr-McGee/ABB Lummus Crest Process</i>	<i>The Fluor Daniel ECONAMINE Process</i>	<i>The Kansai Electric Power Co., Mitsubishi Heavy Industries, Ltd., KEPCO/MHI Process</i>
<b>Autores, año</b>	Barchas y Davis, 1992	Sander y Mariz, 1992, Chapel <i>et al.</i> , 1999	Mimura <i>et al.</i> , 1999 y 2003
<b>Combustible de la caldera</b>	Coque y carbón	-	-
<b>Solvente</b>	Disolución acuosa de MEA (monoetanolamina) del 15-20% en peso	Disolución acuosa de MEA (monoetanolamina) del 30% en peso	Aminas <i>Sterically-hindered</i> KS-1, KS-2, KS-3
<b>Máxima capacidad de captura (tCO<sub>2</sub>/día)</b>	800	320	200
<b>Consumo de solvente</b>	El consumo de solvente principal oscila entre 0,2-1,6 kg/tCO <sub>2</sub> . KS-1 es el que menos consume y ECONAMINE el que más		

**2.1.4. Pretratamiento necesario de los humos**

Los humos de combustión de una central térmica están generalmente a una temperatura por encima de los 100 °C por lo que se hace necesario enfriarlos hasta los niveles requeridos por los procesos de absorción. Este enfriamiento puede realizarse mediante un enfriador donde el gas se ponga en contacto con agua, sirviendo también para la eliminación de pequeñas partículas. Además, los gases de combustión de carbones contendrán otros gases ácidos como SO<sub>x</sub> o NO<sub>x</sub> (en el caso del gas natural normalmente sólo NO<sub>x</sub>) que reaccionarían con el solvente, lo que no es deseable, por lo que su eliminación previa hasta valores muy bajos resulta esencial. La proporción en la que se deben reducir esos componentes es el resultado de un compromiso entre el coste del consumo de solvente de CO<sub>2</sub> y los costes de eliminación de tales compuestos. En función del proceso de captura se ha llegado a diferentes resultados. En definitiva, para el caso de la captura del CO<sub>2</sub> de una caldera de carbón, la central deberá estar equipada generalmente con una unidad de eliminación de óxidos de nitrógeno, un precipitador electrostático o un filtro de mangas para eliminar las cenizas y una unidad de desulfuración.

**2.1.5. Penalización en la eficiencia de la generación de energía con captura de CO<sub>2</sub>**

Una característica fundamental de los sistemas de postcombustión para captura de dióxido de carbono basados en la absorción, es el alto consumo energético y la penalización que esto supone en la eficiencia de la central. Esto se debe fundamentalmente al calor que es necesario aportar para la regeneración del solvente y la desorción del CO<sub>2</sub> y en menor medida a la electricidad requerida para el accionamiento de máquinas.

Los valores de los distintos consumos de energía que conlleva la captura de CO<sub>2</sub> son los mostrados en la tabla 2:



Tabla 2. Consumos energéticos de una instalación de absorción con aminas para una central de carbón y otra de gas.

	Central de carbón (GJ/tCO <sub>2</sub> )	Central de gas natural (GJ/tCO <sub>2</sub> )
Calor de absorción	2,7-3,3	
Electricidad para bombeo	0,06-0,11	0,21-0,33
Compresión del CO <sub>2</sub> a 110 bar	0,4	

En principio la energía térmica necesaria para la regeneración (que como se observa en la tabla anterior es el consumo energético más importante ya que representa aproximadamente el 80 % del total) puede ser aportada por una caldera auxiliar si el sistema de captura se está adaptando a una central existente. Sin embargo la mayoría de los estudios se centran en un proceso global en el que el sistema de absorción está integrado en la central eléctrica (a través de extracciones del ciclo). Dicha integración requiere la modificación de la parte de baja presión del ciclo y extracciones de vapor que tendrán menos disponibilidad para la producción de energía. También es posible utilizar parte del calor evacuado en el condensador, aunque con limitaciones importantes derivadas de su bajo nivel térmico.

En todo caso la penalización está estrechamente ligada al solvente elegido. Estudios llevados a cabo por el Programa Efecto Invernadero de la Agencia Internacional de la Energía han concluido que el proceso comercial que presenta una menor penalización es el KEPCO/MHI, que utiliza como solvente una amina *hindered*

### 2.1.6. Efluentes

Como resultado de la descomposición de las aminas se generan efluentes como el amoniaco y sales estables. Existen procesos en los que dichas sales estables se eliminan de la disolución en un recuperador o *reclaimer*, creándose un residuo efluente que se trata según las pertinentes normas de Seguridad, Salud y Medio Ambiente.

### 2.1.7. Tecnologías emergentes

#### 2.1.7.1. Otros procesos de absorción

Actualmente se están investigando nuevos solventes con objeto de conseguir un menor consumo de energía en su regeneración. Además están apareciendo nuevos diseños de procesos, se está tratando de aumentar la concentración de la solución de MEA (puesto que eso tiende a reducir el tamaño de los equipos), se intenta prevenir la degradación oxidativa de la MEA y también se ha propuesto la eliminación del oxígeno de los humos de cara a poder operar con solventes sensibles a dicho compuesto.

#### 2.1.7.2. Procesos de adsorción

Para capturar el CO<sub>2</sub> a través de procesos de adsorción se usan carbones activados o tamices moleculares. La desorción se realiza por oscilación de presión o de temperatura (*PSA* o *TSA*), especialmente por el primero de esos métodos. Los procesos de adsorción se han usado además en procesos de precombustión, como se explica más adelante, para separar CO<sub>2</sub> de gas de síntesis para la producción de hidrógeno pero sin haberse alcanzado todavía un desarrollo comercial.

Puede concluirse que basándose en modelos matemáticos y en datos de las plantas

piloto, el diseño de una instalación industrial de captura de CO<sub>2</sub> a gran escala es factible, pero un serio inconveniente de todos los métodos de adsorción es la necesidad de tratar el gas, antes de la separación de CO<sub>2</sub> en un adsorbedor.

### **2.1.7.3. Membranas**

Los procesos con membranas se usan comercialmente para la eliminación del CO<sub>2</sub> del gas natural a alta presión y con una alta concentración de CO<sub>2</sub>. En humos de combustión la baja presión parcial del dióxido de carbono le confiere una baja “fuerza” para la separación del gas. El resultado es que la separación con las membranas poliméricas comercialmente disponibles redundaría en mayores consumos energéticos que los requeridos para los procesos de absorción química. Además, el máximo porcentaje de CO<sub>2</sub> capturado es menor.

La opción con membrana que está recibiendo más atención en los estudios es la de un sistema híbrido membrana-absorbente. Sus ventajas consisten en evitar problemas de operación que ocurren en los sistemas convencionales de absorción, donde los caudales de líquido y gas entran en contacto directo. La solución de estos problemas lleva a que no son necesarios equipos tan grandes (con la consiguiente reducción del coste de la inversión).

También se han realizado esfuerzos de investigación y desarrollo en membranas de transporte fácil. En este caso la fuerza para la separación proviene de la diferencia de presión parcial entre los componentes.

### **2.1.7.4. Solventes sólidos**

Existen sistemas de postcombustión que hacen uso de solventes sólidos regenerables para eliminar el CO<sub>2</sub> a temperaturas relativamente altas. El uso de dichas temperaturas en el proceso de separación facilita la posibilidad de reducir la penalización en la eficiencia de estos sistemas con respecto a los métodos de absorción.

En principio estos métodos siguen el esquema ya explicado en el que los humos de combustión se ponen en contacto con el solvente en un reactor para permitir la reacción del CO<sub>2</sub> con el solvente (generalmente la carbonatación de un óxido metálico). El sólido puede separarse fácilmente de la corriente de gases y enviarse, para su regeneración, a otro reactor diferente. En vez de desplazar los sólidos, el reactor puede prepararse para funcionar bien en modo absorción o regeneración.

El inconveniente de este método es que el mayor coste de estos solventes sólidos les exige demostrar unas mejores condiciones de operación para que resulten mejores, desde el punto de vista económico, que los tradicionales usados en procesos de absorción.

Los solventes sólidos que han sido estudiados para la captura de CO<sub>2</sub> a gran escala son óxidos de sodio y potasio y carbonatos, además de óxidos de litio y calcio de alta temperatura. En particular el uso de CaO como solvente para separar CO<sub>2</sub> ha sido propuesto en numerosas ocasiones y ha sido probado en una pequeña central piloto de lecho fluido. Un punto débil que presenta es que los solventes naturales se desactivan rápidamente, exigiendo un gran aporte constante de solvente para mantener la actividad del bucle de captura-regeneración. Aunque el subproducto puede utilizarse en la industria del cemento y el coste del solvente no es excesivo se han propuesto métodos para incrementar la actividad de los solventes basados en CaO.

Dentro de este apartado tenemos que destacar el proyecto de INCAR-CSIC y HUNOSA para la construcción en La Pereda (Mieres) de una **Planta Piloto de 1 MW aproximadamente para Captura de CO<sub>2</sub> por Postcombustión, Mediante Ciclos de Carbonatación-Calcinación**. Como primer paso se ha construido en el INCAR un prototipo de 30 kW a nivel de laboratorio, cuyo esquema se muestra en la figura 5. La planta está formada por un reactor de lecho fluido circulante que actúa como carbonatador, una

separación mediante ciclones y otro reactor de lecho fluido circulante que actúa como calcinador. Al carbonatador se le suministran por la parte inferior los gases de los que se quiere eliminar el  $\text{CO}_2$ , en él se produce la reacción de carbonatación,  $\text{CO}_2 + \text{CaO} \leftrightarrow \text{CaCO}_3$ , mediante la que se elimina el  $\text{CO}_2$ , a una temperatura inferior a  $700\text{ }^\circ\text{C}$ . El  $\text{CaO}$  procede del calcinador. La mezcla que sale del carbonatador se alimenta a un ciclón donde se separan gases y sólidos. Los gases son los humos sin  $\text{CO}_2$ . El  $\text{CaCO}_3$  separado en el ciclón se envía al calcinador donde se produce la calcinación en lecho fluido, aportando calor mediante la combustión en flujo de aire, a una temperatura superior a  $850\text{ }^\circ\text{C}$  ( $\text{CaCO}_3 \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{CaO}$ ). Para la planta piloto de la Pereda, debe de diseñarse el calcinador de modo que la corriente que se produzca en él debe ser muy concentrada en  $\text{CO}_2$ , por lo que será necesario recurrir a la oxicomustión o a otro sistema de aporte de calor (por ejemplo sólidos calientes como el mismo  $\text{CaO}$ ). La salida del calcinador se alimenta a otro ciclón donde se separan los sólidos ( $\text{CaO}$ ), que se recirculan al carbonatador, de los gases que serán una corriente rica en  $\text{CO}_2$ . El  $\text{CO}_2$  obtenido estará listo para compresión y secuestro.

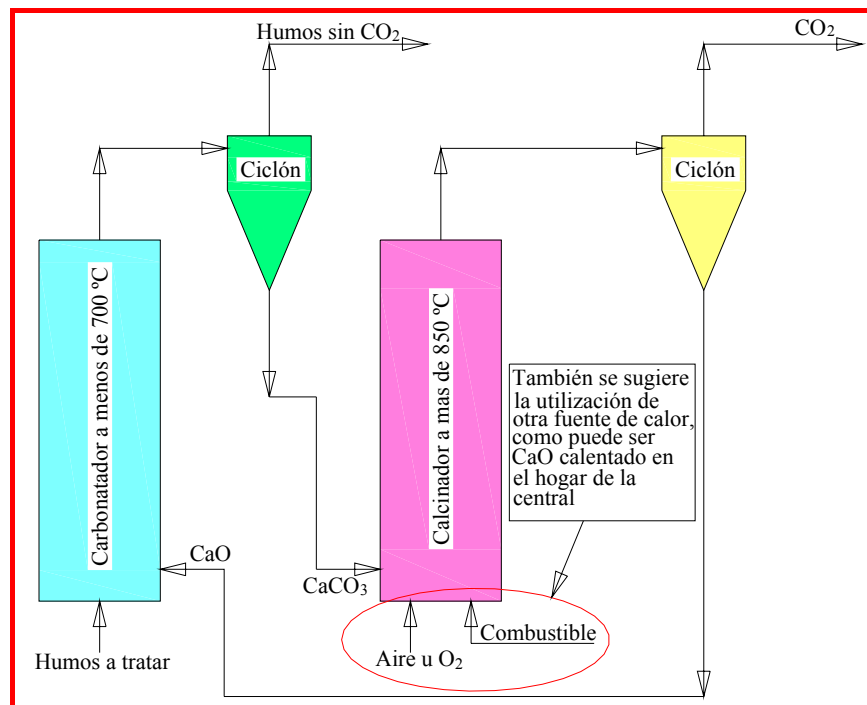


Figura 5. Instalación prototipo del INCAR previa a la piloto de la Pereda

### 2.1.8. Status y perspectivas

Los sistemas basados en la postcombustión son la elección más competitiva, en el día de hoy, para la producción a gran escala de energía y eléctrica y calor a partir de combustibles fósiles, incluso bajo regulaciones ambientales cada vez más estrictas, debido a su bajo coste de producción. Además, continuamente se produce una mejora en los materiales y los componentes de estos procesos, que permiten incrementos en la eficiencia de la conversión de energía.

Los principales sistemas de referencia para la captura por postcombustión son la capacidad instalada hoy en día (2005) de centrales de carbón y gas natural (970 GWe de ciclos de vapor subcrítico, 155 GWe de ciclos de vapor supercrítico o ultrasupercrítico con combustión de carbón, 339 GWe de ciclos combinados de gas, 333 GWe de gas natural y vapor y 17 Gwe de combustión de carbón en lecho fluido. A esto hay que añadir una

capacidad adicional de 454 GWe de centrales basadas en derivados del petróleo (fuel oil y gasoil fundamentalmente) una proporción significativa de las cuales opera basándose en la combustión con aire. Además las perspectivas actuales indican que la eficiencia de los ciclos supercríticos superará el 50 % en la próxima década y que los ciclos combinados de gas natural alcanzarán eficiencias del 65 % hacia 2020. Esto redundará en menos emisiones de CO<sub>2</sub> por kWh y por tanto una menor pérdida de eficiencia al aplicar los sistemas de postcombustión.

Existen tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> basadas en postcombustión que están comercialmente disponibles actualmente. Estas tecnologías se aplican a sistemas de combustión de carbón o gas para la producción de CO<sub>2</sub> para aplicaciones en la industria alimentaria, bebida o producción química. Sin embargo, para estar disponibles a gran escala en centrales eléctricas de 500 MWe deben aumentar su capacidad de 20 a 50 veces. Las limitaciones de la postcombustión son conocidas y su coste económico y energético puede estimarse fácilmente. Si la captura de CO<sub>2</sub> se convierte finalmente en una vía de mitigación del cambio climático estos sistemas ocuparan un lugar importante.

En cuanto a las tecnologías emergentes, aún no está claro cuáles de ellas lograrán convertirse en alternativas comerciales (si es que alguna lo logra), luego a día de hoy no puede contarse con ellas como opciones reales de reducción de emisiones de CO<sub>2</sub>. De todas formas las profundas investigaciones que se están realizando actualmente en torno a estos procesos podrían modificar dicha conclusión.

## **2.2. SISTEMAS DE OXICOMBUSTIÓN**

Las técnicas de oxi-combustión consisten en que la combustión se realiza bien con oxígeno puro o bien con una mezcla entre oxígeno puro y CO<sub>2</sub> recirculado, eliminando previamente el nitrógeno del aire. La combustión con oxígeno puro tiene como consecuencia que se alcancen temperaturas de hasta 3500 °C, no soportables por los materiales habitualmente usados en las centrales. La temperatura de combustión está limitada a 1900 °C en una caldera de oxi-combustión de carbón. La temperatura de combustión se controla mediante la recirculación de los humos de combustión o la inyección de agua líquida a la cámara de combustión.

Los humos de combustión están fundamentalmente compuestos por CO<sub>2</sub>, vapor de agua y el exceso de oxígeno necesario para garantizar la combustión completa. Tras el enfriamiento para condensar el vapor, los humos de combustión contienen entre un 80 y un 98 % de CO<sub>2</sub>, dependiendo del combustible utilizado y del proceso de oxicombustión empleado. Esta corriente de gas se comprime, seca y purifica antes de introducirla en la tubería por donde se conducirá al emplazamiento escogido para su almacenamiento. Durante su transporte el CO<sub>2</sub> está en fase supercrítica. Los gases inertes deben ser reducidos previamente a una proporción muy pequeña para evitar el flujo bifásico. Hay que señalar que los sistemas de oxi-combustión tienen una eficiencia de captura muy cercana al 100 %.

A continuación se presentan los principales sistemas de oxi-combustión clasificados según la forma de aporte del calor de combustión y según que los humos de combustión se usen o no como fluido de trabajo.

### ***2.2.1 Ciclo de vapor-oxicombustión por calentamiento indirecto***

En estos sistemas, la cámara de oxicombustión aporta calor a un fluido diferente a través de una superficie, bien para procesos de calentamiento o para producción de energía. La aplicación de estos sistemas para la captura de CO<sub>2</sub> a sistemas de generación de electricidad se ha estudiado tanto con proyectos de plantas piloto como con estudios de retrofitting de

centrales existentes.

### 2.2.2 Pruebas de oxicomcombustión en plantas piloto

Las investigaciones que se han llevado a cabo para demostrar la aplicación de la oxicomcombustión con recirculación han sido desarrolladas principalmente a través de ensayos en plantas piloto. Dichos ensayos se han centrado en la combustión, en la transferencia de calor y en la formación de sustancias contaminantes a partir de los combustibles.

En la tabla 3 se exponen de manera breve las principales conclusiones de algunos experimentos realizados hasta la fecha:

Tabla 3. Conclusiones de algunos estudios de plantas piloto con oxicomcombustión

Autores, Año	Condiciones de partida	Conclusiones principales	
Babcock Energy Ltd. <i>et al.</i> , 1995	Carbón pulverizado, 160 kW(+ caso de estudio de 660 MW)	Mayor recirculación	Menos NO <sub>x</sub> ≈SO <sub>2</sub> , carbón en cenizas
Croiset y Thambimuthu, 2000	Carbón pulverizado	Composición idónea para alcanzar la misma T <sub>llama</sub> que en la combustión en aire (% en volumen): 35 % O <sub>2</sub> , 65 % CO <sub>2</sub> seco. No hay formación de NO <sub>x</sub> de origen térmico al eliminarse el N <sub>2</sub> del aire	
Chatel-Pelage <i>et al.</i> , 2003		Reducción del 74 % de las emisiones de NO <sub>x</sub> en comparación con la combustión de carbón en aire	

Estos y otros hallazgos prueban que la combustión sin nitrógeno en calderas diseñadas a tal efecto mejora las tasas de transferencia de calor y, de usarse materiales que toleren altas temperaturas, se podría operar con mayor % de oxígeno y menor recirculación, lo cual se traducirá en un menor tamaño necesario de la caldera.

### 2.2.3. Evaluación de centrales convertidas a oxicomcombustión

En este apartado se tratan los datos obtenidos de un estudio (Dillon *et al.* 2005) para la aplicación de técnicas de oxicomcombustión a una central de carbón pulverizado de ciclo de vapor supercrítico de nueva construcción. La eficiencia térmica global del ciclo disminuyó del 44,2 % al 35,4 % y la potencia neta de la planta se vio reducida de 677 MWe a 532 MWe (un 21,42 %). El esquema de una central de estas características se observa en la figura 6. Cabe destacar que el diseño de los quemadores y la proporción de humos recirculada se han elegido para garantizar que la temperatura de combustión sea igual a la que se obtendría para combustión con aire. Por otra parte la corriente rica en CO<sub>2</sub> se divide en tres partes: una se recircula, otra se usa como gas de transporte y secado en la alimentación de carbón y la otra es el gas producto. Además, la cantidad de aire que, de forma indeseada, penetra en la caldera, exige una unidad de separación de inertes anterior al almacenamiento del CO<sub>2</sub>. Dicha unidad podrá ser aprovechada para eliminar también NO<sub>x</sub> y SO<sub>2</sub>. Por último hay que reseñar que la eficiencia de la caldera aumenta ligeramente al instalar la oxicomcombustión.

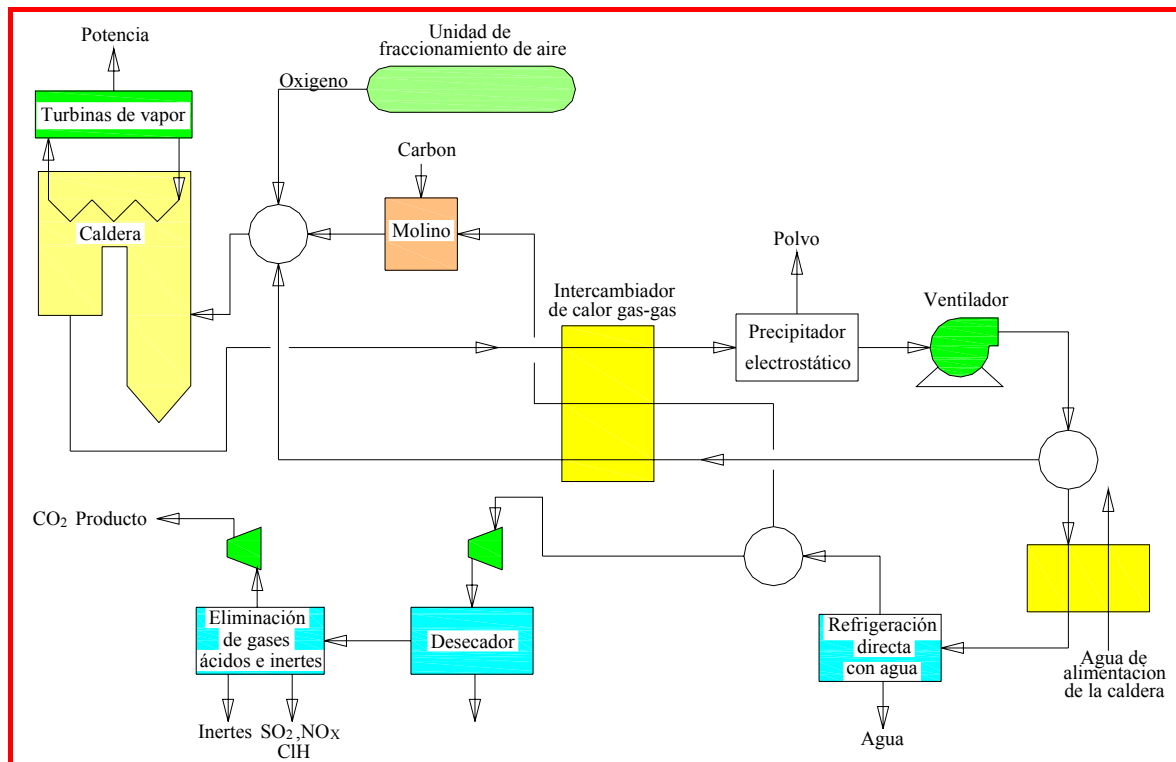


Figura 6. Esquema de una central de carbón con oxicomustión incorporada

Numerosos estudios de ingeniería de diversa índole (Simbeck y McDonald, McDonald y Palkes, Wilkinson *et al*) han tratado la adaptación de las técnicas de oxicomustión a instalaciones existentes. La principal conclusión es que no existen barreras de tipo tecnológico para realizar el retrofiting, si bien es necesario realizar complejas modificaciones en la caldera. Otra de las conclusiones es que resulta más económico diseñar las unidades de fraccionamiento de aire para una pureza del 95 % en O<sub>2</sub> en vez de para el 99,5 % añadiendo una etapa posterior de eliminación de inertes a baja temperatura. De este modo se consigue (a la salida de la caldera), una corriente formada por un 60 % de CO<sub>2</sub> y un 30 % de agua.

#### 2.2.4 Central avanzada con cero emisiones (AZEP, *Advanced Zero Emisión Power plant*)

La AZEP es un ciclo de turbina de gas con calentamiento indirecto que incorpora una membrana de transporte de oxígeno de alta temperatura (800-1000 °C). La cámara de combustión de una turbina de gas es sustituida por tres etapas:

- Separación del O<sub>2</sub> en la membrana y transporte hasta la sección de combustión
- Combustión
- Intercambio de calor de los productos de combustión al aire comprimido

El informe de captura del IPCC (2005) afirma que la eficiencia global puede situarse en torno al 49-50 % (PCI) incluyendo la compresión y el transporte del CO<sub>2</sub>.

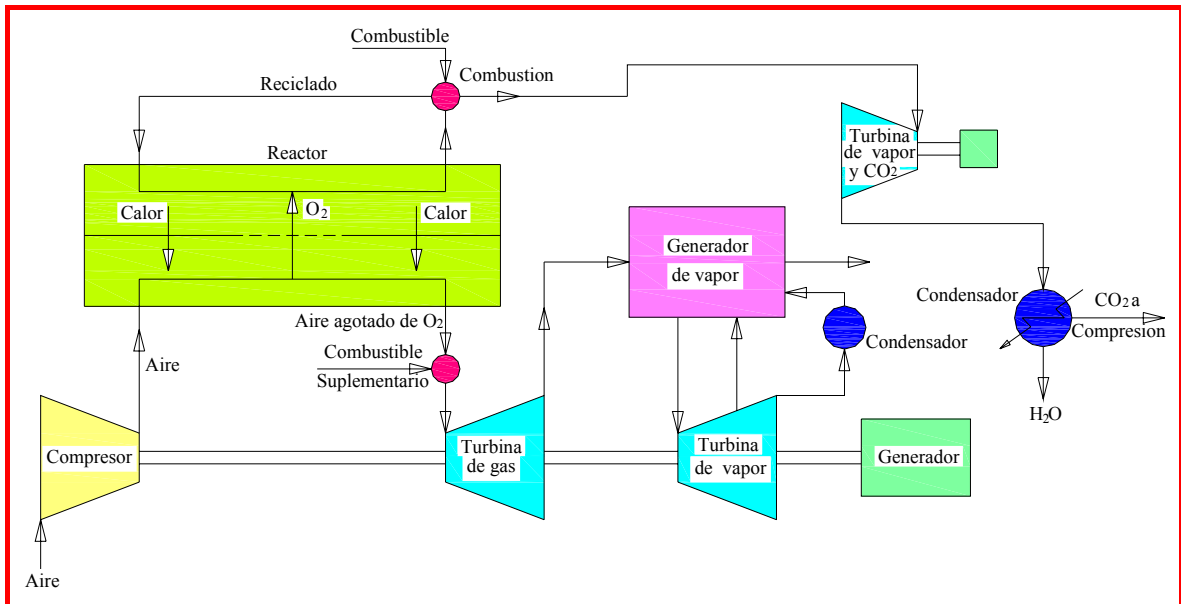


Figura 7. Esquema de una central tipo AZEP

### 2.2.5. Turbina de gas-oxicombustión por calentamiento directo

En este caso la oxicombustión se produce en una corriente recirculada rica en  $\text{CO}_2$  y presurizada. El gas caliente se expande en una turbina para generar potencia eléctrica y la salida de la turbina se enfría cediendo calor para generar el vapor de un ciclo de vapor. El gas rico en  $\text{CO}_2$  en parte se comprime y se elimina del sistema y una proporción elevada ( $\sim 90\%$ ) se recicla. Hay que señalar que este sistema sólo permite el uso como combustibles de gas natural, hidrocarburos ligeros o gas de síntesis.

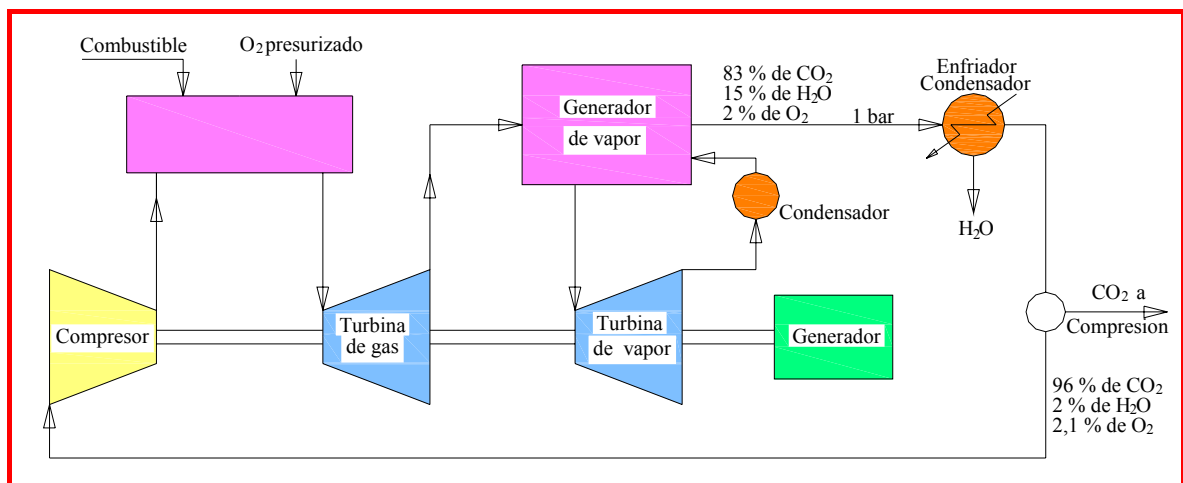


Figura 8. Esquema de funcionamiento de la turbina de gas con oxicombustión

En la figura 8 se muestra el esquema de operación del ciclo, cuyo fluido de trabajo contiene una alta proporción de  $\text{CO}_2$ . Esto exige un diseño completamente distinto y nuevo de la turbina. Un estudio reciente (Dillon *et al.*, 2005) indica que la eficiencia, incluida la compresión del  $\text{CO}_2$ , alcanza el 45 % (PCI).

Existen algunas variaciones como los llamados ciclo de Graz y ciclo de Matiant, con los que se podrían alcanzar eficiencias próximas al 50 %.

En las turbinas de gas actuales el peso molecular del fluido de trabajo es próximo al del aire (28,8 kg/kmol), mientras que en la oxicombustión con recirculación de  $\text{CO}_2$  es de

aproximadamente 43 kg/kmol en el compresor y en torno a 40 kg/kmol en la turbina, debido a que en la cámara de combustión se quema gas natural con oxígeno, lo que además de CO<sub>2</sub>, genera agua de peso molecular inferior. Este cambio de peso molecular conlleva algunos cambios de importancia como los siguientes:

- La velocidad del sonido es el 80 % de la del aire
- La densidad del gas es un 50 % mayor que la del aire
- La relación de calores específicos ( $C_p/C_v$ ) es menor que la del aire, lo que implica que hay menores cambios de temperatura en la compresión o expansión adiabáticas  $[(T_2/T_1)=(P_2/P_1)^{(\gamma-1)/\gamma}]$ . Esto hace posible aumentar la relación de presiones (de 15-18 a 30-35), lo cual tiene la ventaja de que, operando con la máxima temperatura de entrada a la turbina, admisible por los materiales, se obtiene una temperatura de salida de 600 °C, óptima para el ciclo de vapor.

Estos cambios de propiedades exigen el rediseño del compresor, de la cámara de combustión y de la parte de alta temperatura, incluyendo la turbina.

### ***2.2.6. Ciclo de vapor-oxi-combustión por calentamiento directo***

Este sistema consiste en que se inyecta agua presurizada en estado líquido que se vaporiza y se sobrecalienta debido a la inyección directa de un combustible que se quema con oxígeno puro. El gas resultante se expande en una turbina. La mayor parte del agua contenida en el gas de escape de la turbina de baja presión se enfría, se condensa y se vuelve a bombear a la cámara de combustión mientras que el CO<sub>2</sub> producido en la combustión se separa y se comprime para su transporte por tubería.

En la figura 9 se muestra un reciente desarrollo de esta tecnología realizado por la compañía estadounidense Clean Energy Systems. Como se puede apreciar en el esquema, se produce una mezcla de un 90 % de vapor sobrecalentado y un 10 % de CO<sub>2</sub> a alta presión y temperatura que se expande en una turbina de vapor convencional o avanzada. El CO<sub>2</sub> se extrae en el condensador, se purifica y se comprime. Este tipo de central requiere como combustible un gas o líquido limpio y opera a una presión entre 20 y 50 MPa. Los estudios realizados por la propia compañía concluyen que se podrían alcanzar eficiencias de un 55 % incluyendo la captura de CO<sub>2</sub>. Esta tecnología podría aplicarse inicialmente con las actuales turbinas de vapor, si bien el principal reto es el diseño de turbinas que puedan trabajar con temperaturas de entrada superiores a 1300 °C, para lo cual se necesitaría aplicar la tecnología usada en la parte caliente de los ciclos de gas. Esta tecnología ha sido probada en una planta piloto de 110 kW, y actualmente se está desarrollando una central de 6 MWe con captura de CO<sub>2</sub>.

### ***2.2.7. Técnicas y mejoras en la producción de oxígeno***

El oxígeno es el requisito fundamental exigido para desarrollar cualquier sistema de oxi-combustión. Además, es una tecnología “llave” para la captura de CO<sub>2</sub> por precombustión. A continuación se describen sistemas existentes a gran escala para la producción de O<sub>2</sub> y otros en fase de investigación con los que se desea reducir el consumo de energía y el coste del proceso.

#### ***2.2.7.1. Separación criogénica de oxígeno***

Actualmente las grandes cantidades de oxígeno requeridas para los procesos de captura de CO<sub>2</sub> por oxi-combustión y precombustión sólo pueden ser producidas de forma económica por medio de la destilación de aire a temperaturas criogénicas.



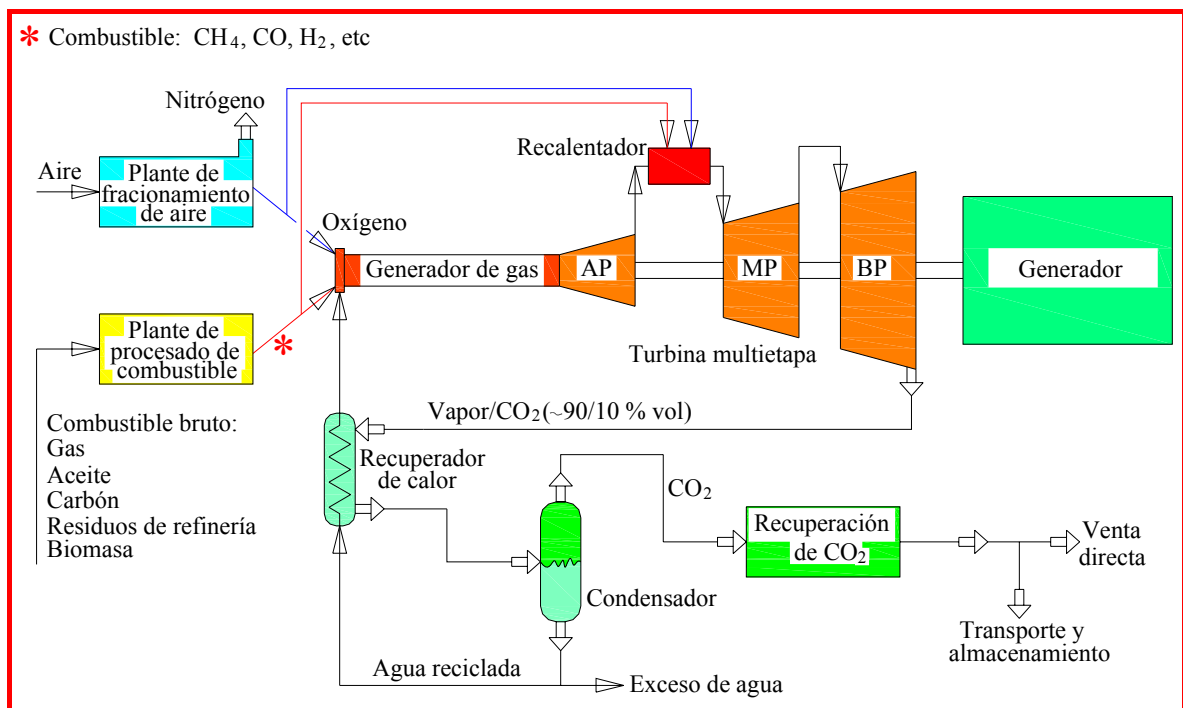


Figura 9. Esquema del ciclo de oxico combustión de Clean Energy Systems

El proceso consiste en comprimir primeramente aire hasta una presión de 0,5 a 0,6 MPa y a continuación purificarlo (eliminando agua, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O e hidrocarburos presentes en pequeñas cantidades). Para ello se usan dos lechos fijos que pueden regenerarse por oscilación de temperatura o presión. El aire es enfriado en un intercambiador a partir de los productos (nitrógeno y oxígeno ya separados) y se separa en dos fracciones (oxígeno y nitrógeno puros respectivamente) en una columna de doble destilación.

Las plantas actuales de producción de oxígeno alcanzan una capacidad de 3500 tO<sub>2</sub>/día, consumiéndose en la producción de oxígeno a baja presión (0,17 MPa presión típica para la oxico combustión) una energía de 200 a 240 kWh/tO<sub>2</sub>(95 %). Hay variantes de este ciclo con las que se han logrado menores consumos especialmente para puridades menores al 97,5 %.

### 2.2.7.2. Membranas transportadoras de iones de oxígeno a alta temperatura.

Se han desarrollado mezclas de materiales cerámicos y óxidos metálicos que combinan conducción eléctrica y de iones de oxígeno a temperaturas superiores a 500 °C y aún mejor, por encima de 700 °C. La selectividad de estos materiales hacia el oxígeno es infinita. La permeabilidad al oxígeno es función principalmente de los espacios libres del ión oxígeno en el entramado del óxido metálico. La diferencia en la presión parcial del oxígeno a través de la membrana provoca que las moléculas de oxígeno se ionicen en la superficie metálica y se adentren en la superficie cerámica al mismo tiempo que en el otro lado (permeable) de la membrana los iones oxígeno dejan sus electrones y abandonan el material cerámico en la región de baja actividad.

Hay diversas propuestas de utilización de membranas transportadoras de oxígeno para la captura de dióxido de carbono, por ejemplo la ya descrita AZEP (central avanzada sin emisiones de CO<sub>2</sub>).

Actualmente esta tecnología ha alcanzado un grado de desarrollo a nivel de planta piloto, aunque su utilización a gran escala se prevé que no sea posible antes de siete años.

### 2.2.7.3. Combustión con bucle químico

Esta técnica consiste en separar la combustión de un hidrocarburo o un combustible con carbono, en reacciones independientes de oxidación y reducción, introduciendo un óxido metálico adecuado que actúe como transportador de oxígeno entre dos reactores. La separación del oxígeno se logra al fijarlo formando un óxido metálico. Este método no requiere planta de separación de aire. La combustión se produce en el segundo reactor al liberarse el oxígeno del óxido metálico en una atmósfera reductora debido a la presencia del combustible.

La consecuencia de que la combustión se produzca en 2 etapas es que el CO<sub>2</sub> no queda diluido en nitrógeno, sino que queda casi puro tras la separación del agua, no siendo necesario ningún coste ni energía adicional para su separación.

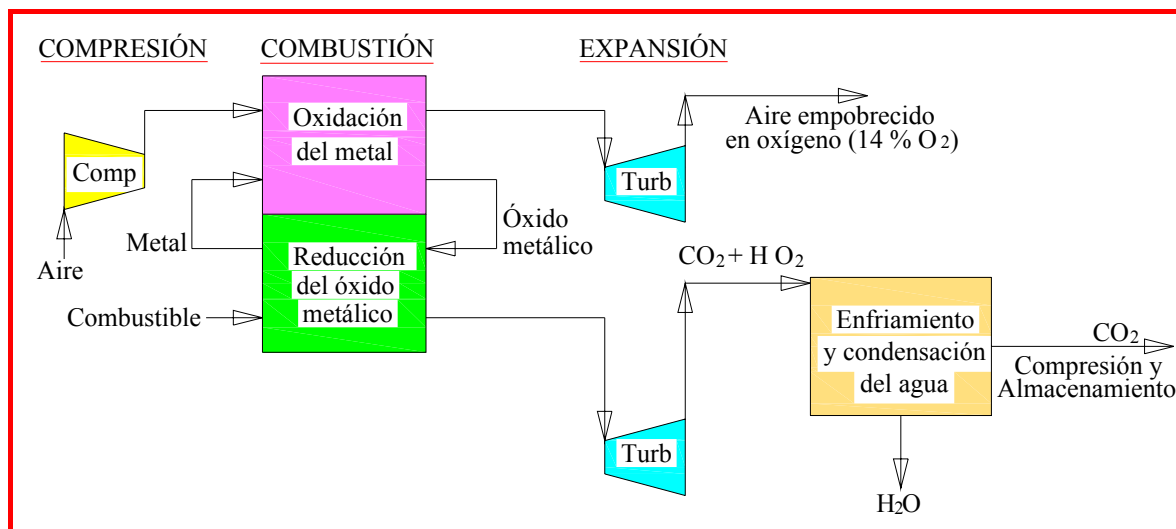


Figura 10. Esquema de la separación del aire por combustión con bucle químico

La temperatura en los reactores debe de estar en el rango de 800 a 1200 °C, con lo que la formación de NO<sub>x</sub> será baja.

El principio del bucle químico puede aplicarse bien a un ciclo con turbina de gas con oxidación y reducción presurizadas o bien a un ciclo con turbina de vapor con presión atmosférica en los reactores. Actualmente el desarrollo de esta tecnología está en la fase de planta piloto. Se ha estimado que la eficiencia de un ciclo combinado que incluya esta tecnología es, incluyendo la captura de CO<sub>2</sub>, de un 45-50 %.

### 2.2.8. Status y perspectivas

La oxicombustión aplicada a hornos, calentadores de proceso, calderas y sistemas de generación de energía es factible ya que no existen barreras técnicas para su aplicación. Sin embargo, muchas aplicaciones novedosas propuestas para el calentamiento directo en ciclos de vapor o de gas, todavía requieren el desarrollo de nuevos componentes como cámaras de combustión para oxicombustión, turbinas para CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O con componentes que resistan altas temperaturas, compresores de CO<sub>2</sub> y membranas transportadoras de iones de oxígeno a alta temperatura.

Las centrales de carbón pulverizado de ciclo supercrítico de vapor pueden operar en la actualidad con eficiencias cercanas al 45 %, esperándose que para el período 2010-2020 se supere el 50 %. Por tanto puede esperarse que la eficiencia de los ciclos con oxicombustión de carbón y captura de CO<sub>2</sub> aumente en un 5 % (debido a mejoras en el ciclo), pasando del

entorno del 35 % en el que se sitúa actualmente, a aproximadamente un 40 %, alcanzándose un valor similar a un ciclo actual sin captura. Lo mismo puede afirmarse del caso de los ciclos de gas que, sin captura, tendrán una eficiencia del 65 % hacia 2020, alcanzando con captura eficiencias similares a las actuales por encima del 50 %. En todo caso, la penalización energética que provoca la disminución de la eficiencia se debe en el caso de la oxidación a la energía necesaria para la producción de oxígeno.

Además de las mejoras en la eficiencia del ciclo, es previsible que se mejore la eficiencia de los procesos de separación de contaminantes como  $\text{SO}_x$  o  $\text{NO}_x$ , integrados en el proceso de captura de  $\text{CO}_2$ , así como que se reduzca el coste de la producción de oxígeno, bien por mejoras en la separación criogénica (eficiencia de compresores y de equipos de proceso y plantas de mayor capacidad) o bien por el desarrollo de la tecnología de membranas.

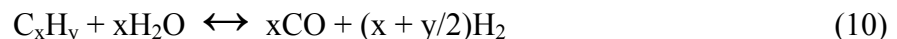
Las futuras centrales de oxidación podrían estar basadas en el retrofitting de equipamiento existente como calentadores de proceso y calderas para minimizar los costes de desarrollo y conseguir entrar en el mercado. A este respecto, los sistemas de referencia para la captura por oxidación son las centrales de carbón pulverizado con ciclo de vapor y las centrales de gas, que representan el 40 % del total de la infraestructura global. A lo largo de los próximos años se irán instalando numerosas plantas piloto. Conforme avance la tecnología y penetre en el mercado podrán ser competitivas frente a otras alternativas de captura de  $\text{CO}_2$  basadas en precombustión o postcombustión. Como ocurre en cualquiera de estos sistemas, las disposiciones ambientales y los incentivos fiscales pueden jugar un importante papel en la promoción de los sistemas de captura y almacenamiento de  $\text{CO}_2$ .

## 2.3. SISTEMAS DE PRECOMBUSTIÓN

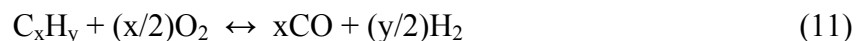
### 2.3.1. Introducción

El proceso de captura de  $\text{CO}_2$  mediante precombustión consta de dos fases:

- En la **primera reacción** se transforma el combustible primario en una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono (gas de síntesis). Para ello hay dos caminos:
  - Reforming con vapor (añadir vapor)



- Adición de oxígeno.
  - Combustibles líquidos y gaseosos: Oxidación parcial
  - Combustibles sólidos: Gasificación



- La segunda reacción es la conocida en la literatura anglosajona como shift reaction, consistente en la transformación de CO en  $\text{CO}_2$



Después de estas reacciones, el  $\text{CO}_2$  se separa de la mezcla  $\text{CO}_2\text{-H}_2$ , donde su concentración oscilará entre el 15 y el 60 % (base seca) y donde la presión total estará entre 20 y 70 bar. En consecuencia, cabe imaginar dos aplicaciones de la captura por precombustión:

- Producción de un combustible ( $\text{H}_2$ ) en principio libre de carbono
- Reducción del contenido de carbono de combustibles.

En cualquiera de los dos casos el carbono extraído queda disponible para el almacenamiento en forma de  $\text{CO}_2$

## 2.3.2. Tecnologías existentes

### 2.3.2.1. Reformado con vapor de gas e hidrocarburos ligeros

Es la tecnología dominante en la actualidad para la producción de hidrógeno. La energía primaria utilizada suele ser gas natural, en cuyo caso el proceso recibe el nombre de reformado de metano con vapor (steam methane reforming, SMR), pero también se pueden utilizar otros hidrocarburos ligeros. El proceso comienza con la eliminación de los compuestos de azufre los cuales son venenos para el catalizador de base níquel que se suele utilizar. A continuación se añade vapor de agua. La reacción de reformado (10), que es endotérmica, tiene lugar mediante catálisis a una temperatura entre 800 y 900 °C. El calor se suministra a los tubos del reactor quemando parte del combustible (combustible secundario). El gas reformado se enfría en una caldera donde se produce el vapor necesario para la reacción. De aquí el gas pasa al sistema donde se produce la reacción *shift* (12). Mediante esta reacción exotérmica se convierte la mayoría del CO del gas en CO<sub>2</sub>.

El sistema convencional de dos etapas reduce la concentración de CO en el gas a 0,2 a 0,3 %. La reacción *shift* de alta temperatura tiene lugar entre 400 y 550 °C y utiliza un catalizador de hierro-cromo, reduciendo el contenido de CO a un valor entre 2 y el 3 %. En la segunda etapa se puede utilizar un catalizador de base cobre entre las temperaturas de 180 a 350 °C y queda una proporción de CO en el gas entre 0,2 y 1 %. El gas resultante se enfría y se produce el hidrógeno mediante una etapa de separación CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>. Hace algunos años esta etapa se realizaba mediante la absorción química utilizando aminas o carbonato potásico caliente, que se regeneraban posteriormente liberando el CO<sub>2</sub>.

Las plantas modernas utilizan un sistema de adsorción de oscilación de presión (pressure swing adsorber, PSA), donde todos los gases, si se exceptúa el H<sub>2</sub>, se adsorben en un conjunto de lechos sucesivos de adsorbentes sólidos, tales como carbón activado, alúmina y zeolitas (el PSA se describirá más adelante). El H<sub>2</sub> a la salida del PSA, a unos 22 bar puede alcanzar una pureza de 99,999 % dependiendo de las necesidades del mercado. El CO<sub>2</sub> se obtiene en una corriente procedente del regenerador de los reactivos, donde también se contiene H<sub>2</sub> y metano, por lo que este gas se utiliza como combustible en el reformador, donde se quema con aire. Si se quiere secuestrar el CO<sub>2</sub> es necesario utilizar un sistema de captación de post-combustión de los vistos anteriormente. El sistema PSA también se puede utilizar para obtener CO<sub>2</sub> de alta pureza.

En los estudios de diseño, para una gran planta moderna, el rendimiento que se obtiene produciendo H<sub>2</sub> a 60 bar, utilizando como materia prima gas natural y mandando el CO<sub>2</sub> a la atmósfera es del 76 % S/PCI siendo la emisión de CO<sub>2</sub> de 9,1 kg por kg de H<sub>2</sub>. Una posible modificación es eliminar la mayor parte del CO<sub>2</sub> a la salida del reactor *shift* mediante la disolución en aminas. En tal caso el gas resultante pobre en CO<sub>2</sub>, se trata en una unidad PSA de la que se obtiene H<sub>2</sub> relativamente puro. La salida de la regeneración de reactivos del PSA, junto con más gas natural, se quema con aire para aportar la energía del reformador y los productos de esta combustión son enviados a la atmósfera. El CO<sub>2</sub> que se recupera es el disuelto en las aminas. En este proceso, teniendo en cuenta la compresión de CO<sub>2</sub> a 112 bar el rendimiento baja al 73 % y la emisión de CO<sub>2</sub> se reduce a 1,4 kg por kg de H<sub>2</sub>, siendo el CO<sub>2</sub> eliminado de 8 kg por kg de H<sub>2</sub>

### 2.3.2.2. *Oxidación parcial de gas e hidrocarburos ligeros*

En el proceso de oxidación parcial (partial oxidation process, POX), un combustible reacciona con oxígeno puro a alta presión (reacción 11). El proceso es exotérmico y tiene lugar a alta temperatura (1250 a 1400 °C). Todo el calor necesario para la reacción de gasificación se obtiene de la combustión parcial del combustible y no se necesita ninguna fuente de calor externa. Como en el proceso SMR, el gas producido debe de ser enfriado, sometido al reacción shift y se debe de eliminar el CO<sub>2</sub>. Los comentarios hechos sobre la separación del CO<sub>2</sub> en el proceso SMR, son igualmente aplicables al proceso POX. Este proceso es el más utilizado en la actualidad aunque tiene un rendimiento inferior al SMR.

En la producción de H<sub>2</sub> a gran escala, el oxígeno se suministra desde una unidad de fraccionamiento de aire. La gran cantidad de energía que se consume en la unidad de fraccionamiento de aire se compensa por un mejor rendimiento y por un coste más bajo de la gasificación al no intervenir el N<sub>2</sub>. Cuando se utiliza en la decarbonatación previa a la combustión, en donde el H<sub>2</sub> es utilizado como combustible en una turbina de gas, debe de ser diluido con N<sub>2</sub> o vapor de agua para reducir la temperatura de la llama en la cámara de combustión de la turbina de gas y así limitar los niveles de emisión de NO<sub>x</sub>. En tal caso el sistema más eficiente utiliza aire como oxidante en la combustión y produce un gas mezcla de H<sub>2</sub>O y N<sub>2</sub>.

### 2.3.2.3. *Auto-thermal reforming de gas e hidrocarburos ligeros*

El proceso de reformado autotérmico (autothermal reforming process, ATR) se puede considerar como una combinación de los dos procesos anteriores. El calor necesario en el reactor SMR se genera por la oxidación parcial correspondiente a la reacción (11) realizada con O<sub>2</sub>, pero como se suministra vapor al reactor así como un exceso de gas natural, el reformado endotérmico correspondiente a la reacción (10) se produce en una sección catalítica del reactor aguas abajo del quemador POX. El suministro de vapor posibilita una alta conversión del combustible en H<sub>2</sub> a baja temperatura. La temperatura típica del proceso autotérmico está entre 950 y 1050 °C, aunque depende del diseño del proceso. Una ventaja de este proceso en comparación con el SMR es el bajo coste de inversión en el reactor y la ausencia de emisiones de CO<sub>2</sub>, ya que la liberación de calor es interna. Lo que se gana con la inversión en el reactor, se pierde por la inversión y los costes de operación de la planta de fraccionamiento de aire. El rango de combustibles que pueden ser procesados es similar a los del proceso SMR, pero el gas de alimentación debe de estar limpio de azufre. La captura de CO<sub>2</sub> es igual que la descrita más arriba en el proceso SMR.

### 2.3.2.4. *Reformado con calentamiento con el gas*

Cada uno de los tres sistemas anteriores de generación de gas sintético (syngas), produce gas a alta temperatura que debe de ser enfriado, produciendo en cada caso vapor en una cantidad mayor que el necesario en las reacciones de reformado y shift. Es posible reducir este exceso de vapor, por ejemplo, utilizando precalentamiento de aire de combustión del combustible secundario. Otra técnica es la utilización de syngas caliente que sale del reactor primario, como fluido de calentamiento en un reactor tubular de reformado vapor/hidrocarburo que puede operar en serie o en paralelo con el reactor primario. La inclusión de un reactor secundario calefactado con gas puede aumentar la producción de hidrógeno en más del 33 % y eliminar el exceso de vapor producido. El rendimiento mejora y el coste específico se reduce en un 15 %. De nuevo, la captura de CO<sub>2</sub> se realizaría como en los procesos vistos anteriormente

### 2.3.2.5. *Gasificación de carbón, derivados del petróleo o biomasa*

La gasificación (ver figura 21) es un proceso químico conducente a la fabricación de productos de alto valor añadido (productos químicos, electricidad, combustibles sintéticos limpios) partiendo de productos baratos como el carbón, los residuos de refino del petróleo o la biomasa. La gasificación es básicamente una oxidación parcial (reacción 11) aunque en la mayoría de los procesos se suministra vapor al gasificador. Se pueden utilizar gasificadores de lecho fijo, de lecho fluido o de flujo entrante (lodo de carbón pulverizado). Los gasificadores pueden variar con respecto al oxidante (aire u O<sub>2</sub>), temperatura de operación (superior a 1350 °C) presión de operación (10 a 70 bar), sistema de alimentación (seca o lodos acuosos), método de enfriamiento del syngas (“apagado con agua” o intercambiadores de calor radiativos o convectivos) y sistema de limpieza del gas utilizado. Todas estas alternativas de diseño determinan la fracción del combustible de alimentación convertida en syngas. Como la economía depende en gran medida de la escala, la gasificación se considera aceptable solamente para grandes plantas. La salida del gasificador contiene CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O e impurezas (tales como N<sub>2</sub>, COS, H<sub>2</sub>S, HCN, NH<sub>3</sub>, trazas volátiles de minerales y Hg) que deben de ser tratadas adecuadamente.

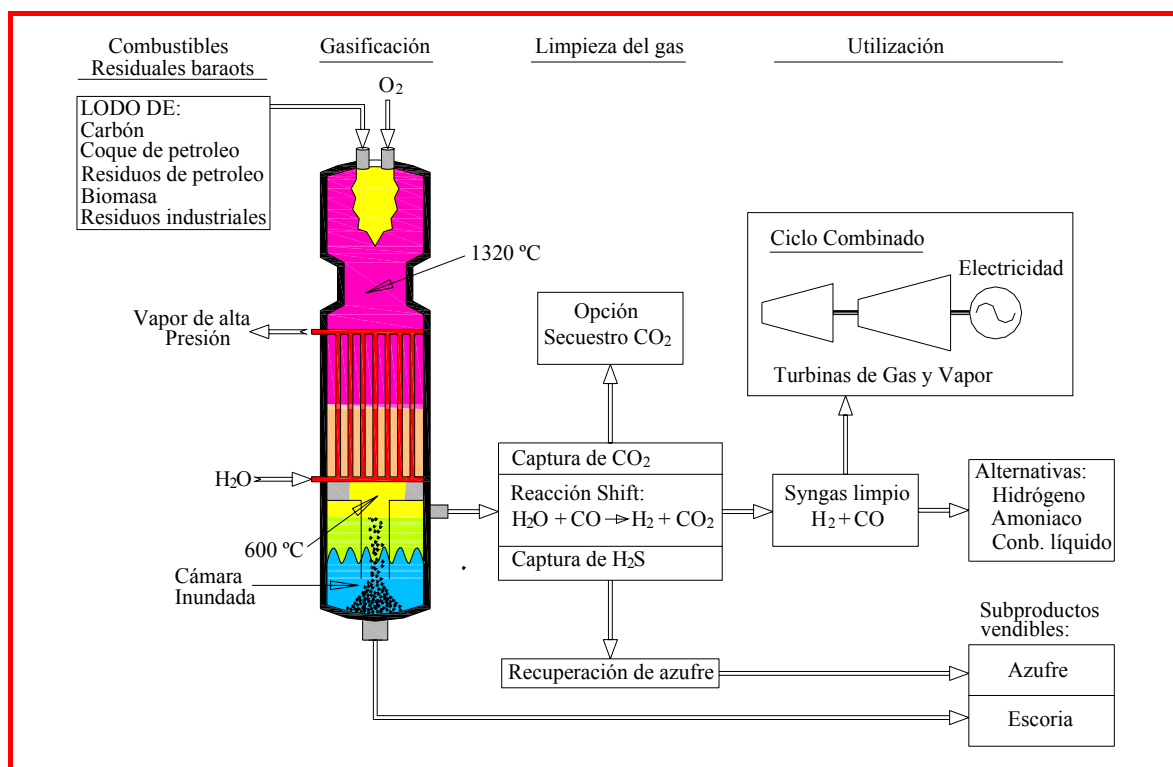


Figura 11. Esquema simplificado del proceso de gasificación, mostrando las opciones de captura y secuestro de CO<sub>2</sub>, y producción de electricidad, hidrógeno y productos químicos.

Un repaso a la gasificación comercial en el mundo identifica 128 plantas de gasificación en operación con 366 gasificadores, produciendo 42.700 MW de syngas (NETL-DOE, 2002 y Simbeck 2001<sup>a</sup>). También hay 24500 MW de syngas en proyecto o construcción, con un aumento anual de 4000 a 5000 MW. El combustible de alimentación, es fundamentalmente carbón de alto rango o residuos de refinería. En el crecimiento de la gasificación de los últimos 20 años están involucrados principalmente los gasificadores de flujo entrante, por lo que existen tres sistemas en competencia en el mercado. El desarrollo más reciente de la gasificación comercial se ha debido a la producción industrial de amoníaco, la poligeneración industrial (en la cual el syngas limpio es utilizado para generar electricidad y

vapor), la utilización en la industria química y las plantas de gasificación integrada en ciclo combinado. La experiencia comercial en la gasificación de biomasa en gasificadores de lecho fluido ha sido limitada.

La tecnología de la captura de  $\text{CO}_2$  está bien establecida para los sistemas de gasificación conducentes a la fabricación de combustibles químicos y syngas. La gasificación para las plantas de  $\text{NH}_3$  (muchas en China) incluyen la producción de  $\text{H}_2$  puro y la separación de  $\text{CO}_2$ , con producciones superiores a 3500 t $\text{CO}_2$ /día por planta. Las plantas de Sudáfrica fabrican combustibles Fischer-Tropsch y productos químicos, y una planta de Dakota del Norte también produce, partiendo de carbón, gas natural sintético y una gran cantidad de  $\text{CO}_2$  casi puro. La planta de gasificación de Dakota, en la cual se capturan 3,3 millones de toneladas de  $\text{CO}_2$  utiliza un proceso de lavado con disolución física basado en metanol refrigerado (proceso Rectisol que se verá en la sección 2.3.2.11.). La mayor parte del  $\text{CO}_2$  capturado se envía a la atmósfera y del orden de 1,5 Mt/año se envía mediante tubería a Weyburn, Canadá, para mejorar la recuperación de petróleo y para un proyecto de almacenamiento.

Cuando la captura de  $\text{CO}_2$  es un objetivo, se prefiere el soplado con  $\text{O}_2$  y sistemas de alta presión porque así se dispone de una mayor presión parcial del  $\text{CO}_2$ . La decarbonación vía gasificación, entraña menores costes para la captura del  $\text{CO}_2$  que en la postcombustión, cuando se considera solamente la etapa de separación, porque el  $\text{CO}_2$  puede ser recuperado a una presión parcial tres veces mayor. Esto reduce de forma importante el tamaño del absorbedor, la circulación de disolvente y la energía necesaria para la liberación del  $\text{CO}_2$  del disolvente. Sin embargo se requiere mayor consumo de energía en la reacción shift de  $\text{CO}$  a  $\text{CO}_2$  y en otras partes del sistema (Ver los ejemplos de captura de  $\text{CO}_2$  en plantas de gasificación integrada en ciclo combinado GICC y otras en figuras 14 y 15 y tabla 8). Análisis recientes para carbones bituminosos sugieren la utilización de gasificadores simples de alta presión y flujo entrante con alimentación de lodo acuoso y enfriamiento directo con agua, seguido de reacción shift “sour” (tolerante al azufre) y finalmente una eliminación conjunta de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  mediante absorción física. Con la reacción shift tolerante al azufre, el syngas crudo que abandona el gasificador, solamente necesita un ciclo de enfriamiento y menos procesado. Las necesidades de  $\text{O}_2$  aumentan debido a la inyección de lodo acuoso en el gasificador y la eficiencia de la conversión disminuye con pérdidas de eficiencia del ciclo mayores debidas al enfriamiento con agua. Similares tendencias también se aprecian con carbones que van desde bituminosos hasta rangos más bajos, sub-bituminosos y lignito. Algunos análisis sugieren que la ventaja de la decarbonación en precombustión sobre la postcombustión, puede ser pequeña o incluso desaparecer para los carbones de bajo rango tratados con gasificadores de flujo entrante. Los gasificadores de lecho fluido presurizado pueden ser mejores para el tratamiento de carbones de bajo rango, biomasa y residuos carbonosos. Aunque hay ejemplos de demostraciones satisfactorias de tales gasificadores, hay poca experiencia a escala comercial.

El  $\text{H}_2\text{S}$  en el syngas debe de ser eliminado hasta valores del orden de ppm en las plantas de GICC, para cumplir con las limitaciones de emisiones y a menos de 1 ppm para plantas de productos químicos o combustibles sintéticos, con objeto de proteger los catalizadores. Si el  $\text{CO}_2$  va destinado a almacenamiento en una forma relativamente pura, la práctica común es recuperar primero el  $\text{H}_2\text{S}$  (el cual se absorbe más rápidamente que el  $\text{CO}_2$ ) del syngas (junto con una pequeña cantidad de  $\text{CO}_2$ ) en una unidad de recuperación, seguida por la reducción del  $\text{H}_2\text{S}$  a azufre elemental en una planta Claus y limpieza del gas de salida y recuperación de la mayor parte del  $\text{CO}_2$  en otra unidad aguas abajo. Otra alternativa es recuperar el azufre en forma de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Si es posible el almacenamiento conjunto  $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ , es deseable recuperar los dos gases en la misma unidad de absorción física, lo que reducirá los costes, especialmente ante la pobre perspectiva de la venta del azufre o del ácido sulfúrico.

Aunque el co-estorage H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> se persigue de forma rutinaria en el Oeste de Canadá, como estrategia de manipulación de gas ácido para los proyectos de gas natural sulfurado, no está claro todavía que sea viable a gran escala. Aunque un proyecto energético típico de gasificación, cuenta con un almacenamiento de CO<sub>2</sub> de 1 a 4 millones de toneladas por año, el total de CO<sub>2</sub> almacenado para todos los 48 proyectos actuales, es en el presente, de solo 0,48 millones de toneladas de CO<sub>2</sub> por año.

#### 2.3.2.6. *Gasificación Integrada en Ciclo Combinado*

En la GICC el gas a la salida del gasificador se limpia de partículas, H<sub>2</sub>S y otros contaminantes y luego se quema, con el fin de producir electricidad, en un ciclo combinado. El syngas se genera y se transforma en energía eléctrica en el mismo lugar con lo que se evitan los costes elevados del transporte y se aprovecha el enfriamiento del syngas para la generación de vapor del ciclo combinado. Las principales causas del avance de esta tecnología son los avances conseguidos en las turbinas de gas y la facilidad de conseguir bajos niveles de emisión de contaminantes, ya que se tratan volúmenes de gas relativamente bajos.

De los 4 GW instalados (2005) la mayoría corresponden a aceite y coque de petróleo, mientras que únicamente 1 GW corresponde a plantas de carbón. Prácticamente todos los proyectos realizados han sido subvencionados.

La GICC no se ha extendido más debido a la fuerte competencia de los ciclos combinados de gas natural, ya que se disponía de gas natural a precios aceptables, y a que el coste de la GICC no resulta inferior a las instalaciones de carbón pulverizado cuando se trata de generar energía eléctrica. Las unidades de GICC de generación de energía eléctrica, de demostración a escala comercial, han aumentado su disponibilidad en los últimos años. También ha aumentado la disponibilidad de las unidades de GICC de poligeneración instaladas en refinerías y en plantas químicas, donde el personal ha cogido experiencia con el proceso químico correspondiente. El aumento reciente del precio del gas natural ha aumentado el interés por la GICC.

Debido a los avances en gasificación para la captura de CO<sub>2</sub> a presión parcial alta, como se discutió anteriormente, la gasificación integrada en ciclo combinado puede ser interesante para las plantas de carbón en un mundo obligado a utilizarlo. La captura de CO<sub>2</sub> en los sistemas de precombustión está comercialmente disponible, sin embargo no se ha construido ninguna planta de GICC que incorpore la captura de CO<sub>2</sub>. Con la tecnología disponible, el promedio estimado de la penalización energética y el impacto de la utilización de combustible con eliminación de CO<sub>2</sub>, es comparable a otros sistemas de captura (figuras 14 y 15).

#### 2.3.2.7. *Obtención de hidrógeno a partir de carbón con captura de CO<sub>2</sub>*

Hay pocos estudios de dominio público para la fabricación de H<sub>2</sub> con carbón vía gasificación con captura de CO<sub>2</sub>, a pesar de que la tecnología está establecida comercialmente. La producción de H<sub>2</sub> con captura de CO<sub>2</sub> se puede realizar con un sistema similar a la gasificación del carbón integrada en ciclo combinado con captura de CO<sub>2</sub>. En línea con las plantas de GICC con captura de CO<sub>2</sub> descritas anteriormente, existe un estudio para la producción de H<sub>2</sub> partiendo de carbón, que produciría, utilizando la mejor tecnología disponible, 1070 MW<sub>t</sub> de H<sub>2</sub> partiendo de carbón bituminoso de alto contenido en azufre (3,4 %). En el diseño del caso base, el syngas se produce en un gasificador enfriado con agua (**quench gasifier**) de flujo entrante que trabaja a 70 bar. El syngas obtenido se enfría, se limpia de partículas, se somete a la reacción shift (producción de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> principalmente) en un reactor con tolerancia al azufre (**sour**) agua-gas. Después de otro enfriamiento, se elimina el H<sub>2</sub>S, que se convierte a azufre elemental en una unidad Claus; en otra planta se limpia el gas



residual para eliminar las emisiones de azufre residual y el CO<sub>2</sub> se puede, entonces, enviar a la atmósfera o comprimir a 150 bar para su transporte por tubería y posterior almacenamiento. El H<sub>2</sub> de alta pureza se extrae a 60 bar del syngas rico en H<sub>2</sub> mediante un proceso de adsorción por oscilación de presión (PSA). La purga del proceso PSA (regeneración de reactivos) se comprime y se quema en la turbina de gas de un ciclo combinado convencional generando 39 MW<sub>e</sub> ó 78 MW<sub>e</sub> según se capture o no se capture el CO<sub>2</sub>. Para este caso base el rendimiento podría ser del 57 % con captura o del 61 % sin captura, mientras que las correspondientes emisiones de CO<sub>2</sub> sería de 1,4 o de 16,9 kg CO<sub>2</sub>/kg H<sub>2</sub>. Se estudiaron varias configuraciones alternativas y se ha encontrado que no hay variaciones termodinámicas ni económicas si se aumenta la relación electricidad/H<sub>2</sub>, por lo tanto es un sistema muy flexible para el caso de que esta relación de la demanda sea variable. Una posibilidad para reducir el coste con captura de CO<sub>2</sub> a los niveles en que no hay dicha captura es la captación conjunta de H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> en una unidad Selexol.

#### 2.3.2.8. *Obtención de combustibles líquidos y productos múltiples partiendo de carbón*

Mediante la gasificación del carbón o de otros combustibles de baja relación H/C se pueden obtener combustible limpios sintéticos de alta relación H/C. Estos podrían ser gas natural sintético, gasolina/diesel Fischer-Tropsch, dimetil eter, metanol y gasolina procedente de metanol vía proceso Mobil. Como subproducto se obtiene una corriente relativamente pura de CO<sub>2</sub> que puede ser captura da y almacenada.

La manufactura del combustible sintético comprende la gasificación con O<sub>2</sub> para generar el syngas, el enfriamiento, la limpieza, la reacción shift con agua y la eliminación del gas ácido (SH<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>). Posteriormente el gas sintético limpio se convierte catalíticamente en un reactor, donde la fracción del syngas no convertida se separa del combustible líquido formado. La mayor parte del syngas separado es recirculado al reactor para mejorar el grado de conversión en combustible líquido y el resto puede ser convertido en electricidad y cubrir parte o todas las necesidades de la planta. También se puede pasar el syngas solamente una vez por el reactor (sin recirculación) y el que no reacciona se utiliza para otros fines, como la generación de electricidad, con objeto de venderla después ce cubrir los consumos propios. La opción de no recirculación suele ser la más competitiva según varios autores.

Los nuevos reactores de síntesis en suspensión (slurry-phase) hacen que la configuración sin recirculación (de un solo paso) sea aun más atractiva para el syngas rico en CO, como el procedente del carbón, ya que se consigue un alto grado de conversión. En el caso de un solo paso, se suele colocar un reactor shift con agua aguas arriba del generador de síntesis para conseguir una mejora en la relación H<sub>2</sub>/CO que maximiza la conversión en combustible sintético en el reactor de síntesis. También es deseable eliminar la mayor cantidad de CO<sub>2</sub> posible después del reactor shift para maximizar la conversión en el reactor de síntesis. También, como los catalizadores son altamente sensibles al SH<sub>2</sub> y otros contaminantes traza, estos deben de ser eliminados hasta conseguir concentraciones muy bajas a la entrada al reactor de síntesis. Se puede añadir otro reactor shift después del reactor de síntesis, recuperar el CO<sub>2</sub> formado y el gas resultante bajo en CO<sub>2</sub> y rico en H<sub>2</sub> se puede utilizar para la generación de energía eléctrica (figura 12) Cuando se decarbonata el gas, tanto antes como después del reactor de síntesis, (figura 12), es fácil capturar y almacenar más del 90 % del carbono contenido en el carbón utilizado como alimentación al proceso; solo queda el carbono contenido en el combustible sintético.

Como ejemplo se puede citar una instalación (Celik et al., 2005) que produce 600 MW de dimetil-eter (que contiene el 27 % de la energía y el 20 % del carbono del carbón utilizado como entrada) y 365 MW de electricidad (sin H<sub>2</sub>) de carbón. El CO<sub>2</sub> almacenado (representa el 74 % del C del carbón) es de 3,8x10<sup>6</sup> t/año (39 % de lo que hay aguas arriba del reactor de

síntesis).

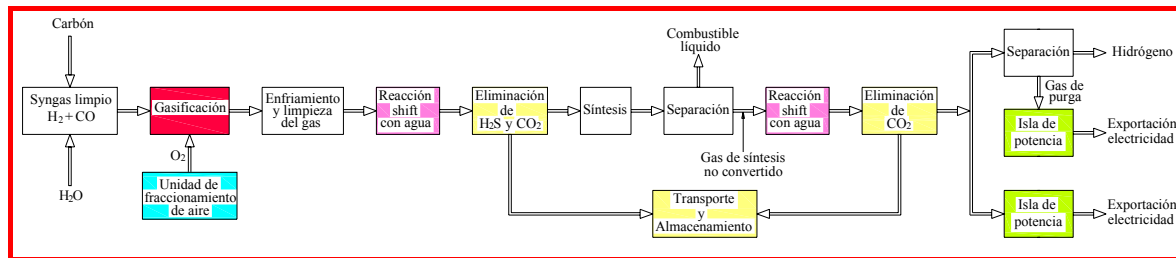


Figura 12. Fabricación de combustible líquido, electricidad e hidrógeno, mediante gasificación, con captura de CO<sub>2</sub>

### 2.3.2.9. Adsorción basada en la oscilación de la presión

La adsorción por oscilación de presión (Pressure Swing Adsorption, PSA) es el sistema que se elige cuando se pretende obtener H<sub>2</sub> de alta pureza. Sin embargo no produce la separación selectiva del CO<sub>2</sub> de otros gases contenidos en los humos y para una aplicación SMR (Steam Methane Reforming), la concentración de CO<sub>2</sub> en los humos debe de estar entre el 40 y el 50 % y requiere una mayor concentración para producir CO<sub>2</sub> puro para almacenamiento. La separación simultánea de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> es posible utilizando una sección adicional de PSA para eliminar el CO<sub>2</sub> antes de la etapa de separación de H<sub>2</sub>, tal como en el Air Products Gemini Process (Surcar, 1979).

El proceso PSA consiste en la separación por adsorción de carácter cíclico. Los ciclos comprenden dos etapas básicas:

Adsorción, durante la cual las especies más adsorbibles son eliminadas selectivamente del gas de alimentación.

Desorción o Regeneración, durante la cual las especies adsorbidas son eliminadas del adsorbente, de tal manera que éste queda listo para el siguiente ciclo.

Es posible obtener productos útiles tanto durante la adsorción como durante la desorción. La principal característica del proceso PSA es la utilización de una disminución de la presión y/o la purga (arrastre) por un gas poco adsorbible para así limpiar el lecho de adsorbente. Además de la adsorción y la regeneración, un ciclo comercial simple PSA, consta de varias etapas adicionales, incluyendo presurización en sentido de corriente y contracorriente, igualación de presión y despresurización en sentido de corriente y en contracorriente. Una descripción detallada del proceso PSA, u sus posibles aplicaciones se puede encontrar en Ruthven *et al.*, 1994.

### 2.3.2.10. Procesos con solventes químicos.

Los disolventes químicos se utilizan para eliminar el CO<sub>2</sub> del syngas a presiones parciales inferiores a 1,5 MPa y son similares a los utilizados en la captura de CO<sub>2</sub> en los casos de postcombustión. El disolvente elimina el CO<sub>2</sub> del gas procedente de la reacción shift por medio de reacciones químicas que se pueden revertir mediante reducción de presión y calentamiento. La amina terciaria metildietilamina (MDEA, ver tabla 4) se usa ampliamente en los procesos industriales modernos, debido a la alta carga de CO<sub>2</sub> posible y la baja carga de calor necesaria para la regeneración, en comparación con otros disolventes. El carbonato potásico caliente, fue utilizado para eliminar el CO<sub>2</sub> en la mayoría de las plantas de producción de H<sub>2</sub> hasta 1990.

### 2.3.2.11. Procesos con solventes físicos

Los procesos con disolventes físicos (de absorción) son aplicables principalmente para corrientes gaseosas que tienen una alta presión parcial de CO<sub>2</sub> y/o una alta presión total. Son utilizados a menudo para eliminar CO<sub>2</sub> de una corriente mezcla de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> procedente del reactor shift en los procesos de captura en precombustión, tal como los utilizados cuando se tratan productos de oxidación parcial del carbón o hidrocarburos pesados.

Los principales solventes son los mostrados en la tabla 4. La regeneración del solvente se realiza reduciendo la presión aplicada al solvente que contiene el CO<sub>2</sub> en una o más etapas. Si es necesaria una regeneración profunda, el solvente debe de ser tratado mediante calentamiento. El proceso es de bajo consumo energético solo si la única energía consumida es la de presurización mediante bombeo del solvente líquido.

Tabla 4. Solventes comunes utilizados para eliminar CO<sub>2</sub> del gas natural o del syngas procedente de la reacción shift en los procesos de captura en precombustión

Nombre solvente	Tipo	Nombre químico	Vendedores
Rectisol	Físico	Metanol	Lurgi y Linde, Alemania Lotepro Corporation, USA
Purisol	Físico	N-metil-2-pirolidone (NMP)	Lurgi, Alemania
Selexol	Físico	Dimetil eter de polietileno glycol (DMPEG)	Union Carbide, USA
Benfield	Químico	Carbonato potásico	UOP
MEA	Químico	Monoetanolamina	Varios
MDEA	Químico	Metildietilamina	BASF y otros
Sulfinol	Químico	Tetrahidrotiofeno 1,1-dióxido (Sulfolano), una alcanolamina y agua	Shell

En los procesos de captura en la precombustión, cuando se utilizan combustibles altos en azufre, se produce un syngas con H<sub>2</sub>S. Los componentes ácidos del gas deben de ser eliminados. Si es posible el transporte y almacenamiento de la mezcla de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, ambos componentes pueden ser eliminados conjuntamente. Con el sulfinol alcanza un grado de disolución, para los componentes ácidos, considerablemente más alto que con las aminas, sin que aparezcan problemas de corrosión excesiva, formación de espuma o degradación de la disolución. Consiste en una mezcla de Tetrahidrotiofeno 1,1-dióxido (Sulfolano), una alcanolamina y agua, en varias proporciones dependiendo de las circunstancias. Si se necesita CO<sub>2</sub> puro, entonces se necesita utilizar un proceso selectivo, con disolventes físicos, rectisol o Selexol. El H<sub>2</sub>S separado debe de tener concentraciones bastante altas (superiores al 50 %) para que pueda ser tratado en una planta de recuperación de azufre.

### 2.3.2.12. Efectos de otras sustancias contaminantes

La captura en precombustión incluye el reformado y la oxidación parcial o gasificación. Con objeto de mantener la operatividad de los catalizadores del reformado, el azufre (H<sub>2</sub>S) debe de ser eliminado antes. En la gasificación, el azufre puede ser capturado del syngas. Cuando se gasifican combustibles sólidos o líquidos, también están presentes NH<sub>3</sub>, COS y HCN, que necesitan ser eliminados. En general todos estos contaminantes pueden ser eliminados de un combustible gaseoso a alta presión antes de la combustión. Los productos de combustión estarán diluidos con nitrógeno y exceso de oxígeno. En la combustión de hidrógeno o un combustible gaseoso que lo contenga, es posible la formación de NO<sub>x</sub>. La cantidad de NO<sub>x</sub> formado depende de la tecnología de combustión y de la fracción de hidrógeno del combustible. Si la fracción de hidrógeno en volumen es inferior al 50-60 %, la formación de NO<sub>x</sub> es aproximadamente la misma que la que se forma con el gas natural seco en los sistemas de baja formación de NO<sub>x</sub>.

En general, a excepción del H<sub>2</sub>S, que puede ser eliminado conjuntamente con el CO<sub>2</sub>, el resto de contaminantes mencionados deben de ser eliminados en operaciones adicionales, particularmente en sistemas de gasificación de combustibles líquidos o sólidos. Las operaciones de tratamiento de estos contaminantes a alta temperatura, que eviten el enfriamiento del syngas, tendrían la ventaja de mejorar el rendimiento del conjunto del sistema de gasificación, pero estos sistemas de separación no están demostrados comercialmente.

Aunque todavía no está regulado como contaminante, el mercurio es normalmente el foco de considerables preocupaciones como contaminante procedente de las centrales que queman carbón pulverizado. Para los sistemas de gasificación, el Hg puede ser recuperado del syngas a temperatura ambiente a muy bajo coste, en comparación con su recuperación de humos.

## **2.4. TECNOLOGÍAS EMERGENTES**

Las opciones emergentes, tanto para el reformado del gas natural como para la gasificación del carbón, incorporan sistemas novedosos que combinan reacción y separación, tales como el reformado con reacción de sorción mejorada, la reacción shift con agua con reacción de sorción mejorada, el reformado con membranas y la reacción shift con agua con membranas. Finalmente hay un rango de tecnologías que hacen uso de la carbonatación de CaO por el CO<sub>2</sub> para la captura del CO<sub>2</sub>.

### ***2.4.1. Reacción de sorción mejorada***

El concepto llamado reacción de sorción mejorada (sorption enhanced reaction SER) utiliza un lecho empacado que contienen una mezcla de un catalizador y un absorbente selectivo para eliminar el CO<sub>2</sub> desde una zona de reacción de alta temperatura hasta completarse la reacción. El adsorbente es regenerado periódicamente, utilizando un sistema de adsorción de oscilación de presión u oscilación de temperatura, con regeneración por vapor.

Los adsorbentes de CO<sub>2</sub> de alta temperatura tales como las hidrotalcitas o el silicato de litio, se mezclan con un catalizador para promover, bien la reacción con vapor del metano (10) o bien la reacción shift con agua (12) produciendo H<sub>2</sub> puro y CO<sub>2</sub> puro en una unidad de proceso único. La eliminación continua del CO<sub>2</sub> de los productos de reacción desplaza cada reacción hasta que se completa.

Esta tecnología puede ser utilizada para producir hidrógeno a 400- 600 °C que se utiliza como combustible en una turbina de gas de un ciclo combinado para la generación de energía eléctrica. Un estudio de diseño basado en una turbina de gas General Electric 9FA, quemando hidrógeno caliente producido en un sistema “auto-thermal reforming” (ATR) con un reactor shift con reacción de sorción mejorada, muestra una eficiencia teórica del 48,3 % con una captura del 90 % del CO<sub>2</sub> de una pureza del 99 % a una presión de 150 bar. El proceso se encuentra en fase de planta piloto.

### ***2.4.2. Reactores de membrana para la producción de hidrógeno con captura de CO<sub>2</sub>***

Las membranas inorgánicas, que pueden operar a temperaturas superiores a 100 °C, ofrecen la posibilidad de combinar la reacción y la separación del H<sub>2</sub> en una sola etapa a alta presión y temperatura y vencer las limitaciones del equilibrio que existen en los reactores convencionales que se utilizan para la producción de H<sub>2</sub>. La combinación de la separación y la reacción en el reformado con vapor sobre membrana y en la reacción shift con agua sobre membrana, ofrece un alto grado de conversión debido a la eliminación del hidrógeno a medida que se va formando en estas reacciones de equilibrio, como son las 10 y 11. La reacción de

reformado es endotérmica y puede, con esta técnica, forzarse hasta completarse a menor temperatura de lo normal (entre 500 y 600 °C) La reacción shift es exotérmica y se puede forzar hasta completarse a más altas temperaturas de lo normal (entre 500 y 600 °C).

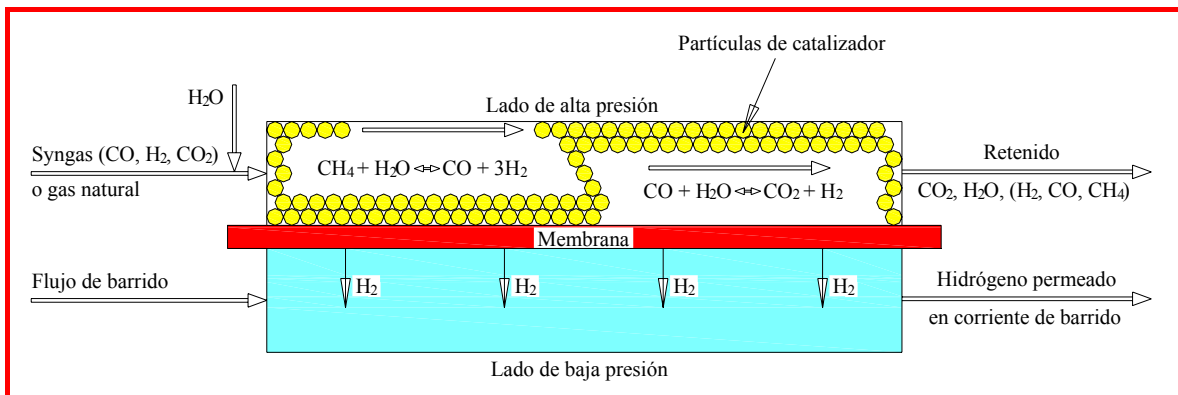


Figura 13. Principio de operación del reactor de membrana

Otra razón para incorporar membranas de separación de  $H_2$  en los sistemas de producción de  $H_2$  es que el  $CO_2$  se produce sin la necesidad de equipos de separación adicionales. Los reactores de membrana permiten el reformado en una etapa o una reacción intermedia simple shift agua-gas, con separación de hidrógeno (permeado) dejando atrás un gas que es principalmente  $CO_2$  con pequeñas cantidades de  $H_2$  no recuperado y vapor. El  $CO_2$  permanece a la presión relativamente alta del sistema de reacción (ver figura 13). Condensando el vapor queda una corriente de  $CO_2$  concentrado a alta presión, reduciendo de este modo, la energía de compresión necesaria para transporte y almacenamiento. El reformado con membrana se beneficia de la operación a alta presión debido a que aumenta la presión parcial del  $H_2$  diferencial a través de la membrana, que es la “fuerza” para la permeación del hidrógeno. Los reactores de membrana se han mostrado como buena opción para la decarbonatación en precombustión donde se obtiene una corriente de hidrógeno a baja presión (combustible gaseoso) y una corriente de alta presión rica en  $CO_2$  lista para transporte y almacenamiento. La utilización del reactor de reformado de membrana en la turbina de gas de un ciclo combinado, significa que el hidrógeno se produce a tal presión que no se necesita consumo de energía para compresión del mismo. Esto se puede conseguir incrementando la presión del reactor de membrana o utilizando un gas de barrido, por ejemplo vapor en el lado permeado de la membrana.

Para este tipo de reactores se necesitan membranas selectivas al hidrógeno capaces de trabajar a altas presiones y temperaturas. En la literatura aparecen varias membranas capaces de soportar estas condiciones que se muestran en la tabla 5. Las membranas inorgánicas de microporos basadas fundamentalmente en la separación por difusión superficial muestran factores de separación bastante bajos (factor de separación  $H_2/CO_2$  de 15). Sin embargo, la capacidad de separación de las disponibles más corrientes en el mercado, aluminio gamma y sílice microporoso (cuyos factores de separación son superiores a 40) depende de la estabilidad del tamaño del poro, que se ve afectado desfavorablemente por la presencia de vapor en la corriente de alimentación. Las membranas cerámicas densas basadas en óxidos inorgánicos de **perovskite** (también llamadas conductoras de protones) necesitan altas temperaturas, superiores a 800 °C para alcanzar flujos de hidrógeno aceptables. Las membranas densas con base paladio también son conocidas por su alta selectividad del hidrógeno frente a otros gases en el rango de 300 a 600 °C, que es apropiado para estas reacciones. Los tubos de aleación de paladio, estuvieron disponibles durante varias décadas,

pero para aplicaciones de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> (CO<sub>2</sub> Capture and storage, CCS) son demasiado caras debido a que las membranas necesitan espesores bastante elevados para estabilidad estructural y en consecuencia solo permiten flujos de hidrógeno bajos. Con objeto de ser aceptable para la aplicación objetivo, una membrana de separación de H<sub>2</sub> debe de ser adecuadamente selectiva, debe de permitir el flujo adecuado y debe de ser estable en los ambientes que se dan en la reducción del gas procedente de carbón o en el reformado de combustible, donde hay vapor y sulfuro de hidrógeno.

Tabla 5. Materiales, Condiciones de operación y características de las membranas para separación de H<sub>2</sub>

	<b>Cerámica microporosa</b>	<b>Cerámica microporosa</b>	<b>Cerámica microporosa</b>	<b>Zeolitas</b>	<b>Metal</b>
Material	Alúmina	Sílice	Carbono	Sílice (Alúmina)	Pd/Ag
Rango de temperatura, °C	< 500	< 400	< 400	< 500 - 700	< 600
Rango de presión, bar	> 100	> 100	> 100	10	> 100
Distribución del tamaño de poro, nm	0,7 - 2	0,7 - 2	0,7 - 2	0,3 - 0,7	Sin poros
Factor de separación, H <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>	15	15	15 - 25	50	100
Permeabilidad, mol.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> .Pa <sup>-1</sup>	10 <sup>-6</sup>	10 <sup>-6</sup>	10 <sup>-7</sup>	10 <sup>-6</sup>	10 <sup>-7</sup> - 10 <sup>-6</sup>
Temperatura del experimento, °C	200	200	300 - 400	300 - 400	300 - 400
Requerimientos de limpieza previa				S	S, HCl, HF (?)
Problemas de resistencia química		H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	S	S, HCl, HF
Geometría	Tubo de lecho superior	Tubo de lecho superior	Tubo de lecho superior/Fibra	Tubo de lecho superior	Tubo de lecho superior/Placa
Configuración	Cáscada/ Reciclado/ Un paso	Cáscada/ Reciclado/ Un paso	Cáscada/ Reciclado/ Un paso	Un paso	Un paso
Tiempo de vida	+	-	+	+	0
Coste (US\$.m <sup>-2</sup> )	4250	4250	3000?	4000 - 4250	4000 - 4250
Incrustaciones	0	0	0	-	0

Existe información sobre varios desarrollos de reactores de membrana para la fabricación de H<sub>2</sub> con captura de CO<sub>2</sub>. Varios grupos han evaluado el reformado de metano con vapor con reactores de membrana basadas en aleación de paladio (Middleton *et al.*, 2002, Damle and Dorchak, 2001). Las evaluaciones muestran que estos reactores pueden alcanzar una recuperación del 90 % de CO<sub>2</sub> y que en este momento el coste del proyecto es casi idéntico a los sistemas convencionales. Sin embargo, se puede alcanzar una reducción del coste si se reduce el precio de los materiales o se incrementa la permeabilidad. Existe bibliografía sobre evaluaciones similares para reactores de membrana para reacción shift y separación del CO<sub>2</sub> del syngas producido procedente de una gasificación de combustibles pesados (Bracht *et al.*, 1997; Middleton 2002; Lowe *et al.*, 2003). Para estos sistemas de gasificación los reactores de membrana pueden reducir el coste de captura del CO<sub>2</sub> y esta reducción puede ser más importante si es tolerante al azufre.

### 2.4.3. Reformador de microcanales.

La tecnología del microrreactor puede ser utilizada para el reformado de metano con vapor (SMR) o en el proceso de oxidación parcial con aire utilizando un intercambiador de calor multicanal de placas con aletas fabricado en acero inoxidable o aleación alta en níquel soldado con latón al vacío.

Un reactor SMR para reformado de metano por vapor, consta de pasajes alternados que tienen aletas cubiertas de catalizador o de poros en los que se inserta el catalizador. El calor se suministra mediante la combustión catalítica de combustible gaseoso premezclado con aire y se transmite por conducción al pasaje adyacente, por el que circula la mezcla de vapor/hidrocarburo y donde tiene lugar la reacción de reformado (Babovic *et al.*, 2001). Se pueden obtener sistemas muy compactos y de alto rendimiento. Aunque estos sistemas están siendo desarrolladas por varios grupos para la producción de H<sub>2</sub> a pequeña escala destinado a las pilas de combustible, parecen prometedores para la producción a gran escala.

#### **2.4.4. Conversión en hidrógeno y carbono.**

El cracking térmico o pirólisis del metano es la reacción mediante la cual éste se convierte en carbono e hidrógeno:



La principal ventaja de este proceso es que se puede obtener un combustible gaseoso limpio (sin óxidos de carbono) que se puede utilizar directamente en la generación de potencia, pero la desventaja es que la energía química de la oxidación del carbono a CO<sub>2</sub> no se libera. La reacción de cracking es endotérmica y necesita el aporte de calor. Si se logra la conversión total de gas natural, el hidrógeno obtenido contiene el 69 % del poder calorífico del gas natural. La cantidad de carbono obtenido contiene un 49 % del poder calorífico del gas natural. El 9 % de energía extra corresponde al aporte calorífico para la reacción endotérmica (13). Si no se alcanza la conversión total, el metano que no reacciona se puede quemar para aportar calor. Hay varios métodos de reactores en desarrollo, basados en este principio que incluyen sistemas térmicos con catálisis, térmicos sin catálisis y plasma.

El proceso de cracking de plasma de gas natural u otros hidrocarburos, tiene lugar bajo condiciones de pirólisis (ausencia de óxidos, como agua, que puedan suministrar oxígeno para formar CO o CO<sub>2</sub>). El arco eléctrico en el plasma suministra el calor necesario para la reacción de cracking. Las ventajas del proceso son la flexibilidad frente al tipo de combustible y la alta calidad del carbono obtenido. Existen en desarrollo dos pequeños proyectos a pequeña escala para la producción de hidrógeno con el proceso de plasma. Uno denominado “The Glid Arc” desarrollado por Canadian Synergy Technologies Corporation; y otro denominado “Kveaner CB&H” que en planta piloto ha producido 1000 m<sup>3</sup>/h de hidrógeno y 270 kg o 500 kg de carbono según utilice gas natural o aceite aromático respectivamente (IEAGHG, 2001)

#### **2.4.5. Tecnologías basadas en el óxido de calcio**

Hay varios sistemas de precombustión que utilizan la reacción de carbonatación del CaO a altas presiones y temperaturas para su integración en la gasificación de combustibles sólidos, reacción shift y eliminación del CO<sub>2</sub> mediante reacción con el CaO. La reacción total de estos sistemas es:



Hay varios sistemas en desarrollo basados en esta reacción y que dependen de la

tecnología utilizada para gasificación, carbonatación-calcinación y utilización del combustible obtenido. Todas estas tecnologías están en la primera fase del desarrollo. Las simulaciones indican que se pueden alcanzar altos rendimientos, ya que la mayor parte de la energía utilizada para la regeneración del sorbente se transfiere al hidrógeno generado en la reacción (14). El principal reto es la regeneración del sorbente a alta temperatura ( $> 900\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) para producir CO<sub>2</sub> puro y otro reto es obtener suficiente conversión en H<sub>2</sub> sin la utilización de catalizadores en la reacción shift.

## 2.5. TECNOLOGÍAS “LLAVE”

Se consideran tecnologías llave aquellas que es necesario desarrollar para que se puedan utilizar las consideradas anteriormente

- Utilización del combustible descarbonizado en procesos industriales
- Utilización del combustible descarbonizado en turbinas de gas
- Producción de gas de síntesis usando membranas para la producción de oxígeno
- Gasificación/*reforming* en bucle químico
- Utilización del combustible descarbonizado en celdas de combustible

## 3. STATUS Y PERSPECTIVAS

El objetivo de todos los procesos señalados para la conversión de combustibles es el mismo: producir un combustible más limpio a partir de la conversión de combustibles brutos en otros que contienen poco o nada de carbono. Esto supone que en alguna de las etapas habrá que separar el CO<sub>2</sub>. Analizando las perspectivas de desarrollo de la precombustión según el tipo de generación de energía eléctrica se llega a las siguientes conclusiones:

*Ciclos combinados de gas natural:* Actualmente la instalación de un sistema de captura de CO<sub>2</sub> por precombustión reduce la eficiencia del 56 % al 48 %. Para este tipo de centrales las mejoras más significativas en la eficiencia de los ciclos vienen de mejoras en la turbina de gas, esperándose que hacia 2020 alcancen una eficiencia del 65 % sin captura de CO<sub>2</sub> y de 56 % con captura. Esto significa que la mejora en la eficiencia del ciclo se compensaría con la penalización energética que supone la instalación del sistema de captura de CO<sub>2</sub>.

*Gasificación Integrada en Ciclo Combinado (GICC):* estos ciclos son alternativas de centrales prácticamente comerciales que pueden funcionar con derivados pesados del petróleo y combustibles sólidos, como el carbón o el coque. Actualmente la GICC de mayor potencia del mundo se encuentra en Puertollano (España) y es propiedad de la compañía Elcogas. Las perspectivas de mejora en este tipo de sistemas son similares a las expuestas para los ciclos combinados de gas natural: se espera que hacia el 2020 la eficiencia con captura sea igual a la mejor que se puede conseguir a día de hoy sin captura (en este caso, aproximadamente del 43 %)

*Pilas de combustible:* están aun en fase de desarrollo, aunque se han conseguido celdas con una potencia máxima de 1 MW. De todas formas, todavía faltan de 5 a 10 años para que estén disponibles comercialmente, y a largo plazo se espera que lleguen a ser competitivas para generar energía eléctrica. Integrar la captura de CO<sub>2</sub> en estos sistemas es relativamente sencillo y en consecuencia aparecen como una alternativa futura para reducir la penalización energética y económica de la captura (se ha calculado que su eficiencia con captura será del 67 %). Sin embargo, su escasa potencia impide que se alcancen costes razonablemente bajos para unidades individuales, aunque en grupos con una potencia total de 100 MW estos costes ya son asumibles

La mayoría de los estudios coinciden en señalar que para los sistemas basados en la



precombustión el coste incremental de pasar de la tecnología base sin captura a la misma tecnología capturando el CO<sub>2</sub> es menor que en otros sistemas, pero hay un factor decisivo para su viabilidad, que es el coste absoluto del sistema que utiliza el combustible libre de carbono. Los sistemas de precombustión también tienen la ventaja estratégica de proporcionar a gran escala y con elevadas eficiencias térmicas, un “mix” adecuado de electricidad, hidrógeno y combustibles bajos en carbono o productos químicos, para su utilización posterior.

## 4. IMPACTOS DE LOS SISTEMAS DE CAPTURA DE CO<sub>2</sub> EN LAS EMISIONES Y EN LA UTILIZACIÓN DE RECURSOS

### 4.1. Visión general de las emisiones de los sistemas de captura

Las plantas con captura de CO<sub>2</sub> producirían una corriente de dióxido de carbono concentrado para su almacenamiento más, en muchos casos, una serie de gases emitidos a la atmósfera y residuos líquidos. En algunos casos concretos se producen también residuos sólidos. El CO<sub>2</sub> capturado puede contener impurezas que tengan impactos a lo largo de su transporte o almacenamiento e incluso sobre la salud, la seguridad y el medio ambiente. Esas impurezas dependen del tipo de planta y del sistema de captura utilizado, como se recoge en la tabla 6.

Tabla 6. Concentración de impurezas en CO<sub>2</sub> seco en % en volumen (Fuente: IEA GHG 2003, 2004, 2005)

	SO <sub>2</sub>	NO	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub> /Ar/O <sub>2</sub>	Total
<b>PLANTAS DE CARBÓN</b>								
Captura post-combustión	<0,01	<0,01	0	0	0	0	0,01	0,01
Captura pre-combustión	0	0	0,01-0,6	0,8-2,0	0,03-0,4	0,01	0,03-0,6	2,1-2,7
Oxígeno-Combustible	0,5	0,01	0	0	0	0	3,7	4,2
<b>PLANTAS DE GAS</b>								
Captura post-combustión	<0,01	<0,01	0	0	0	0	0,01	0,01
Captura pre-combustión	0	0	<0,01	1,0	0,04	2,0	1,3	4,4
Oxígeno-Combustible	<0,01	<0,01	0	0	0	0	4,1	4,1
a. La concentración de SO <sub>2</sub> para Oxígeno-combustible y la máxima concentración de H <sub>2</sub> S en captura pre-combustión, corresponden a los casos donde las impurezas se dejan deliberadamente en el CO <sub>2</sub> con objeto de reducir los costes. La concentración mostrada se basa en la utilización de un carbón con un contenido en azufre del 0,86 %. La concentración es directamente proporcional al contenido en azufre del combustible								
b. El caso de Oxígeno-combustible incluye la purificación criogénica del CO <sub>2</sub> para separar parte de N <sub>2</sub> , Ar, O <sub>2</sub> y NO <sub>x</sub> . La eliminación de esta unidad aumenta las impurezas pero reduce los costes.								
c. Para todas las tecnologías, la concentración de impurezas mostrada en la tabla puede ser reducida aumentando los costes de captura								

El CO<sub>2</sub> capturado contiene una humedad que debe ser eliminada para evitar problemas de corrosión o de formación de hidratos

### 4.2. Marco para la evaluación del impacto de los sistemas de captura

El principal inconveniente de los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> (que por ahora los hace inviables) es la fuerte penalización energética que conllevan. Dicha penalización energética suele medirse como la energía adicional necesaria para producir 1 KWh en una central donde se haya instalado un sistema de captura, frente a la misma sin dicho sistema. Dicho incremento de energía puede relacionarse con las eficiencias globales de la planta con y sin el sistema de captura de CO<sub>2</sub> según la siguiente expresión:

$$\Delta E = \frac{(\eta_{ref} - \eta_{captura})}{\eta_{captura}}$$

Esa energía adicional es mucho mayor que la requerida para el funcionamiento de los sistemas de reducción de otras emisiones de las centrales. Hay que tener en cuenta que el incremento energético no sólo supone un mayor consumo de combustible, agua y productos químicos, sino también un aumento de los residuos sólidos, líquidos y contaminantes del aire que no son capturados por el sistema de captura del CO<sub>2</sub>. En la tabla 7 se muestran los valores de este incremento energético para centrales eléctricas que se construyesen con la tecnología disponible actualmente.

Tabla 7. Penalización energética según el tipo de central que se esté considerando

Tipo de planta	ΔE, %
Carbón pulverizado	24-40
Ciclo combinado de gas natural	11-22
Ciclo combinado con gasificación de carbón	14-25

De manera más amplia, resulta interesante comparar las eficiencias de los diferentes tipos de centrales sin captura y con distintas tecnologías de captura. Dicha comparación se observa en la figura 13. A la hora de interpretar los datos ha de tenerse en cuenta que son eficiencias de centrales construidas con la tecnología disponible en la actualidad.

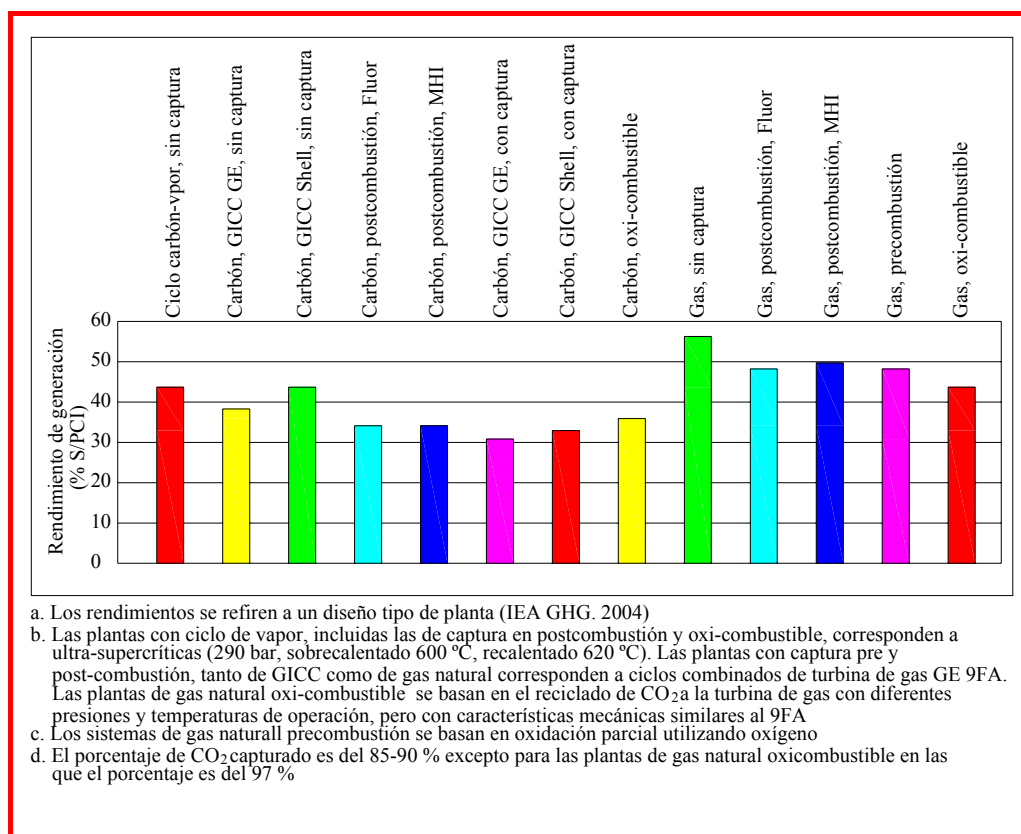


Figura 14. Rendimientos térmicos de centrales con y sin captura de CO<sub>2</sub>, % S/PCI (IEA GHG 2003 2004)

También resulta interesante el estudio del incremento de consumo de combustible por kWh de electricidad producido en comparación con la misma central sin captura, para distintos tipos de centrales y representando el distinto origen de las penalizaciones energéticas.

En la figura 15 se presenta esta información, extrayéndose algunas conclusiones principales:

- Los sistemas de captura basados en la postcombustión tienen dos consumos energéticos importantes: la separación del CO<sub>2</sub> (es el principal en todos ellos) y la purificación y compresión de CO<sub>2</sub> (común a cualquier sistema de captura)
- Los sistemas de precombustión tienen como principal consumo energético la conversión del combustible y los cambios que hay que hacer en el ciclo como resultado de esta conversión
- Los sistemas basados en la oxicomcombustión presentan un importante consumo energético en la fase de producción de oxígeno para la combustión, como se ha descrito anteriormente.

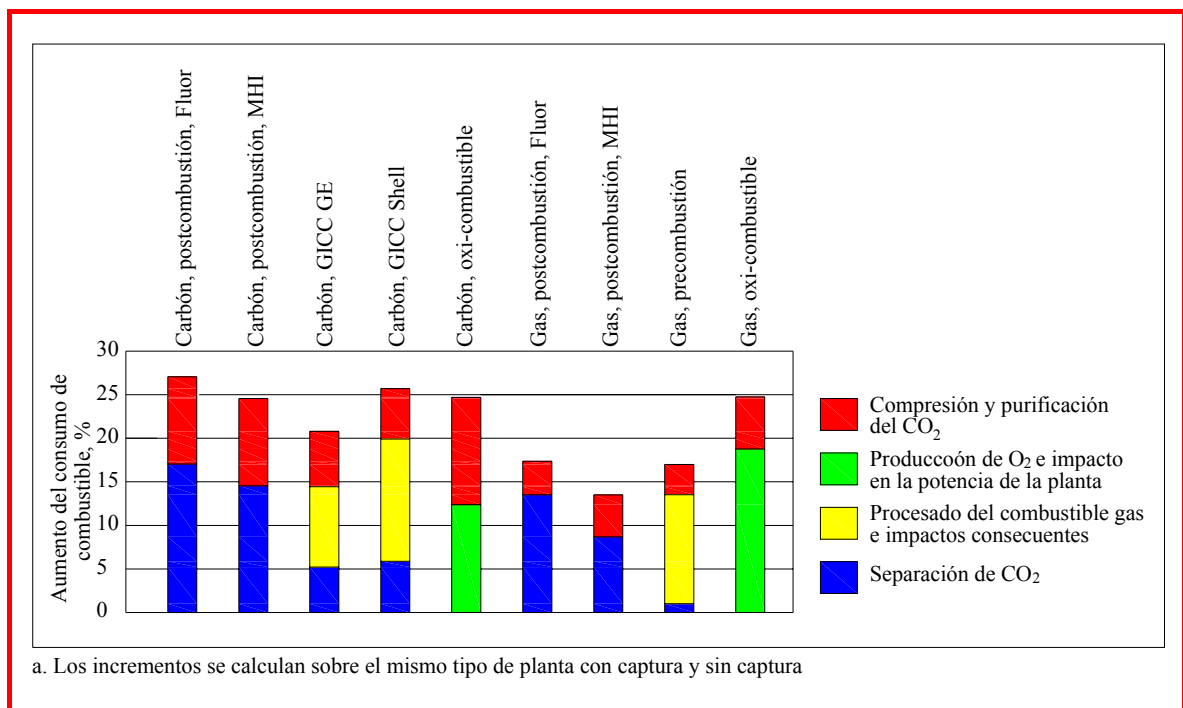


Figura 15. Aumento en % del consumo de combustible por kWh producido debido a la captura de CO<sub>2</sub> (IEA GHG 2003 2004)

Además, habría que considerar el aumento en el consumo de energía para los sistemas de captura de otras emisiones situados aguas arriba del sistema CCS en la central.

## 5. COSTES DE LA CAPTURA DE CO<sub>2</sub>

### 5.1. Factores que afectan al coste de captura de CO<sub>2</sub>

Los factores que afectan al coste de la captura son los siguientes:

- Tecnología de captura de CO<sub>2</sub> utilizada y tecnología de la central cuya operación genera el CO<sub>2</sub>
- Definición de la frontera del sistema del que se considerará el coste. Por ejemplo se puede considerar solamente los costes de las fases de captura y compresión del CO<sub>2</sub> (excluyendo del estudio los costes de transporte y almacenamiento).
- Definición del marco temporal y de la madurez de la tecnología considerada. Es un factor que a menudo resulta difícil de concretar, especialmente cuando se está hablando de tecnologías actualmente en desarrollo, para las que suele estimarse el coste en centrales que se construyan en un futuro cuando la tecnología esté madura.

- Diferentes medidas del coste. Existen diversos indicadores del coste de la captura del CO<sub>2</sub> (coste de inversión, coste de la electricidad, coste del CO<sub>2</sub> evitado o coste del CO<sub>2</sub> capturado o eliminado). Dichas medidas se resumen en los siguientes cuatro apartados.

### 5.1.1. Coste de la inversión

Representa el gasto total necesario para diseñar, adquirir e instalar el sistema de interés. Puede incluir o no el coste de algunas instalaciones que no serían estrictamente necesarias en caso de no instalarse el sistema de captura de CO<sub>2</sub> (como por ejemplo el sistema de desulfuración de humos). Se calcula como la diferencia entre el coste de la central con captura y el de la central sin captura para una misma cantidad de producto útil (en este caso la energía eléctrica).

### 5.1.2. Incremento del coste del producto (energía eléctrica)

El coste de la electricidad puede calcularse según la siguiente fórmula, recogida en el Informe sobre Captura del IPCC:

$$COE = \frac{(TCR)(FCF) + (FOM)}{(CF)(8760)(kW)} + VOM + (HR)(FC)$$

Esta fórmula aparentemente compleja expresa la suma de tres partidas de coste (en €/kWh):

- COE = Coste de la electricidad
- TCR\*FCF = Coste de la inversión inicial (pues TCR es la inversión total y FCF es la fracción de esa inversión que se contabiliza cada año).
- FOM = Costes fijos de operación.
- CF = Capacidad de la planta y 8760 son las horas del año.
- VOM = Costes variables de operación y mantenimiento.
- HR = Consumo de combustible por unidad de energía eléctrica producida, es decir, la inversa de la eficiencia.
- FC = Precio del combustible.

El incremento del coste se obtendrá como diferencia del coste de la electricidad con y sin captura

### 5.1.3. Coste del CO<sub>2</sub> evitado

Refleja el coste medio de reducir en una unidad de masa las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera produciendo la misma cantidad de energía que una central de referencia sin captura de CO<sub>2</sub>. La expresión para su cálculo es:

$$\text{Coste del CO}_2 \text{ evitado} (\text{€} / t(\text{CO}_2)_{\text{evitado}}) = \frac{(COE)_{\text{captura}} - (COE)_{\text{ref}}}{(CO_2 / kWh)_{\text{capturado}}}$$

COE es el coste de la electricidad de la fórmula del párrafo anterior y (CO<sub>2</sub>/kWh) es la emisión másica de CO<sub>2</sub> en toneladas emitidas por kWh generado con base a la capacidad neta de la planta. La elección de la central de referencia juega un papel determinante en la determinación de este coste. Es lógico utilizar como referencia una central del mismo tipo y diseño que aquella a la que se incorpora la captura.

#### 5.1.4. Coste del CO<sub>2</sub> eliminado o capturado

Esta medida del coste se basa en la masa de CO<sub>2</sub> capturada, y es útil para determinar la viabilidad económica de un sistema de captura de CO<sub>2</sub> dado un precio de mercado para el CO<sub>2</sub> (bien como producto básico para otros usos o dentro del mercado de derechos de emisiones que apareció tras el Protocolo de Kyoto). Si el CO<sub>2</sub> capturado puede venderse a un precio similar al coste del CO<sub>2</sub> capturado (o se captura a un coste inferior o igual al del derecho de emisión que hay que adquirir para emitirlo) el coste de la electricidad no variará y sin embargo se lograría una gran reducción de las emisiones.

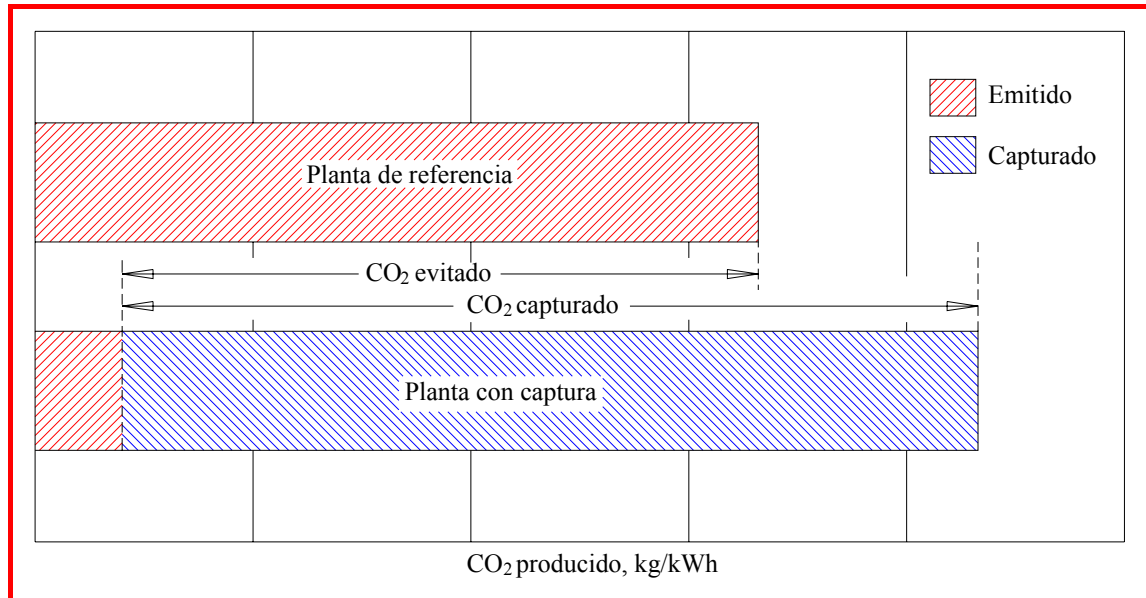


Figura 16. CO<sub>2</sub> Emitido/Capturado

Como puede apreciarse en la figura 16 la cantidad de CO<sub>2</sub> capturado siempre será mayor que la de CO<sub>2</sub> evitado. Esto se debe a que, debido a la fuerte penalización energética de los sistemas de captura, para producir la misma energía eléctrica es necesario un mayor consumo de combustible, que se traduce en mayores emisiones de CO<sub>2</sub>. La consecuencia *contable* de esa diferencia será que el coste del CO<sub>2</sub> evitado siempre será mayor que el del CO<sub>2</sub> capturado, luego habrá que distinguir bien si se está usando una u otra medida del coste.

#### 5.1.5. Resumen de las estimaciones de costes de captura de CO<sub>2</sub>

En la tabla 8 se presenta a modo de resumen una tabla con los costes de captura para los sistemas de producción de energía eléctrica más importantes de los ya analizados. Dicha tabla sólo comprende los casos de nuevas centrales en las que se instalan sistemas de captura de CO<sub>2</sub> cuya tecnología está ya disponible comercialmente. Los resultados, como se viene indicando a lo largo de todo este texto, son muy variables debido a las diferentes condiciones de partida de cada estudio. Se resumen a continuación las conclusiones más importantes:

- Los sistemas actuales de captura de CO<sub>2</sub> reducen las emisiones de CO<sub>2</sub> por kWh entre un 85 y un 90 %, por lo que puede considerarse que en cuanto a eficiencia de captura las tecnologías existentes han llegado a un nivel adecuado.

*Tabla 8. Resumen del coste de funcionamiento y captura de CO<sub>2</sub> para nuevas plantas basadas en la tecnología actual.*

Funcionamiento y medida del coste	CCGN Nuevo		CP Nuevo		GICC Nuevo		Planta de H <sub>2</sub> Nueva		Unidades para planta de H <sub>2</sub>
	Rango Bajo - Alto	Valor Repres	Rango Bajo - Alto	Valor Repres	Rango Bajo - Alto	Valor Repres	Rango Bajo - Alto	Valor Repres	
Emisión sin captura, Kg CO <sub>2</sub> .MWh <sup>-1</sup>	344 - 379	367	736 - 811	762	682 - 846	773	78 - 174	137	Kg CO <sub>2</sub> .GJ <sup>-1</sup> (sin captura)
Emisión con captura, Kg CO <sub>2</sub> .MWh <sup>-1</sup>	40 - 66	52	92 - 145	112	65 - 152	108	7 - 28	17	Kg CO <sub>2</sub> .GJ <sup>-1</sup> (con captura)
Porcentaje de CO <sub>2</sub> reducido, % por kWh	83 - 88	86	81 - 88	85	81 - 91	86	72 - 96	86	% reducido por unidad de producto
Rendimiento de la planta con captura, % S/PCI	47 - 50	48	30 - 35	33	31 - 40	35	52 - 68	60	Rendimiento de la planta con captura, % S/PCI
Energía para la captura, % de mas de entrada.MW <sup>-1</sup>	11 - 22	16	24 - 40	31	14 - 25	19	4 - 22	8	% de más en la entrada por GJ de producto
Necesidades de capital sin captura, US\$.kW <sup>-1</sup>	515 - 724	568	1161-1486	1286	1169-1565	1326	No hay una normalización unica para las plantas multiproducto		Capital necesario sin captura
Necesidades de capital con captura, US\$.kW <sup>-1</sup>	909 - 1621	998	1894-2578	2096	1414-2270	1825			Capital necesario con captura
Aumento en el coste del capital con captura, %	64 - 100	76	44 - 74	63	19 - 66	37			% de aumento en el coste del capital
COE sin captura, US\$.MW <sup>-1</sup>	31 - 50	37	43 - 52	46	41 - 61	47	6,5 - 10,0	7,8	Coste del H <sub>2</sub> sin captura, US\$.GJ <sup>-1</sup>
COE con captura, US\$.MW <sup>-1</sup>	43 - 72	54	62 - 86	73	54 - 79	62	7,5 - 13,3	9,1	Coste del H <sub>2</sub> con captura, US\$.GJ <sup>-1</sup>
Aumento en el COE con captura, US\$.MW <sup>-1</sup>	12 - 24	17	18 - 34	27	9 - 22	16	0,3 - 0,33	1,3	Aumento en el coste de H <sub>2</sub> , US\$.GJ <sup>-1</sup>
Porcentaje de aumento del COE con captura, %	37 - 69	46	42 - 66	57	20 - 55	33	5 - 33	15	Porcentaje de aumento en el coste del H <sub>2</sub>
Coste del CO <sub>2</sub> capturado US\$.MW <sup>-1</sup>	33 - 57	44	23 - 35	29	11 - 32	20	2 - 39	12	US\$/tCO <sub>2</sub> capturado
Coste del CO <sub>2</sub> evitado US\$.MW <sup>-1</sup>	37 - 74	53	29 - 51	41	13 - 37	23	2 - 56	15	US\$/tCO <sub>2</sub> evitado
Nivel confianza de captura	moderado	moderado	moderado	moderado	moderado	moderado	moderado	moderado	Nivel de confianza

-(a) Los costes son solamente para captura y no incluyen los de transporte y almacenamiento. -(b) Todos los datos relativos a carbón pulverizado y GICC corresponden a carbones bituminosos. -(c) Todas las plantas de carbón pulverizado son ultrasuperféricas. -(d) Los CCGN se basan en los precios del gas natural de 2,8-4,4 US\$.GJ<sup>-1</sup> S/PCI. -(e) Los costes corresponden a dolares US constantes de 2002. -(f) El tamaño de las plantas es de 400-800 MW en los casos sin captura y de 300 a 700 Mw con captura. -(g) La alimentación de las plantas de H<sub>2</sub> es gas natural (4,7-5,3 US\$.GJ<sup>-1</sup>) o carbón (0,9-1,3 US\$.GJ<sup>-1</sup>). -(h) En todos los casos se incluye la compresión del CO<sub>2</sub> pero no el transporte.

-El coste de la electricidad aumenta del 35 al 70 % para centrales de ciclo combinado de

gas natural, del 40 al 85 % para centrales de carbón pulverizado y del 20 al 55 % para centrales de ciclo combinado con gasificación integrada

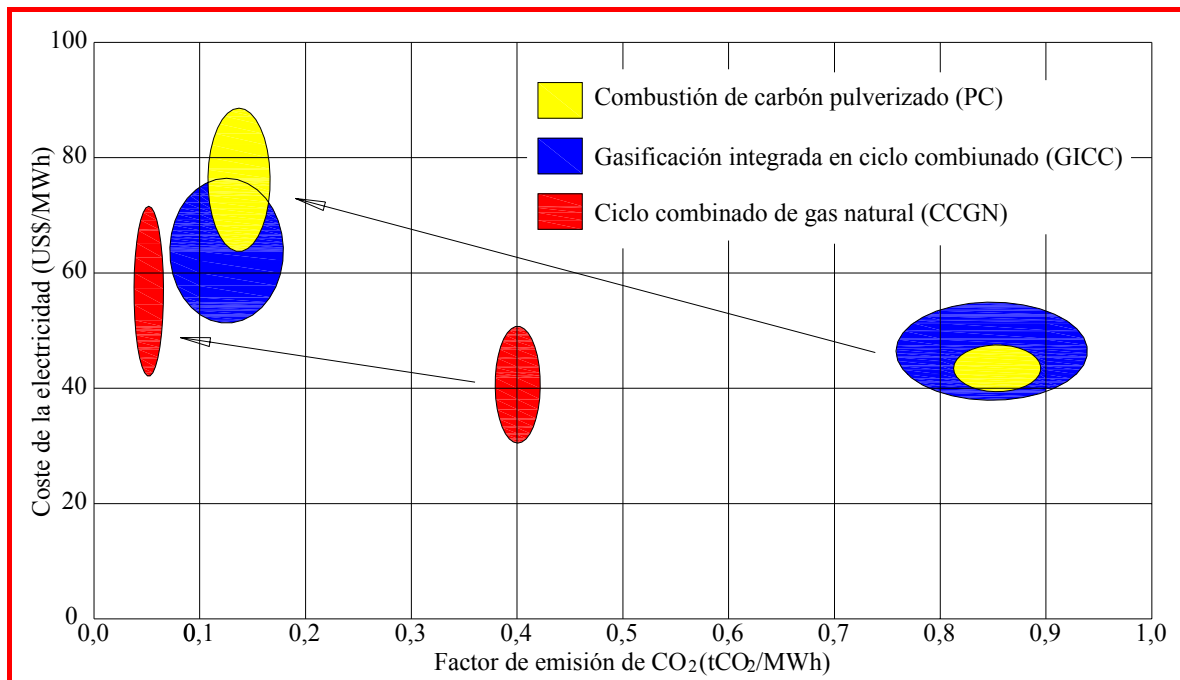


Figura 17. Resumen de características de funcionamiento y costes de centrales nuevas con captura de CO<sub>2</sub>.

En cuanto a las centrales ya existentes, las opciones de captura de CO<sub>2</sub> y sus respectivos costes no han sido profundamente estudiados. Sí puede deducirse de los pocos estudios existentes que los costes son extremadamente dependientes de la localización. Deberían de estudiarse de forma exhaustiva las posibilidades de retrofitting en las centrales de carbón existentes.

## 6. ALMACENAMIENTO DE CO<sub>2</sub>

Es muy probable que en el lugar en el que se produce el proceso de captura, no se pueda realizar la inyección en el subsuelo, por no existir formación adecuada para acoger el CO<sub>2</sub>. Así pues, lo normal es que haya que realizar un transporte hasta el emplazamiento donde el proceso de almacenamiento pueda ser llevado a cabo.

La primera parte del proceso de transporte consiste en una compresión del CO<sub>2</sub> en forma de fluido supercrítico o fluido denso. Esta compresión se debe a dos motivos fundamentales:

- Reducir el volumen del gas a transportar y
- Que llegue al emplazamiento elegido con la presión necesaria para la inyección. Por este motivo, hay que estudiar cuidadosamente las pérdidas de carga que pueda sufrir desde el punto de captura hasta el de inyección

Una vez comprimido el CO<sub>2</sub>, el transporte se puede realizar de diversas formas, aunque parece que para pequeños proyectos de demostración es más habitual el empleo de camiones y para proyectos comerciales convendría más la utilización de tuberías o gasoductos.

Básicamente los costes del transporte varían en función de la distancia a recorrer. Los estudios más recientes cifran los costes entre 0,8 y 2,4 €/t CO<sub>2</sub> cada 100 km

En la actualidad, el gasoducto de CO<sub>2</sub> más largo del mundo cubre una distancia de 808

km y está en uso desde 1984 en Estados Unidos. Transporta 19,3 Mt CO<sub>2</sub> año

El proceso de almacenamiento geológico de CO<sub>2</sub> es quizás el más complejo. Su complejidad proviene del hecho de que antes de que se puedan efectuar las labores de compresión y transporte es necesario realizar una compleja labor de selección del emplazamiento, que requiere un estudio detallado de numerosos parámetros que definen la idoneidad o no de la formación

Los emplazamientos que en la actualidad están teniendo un mayor estudio y utilización son:

- Yacimientos de petróleo agotados
- Yacimientos de gas agotados
- Capas de carbón no explotables con posibilidades de recuperación de metano (ECBM)
- Formaciones profundas con agua salada (acuíferos salinos)
- Océanos

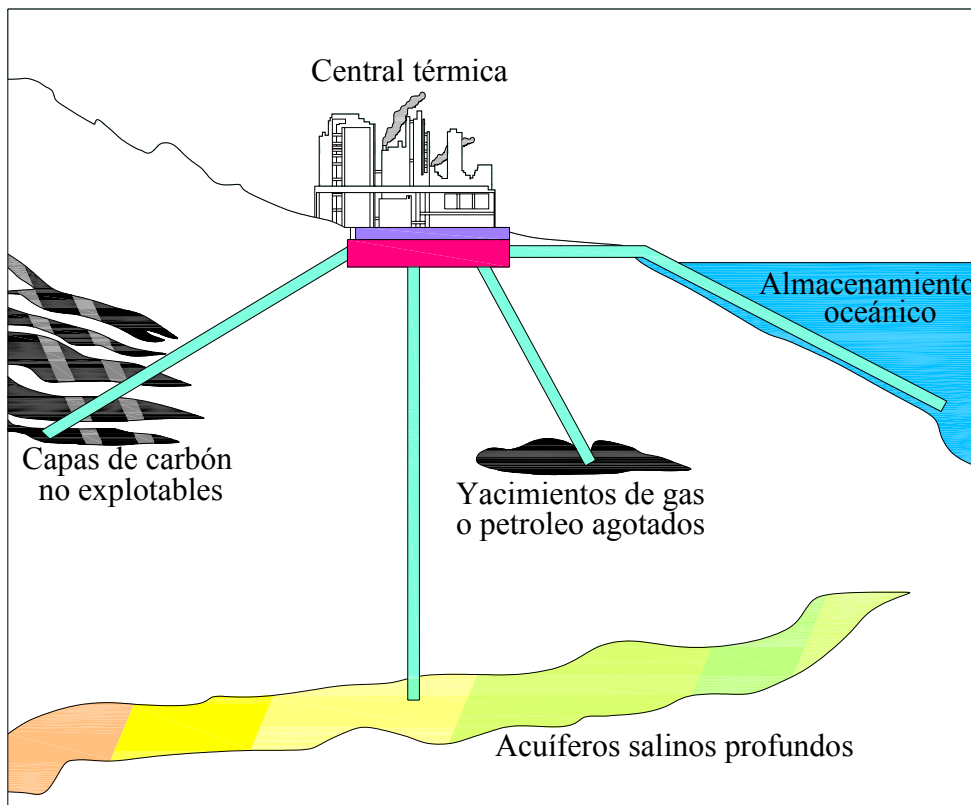


Figura 18. Alternativas para almacenamiento de CO<sub>2</sub>

Además se están estudiando otras posibilidades de almacenamiento en:

- Mineralizaciones.
- Formaciones de pizarras bituminosas con altos contenidos en materia orgánica.
- Áreas geotérmicas de baja entalpía.
- Yacimientos salinos susceptibles de disolución.

Las capacidades de almacenamiento de los principales emplazamientos vistos anteriormente son:

Tipo de emplazamiento

Capacidad mundial estimada



Yacimientos de gas y petróleo	100s Gt
Formaciones profundas de agua salada	100s - 1000s Gt
Capas de carbón no explotables	10s - 100s Gt

Hay muchas incertidumbres sobre las estimaciones de capacidad, pero estas formaciones están demostrando que tienen la posibilidad de almacenar emisiones de CO<sub>2</sub> durante muchos años

Teniendo en cuenta que las emisiones medias anuales en el mundo durante la década 2000-2010 están estimadas aproximadamente en 27,5 Gigatoneladas (Gt), los anteriores emplazamientos tendrían una capacidad de almacenamiento de:

<u>Tipo de emplazamiento</u>	<u>Años de almacenamiento</u>
Yacimientos de gas y petróleo	> 30
Formaciones profundas de agua salada	15 - 364
Capas de carbón no explotables	2 - 7

### **6.1. Yacimientos de petróleo y gas**

En los yacimientos de petróleo ha sido se utiliza generalmente el agua, de manera que al ser inyectada y debido a la diferencia de densidades, se desplace el remanente de petróleo que no podía ser explotado. A este sistema en terminología anglosajona se le denomina Enhanced Oil Recovery (EOR). En la actualidad, se está sustituyendo el uso del agua por la utilización de CO<sub>2</sub> para la extracción del petróleo remanente, con lo que a su vez el yacimiento de petróleo se está utilizando como almacenamiento de CO<sub>2</sub>. Este mismo sistema se cree que pueda ser utilizado en los yacimientos de gas natural (EGR)

Los yacimientos petrolíferos se consideran los mejores almacenamientos de CO<sub>2</sub>, dado que su estabilidad geológica está demostrada y sus propiedades físicas han sido caracterizadas y modelizadas para predecir exactamente el desplazamiento del petróleo y el posterior almacenamiento del CO<sub>2</sub>

Existen aproximadamente 80 EOR en la actualidad, sobre todo en Norte América, operados en su mayoría por compañías petrolíferas.

### **6.2. Capas de carbón no explotables**

La inyección de CO<sub>2</sub> se está planteando como técnica para explotar y liberar el metano atrapado en las capas de carbón profundas no explotables (ECBM).

Con esta técnica el CO<sub>2</sub> inyectado es fijado por absorción y almacenado en la capa de carbón, al mismo tiempo que se libera el metano atrapado. El proceso ECBM permite la fijación de dos o tres moléculas de CO<sub>2</sub> por cada molécula de metano liberada.

Se establecería el siguiente bucle en el proceso ECBM:

A- la combustión de carbón para producir electricidad emite gases, principalmente CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>.

B- el CO<sub>2</sub> es atrapado e inyectado en capas de carbón no explotables. El CO<sub>2</sub> se fija por absorción en el carbón.

C- el carbón, una vez fijado el CO<sub>2</sub>, comienza a emitir metano (CH<sub>4</sub>), que, según su utilización, se descompondrá en hidrógeno y en CO<sub>2</sub>.

D- el CO<sub>2</sub> emitido por la descomposición del metano será de nuevo capturado e inyectado en el carbón.

Existen abundantes capas de carbón profundas no explotables en Canadá, EEUU,

Australia, India y China

### **6.3. Formaciones profundas de agua salada**

Se encuentran generalmente debajo del mar, en formaciones de carbonatos o areniscas que contienen grandes cantidades de agua salada, similares a los acuíferos de agua dulce.

El CO<sub>2</sub> es inyectado siguiendo las técnicas utilizadas para la recuperación del remanente en un yacimiento petrolífero.

En la actualidad existen numerosos proyectos a nivel mundial para la utilización de estos acuíferos, todos ellos analizan la forma de minimizar los costes de almacenamiento, valoración del riesgo y geología de los almacenamientos. Los más importantes se están llevando a cabo en Norte-América, Japón, China y en determinadas zonas de Europa

El mayor proyecto en Europa se está desarrollando en el Mar del Norte en el Norwegian Sleipner West. Se ha comprobado la viabilidad económica y técnica del proyecto con la inyección de aproximadamente un millón de toneladas por año. La instalación incorpora los sistemas de separación e inyección del CO<sub>2</sub>.

### **6.4. Almacenamiento en océanos**

Los océanos poseen una enorme capacidad natural para absorber y almacenar CO<sub>2</sub>. Se calcula que el océano contiene unos 40 000 GtC (GtC = un billón de toneladas de C) mientras que la atmósfera contiene aproximadamente 750 GtC y la biosfera terrestre alrededor de 2 200 GtC. Esto significa que si fuéramos capaces de capturar todo el CO<sub>2</sub> atmosférico y trasladarlo a los océanos, la concentración de CO<sub>2</sub> en estos tan sólo aumentaría en un 2 %. Sin embargo, es necesario poder asegurar la aceptabilidad ambiental y aún deben discutirse las posibles ventajas e impactos del proceso de almacenamiento en el océano.

Existen dos opciones para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> en los océanos:

#### **A- Inyección directa**

Consiste en la inyección en los océanos profundos de una corriente altamente concentrada de CO<sub>2</sub> procedente de grandes fuentes puntuales de emisión, tales como las centrales eléctricas.

El CO<sub>2</sub> capturado se transporta para su inyección en el océano mediante el uso de tuberías fijas o transporte discontinuo.

#### **B- Fertilización**

Algunos experimentos han demostrado que mediante la fertilización con hierro del océano, se puede aumentar el contenido en fitoplancton, lo que significa un aumento del proceso de la fotosíntesis (por el cual las plantas toman de la atmósfera el CO<sub>2</sub> que necesitan para vivir) o lo que es lo mismo, un aumento del grado de transferencia del CO<sub>2</sub> al océano. Parte de este fitoplancton se hundirá, quedando almacenado el CO<sub>2</sub> en aguas más profundas.

La industria ha desarrollado un gran interés por usar la tecnología de la fertilización con hierro debido a su bajo coste. Estudios recientes indican que, mediante la fertilización de los océanos con hierro, se podría conseguir la absorción de miles de millones de toneladas de carbono atmosférico cada año, ya que se estima que el fitoplancton absorbe entre 10 000 y 100 000 átomos de carbono por cada átomo de hierro añadido al agua, a una profundidad de 100 m

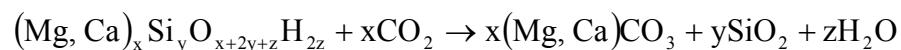
### **6.5. Almacenamiento en mineralizaciones**

La carbonatación mineral es una tecnología prometedora para la reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub>. Comprende la reacción de CO<sub>2</sub> con minerales no carbonatados,

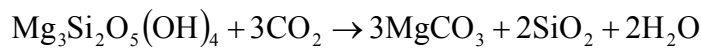
principalmente silicatos de calcio o magnesio, para formar uno o más componentes carbonatados, normalmente sólidos. El proceso imita la alteración natural de minerales silicatados para formar carbonatos como calcita ( $\text{CaCO}_3$ ), dolomita ( $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ ), magnesita ( $\text{MgCO}_3$ ), y siderita ( $\text{FeCO}_3$ ). Los productos así formados son termodinámicamente estables y por lo tanto el almacenamiento del  $\text{CO}_2$  es permanente y seguro. Además, la capacidad de almacenamiento es grande porque los depósitos de silicatos son muy abundantes en la naturaleza

En la actualidad, se están realizando diversos estudios que, en general, pretenden encontrar una forma rentable de acelerar las reacciones que son lentas en la naturaleza. Estos estudios todavía se encuentran en fase preliminar:

#### Reacción General

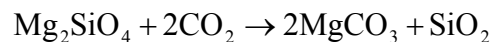


#### Serpentina



Reacción exotérmica: + 64 kJ/mol. Una tonelada de serpentina almacena 1/2 t  $\text{CO}_2$

#### Olivino



Reacción exotérmica: + 95 kJ/mol. Una tonelada de olivino almacena 2/3 t  $\text{CO}_2$

Se estima que los costes para la eliminación de una tonelada de  $\text{CO}_2$  mediante el proceso químico de carbonatación mineral oscilaría entre 15 y 20 \$, teniendo en cuenta la explotación minera y los procesos de trituración y molienda del mineral necesarios para la obtención del tamaño requerido en planta para dicho proceso químico. En una central eléctrica con un rendimiento del 70 % esto supondría cerca de 1 cent  $\text{US}/\text{kWh}$  de electricidad generada

Aspectos importantes en el almacenamiento de  $\text{CO}_2$  mediante carbonatación mineral son el transporte de los materiales implicados y el destino de los productos obtenidos. Los costes de transporte pueden ser reducidos al mínimo situando la planta de tratamiento en las cercanías de la mina de donde se obtiene la materia base (silicatos) y transportando hasta la misma el dióxido de carbono, previamente capturado de las grandes fuentes emisoras. Esta proximidad hace posible que los productos carbonatados obtenidos puedan utilizarse para la recuperación medioambiental de la misma mina de donde proceden

Existen grandes depósitos de silicatos de magnesio y calcio, repartidos por todo el mundo, más que suficientes para llevar a cabo el almacenamiento de todo el  $\text{CO}_2$  de origen antropogénico. La abundancia de este tipo de depósitos es tal que, un sólo depósito situado en Omán contiene unos 30 000  $\text{km}^3$  de silicatos de magnesio, capaces de tratar todo el  $\text{CO}_2$  mundial. Los mayores depósitos de olivino se encuentran en Noruega, Japón, España, Estados Unidos e Italia

Las principales ventajas de este tipo de almacenamiento son:

- Con este proceso los silicatos naturales y antrópicos se convierten rápidamente en carbonatos por reacción con  $\text{CO}_2$  bajo condiciones ambientales controladas.
- La carbonatación es exotérmica por lo que no es necesaria una fuente de calor externa.
- Los componentes carbonatados formados son termodinámicamente estables, además

- de ambientalmente benignos y débilmente solubles.
- Los recursos minerales que se requieren son abundantes en muchas zonas, siendo además fácil localizarlos en las cercanías de las grandes fuentes emisoras de CO<sub>2</sub>
  - Existe la posibilidad de producir subproductos que supongan un valor añadido al proceso.
  - Sin tener en cuenta el uso final de los productos sólidos generados, el CO<sub>2</sub> permanecerá inmovilizado de forma prácticamente permanente.
  - Se produce una reducción de volumen total de los reactantes iniciales (silicato + CO<sub>2</sub>), ya que los carbonatos son 1.000 veces más densos que el CO<sub>2</sub> gaseoso en condiciones estándar (25 °C, 1 atm). Sin embargo, la fase sólida sufre un incremento de volumen (del 192 % en el caso de la forsterita)
  - Los costes estimados son razonables

## 7. BIBLIOGRAFÍA

- Santiago Bordiú García-Ovies. Proyecto Fin de Carrera. E.P.S. de Ingeniería de Gijón, Julio 2007
- Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. (2005). Informe especial sobre la captación y el almacenamiento de dióxido de carbono. [1]
- International Energy Agency (2004). *World Energy Outlook* [2]
- British Petroleum (2006). *Statistical Review of World Energy* [3]
- El sistema eléctrico español. Avance del informe 2006. *Red Eléctrica de España*. [4]
- Farley, M. (2006). Clean Coal Technology and Energy Review. *Mitsui Babcock* [5]
- Department of Trade&Industry. (2005). A strategy for developing carbon abatement technologies for fossil fuels use. [6]
- Panesar. R; Lord. M; Simpson. S; White. V; Gibbins. J; Reddy. S. (2006). Coal-Fired Advanced Supercritical Boiler/ Turbine Retrofit with CO<sub>2</sub> Capture. *8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*. [7]
- Chapel, D.G.; Mariz, C.L.; Ernest, J. (1999). *Recovery of CO<sub>2</sub> from flue gases: Comercial Trends*. *Canadian Society of Chemical Engineers*. [8]
- US Department of Energy (2006). *CO<sub>2</sub> Capture: Comparison of Cost & Performance of Gasification and Combustion-based Plants*. [9]
- Fisher, K.S.; Beitler, C.; Rueter, C.; Searcy, K; Rochelle, G.; Jassim, M. (2005). Integrating MEA regeneration with CO<sub>2</sub> compression and peaking to reduce CO<sub>2</sub> capture costs. *Trimeric Corporation*. [10].
- Hoff, K.A.; Mejdell, T.; Juliussen, O.; Berresen, E.; Lauritsen, K.G.; Semb, H.T; Svendsen, H.F. (2006). Solvents selection for a post combustion CO<sub>2</sub> capture process. *8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*. [11].
- Yagi, Y.; Mimura, T.; Yonekawa, T.; Yoshiyama, R. (2006). Development and Improvement of CO<sub>2</sub>-Capture system. *8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*. [12]
- Aroonwilas, A.; Veawab, A. (2005). *Integration of CO<sub>2</sub> capture unit using single and blended amines into supercritical coal-fired power plants: implications for emission and energy management*. Universidad de Regina, Canadá. [13].
- Aroonwilas, A.; Veawab, A. (2006). Cost, energy consumption and performance of CO<sub>2</sub> capture process using MEA-MDEA and DEA-MDEA. *8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*. [14].
- Alie.C; Douglas. P; Croiset. E. (2006). Simulation and optimization of a coal-fired power plant with integrated CO<sub>2</sub> capture using MEA scrubbing. *8<sup>th</sup> International Conference on*

- Greenhouse Gas Control Technologies*. [15]
- Alie, C. (2004). CO<sub>2</sub> capture with MEA: Integrating the Absorption Process and Steam Cycle of an Existing Coal-Fired Power Plant. [16].
- Gibbins *et al.* (2006). Capture ready fossil fuel plants: definitions, technology options and economics. *8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*. [17]
- Bohm, M.C. (2006). *Capture-Ready Power Plants-Options, Technologies and Economics*. Massachusetts Institute of Technology. [18]
- J. Gibbins. (2006). *Making new power plants "Capture-ready"*. Imperial College London. [19]
- Unión Fenosa. (2007). *Plan Estratégico 2007-2011*. [20]
- Rao, B. Assesment of Amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for Power Plant GHG Control. *8<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*. [21]
- Plan Nacional de Asignación de Derechos de Emisión 2008-2012 [22]

## 8. ABREVIATURAS

ATR	Auto-thermal reformming process
AZEP	Advanced Zero Emisión Power plant (Central avanzada con cero emisiones)
BP	British Petroleum
CCGN	Ciclo combinado de gas natural
CCS	Carbon Capture and Storage (Captura y almacenamiento de dióxido de carbono)
CP	Carbón pulverizado
ECBM	Capas de carbón no explotables con posibilidades de recuperación de metano
EGR	Enhanced Gas Recovery
EOR	Enhanced Oil Recovery
GICC	Gasificación Integrada de Ciclo Combinado
IEA	Internacional Energy Agency (Agencia Internacional de la Energía)
IPCC	Panel Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático
MDEA	Metildietilamina (MDEA)
ME	Monoetanolamina A
MEA	Monoetanolamina
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
POX	Partial oxidation process, POX
PSA	Pressure swing adsorber
REE	Red Eléctrica de España
SER	Sorption enhanced reaction
SMR	Steam methane reforming
TSA	Temperature swing adsorber
WEO	World Energy Outlook (Perspectivas mundiales para la Energía)