



---

---

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

*TECNOLOGÍAS PARA LA CAPTURA DE CO<sub>2</sub>*

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:  
**INGENIERO PETROLERO**

PRESENTA:  
**LEÓN CORTÉS PARIS**

DIRECTOR DE TESIS:  
**M.I. HERÓN GACHUZ MURO**

CD. UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F., 2010



A mis padres y hermanas:

Gracias por darle a mi vida: luz, alegría, experiencia, apoyo, esperanza, confianza, disciplina, valor y sentido. Gracias porque a pesar de mis tropiezos, de mi desdeñoso carácter, de mi indiferencia, de mi inanición siempre mantuvieron su fe y amor en mí.

No hay voluntades como ustedes y, olvidarlos, saben que no hay forma. Seguirán siendo parte de mí y yo de ustedes y, les aseguro que lo mejor de mí es reflejo de ustedes. Al contrario de lo que piensan han sabido guiarme y estoy listo. Gracias por todo: Pa', Ma', Yaya y Gordi.

A Ardillita, Tía Toña, Yuya, Angie, Mano, Toto, Noe (tachidito), Rafa (la muerte), Perú, Hugronda, Lesly, Cindy, Muñe, Flaco, Mina, Jaz, Yamin, Rotoman, Amado, Monin, Fausto, Fany, Yaris, Gerber, Moyo, El primo, Manolo (apóstol), Marlene, Dalia, Janice, Claudia, Orquídea, Alex (Pato), Lupe, Julia. Y en forma especial a Carolina Díaz Dufoo (q.e.p.d.).

A este grupo les agradezco su preocupación por mí, su apoyo, sus bromas, su interés, su motivación, su cariño y amor, su confianza, sus pensamientos, sus mensajes, sus tarjetas, sus palmadas, sus abrazos, sus besos, sus bendiciones, sus buenos deseos y hasta sus amenazas, sus regaños, sus celos, su desmotivación. Gracias por todo aquello que me han brindado. Los estimo muchísimo, son parte de mí y mi mundo y sobre todo los QUIERO MUCHO. Es un HONOR ser su amigo, compañero, hermano o lo que sea que ustedes me consideren.

Al M.I. Herón Gachuz Muro por su ayuda en la realización de este trabajo, por su compromiso y paciencia y por el tiempo dedicado, gracias.

A mis sinodales, los Doctores Erick Luna Rojero, Sergio Quiñones Cisneros, a la Dra. Rocío de la Torre Sánchez y a la Quim. María Guadalupe Contreras Ordaz. Muchas gracias por su ayuda, atención y el tiempo dedicado a la revisión de este trabajo y sus observaciones que hicieron al mismo. A los ingenieros Octavio Steffani Vargas y Tomás Eduardo Pérez García; gracias por la confianza, amabilidad y por sus comentarios.

A todos muchas gracias, por el tiempo que estuvieron conmigo.

# Contenido General

## Resumen

<i>La base para la captura de CO<sub>2</sub></i> .....	<i>i</i>
<i>Aplicación de la captura de CO<sub>2</sub></i> .....	<i>iii</i>

## Capítulo 1. Introducción.....1

1.1 <i>Antecedentes</i> .....	1
1.2 <i>Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub></i> .....	2

## Capítulo 2. Sistemas de captura en procesos industriales..... 15

2.1. <i>Introducción</i> .....	15
2.2. <i>Endulzado de gas natural</i> .....	15
2.3. <i>Producción de acero</i> .....	18
2.4. <i>Producción de cemento</i> .....	19
2.5. <i>Producción de amoníaco</i> .....	20
2.6. <i>Situación y perspectiva</i> .....	21

## Capítulo 3. Sistemas de captura por postcombustión..... 23

3.1. <i>Introducción</i> .....	23
3.2. <i>Tecnologías existentes</i> .....	24
3.3. <i>Nuevas tecnologías</i> .....	38
3.4. <i>Situación y perspectiva</i> .....	44

## Capítulo 4. Sistemas de captura por oxidcombustión..... 47

4.1. <i>Introducción</i> .....	47
4.2. <i>Calentamiento indirecto del oxidcombustible –ciclo de vapor</i> .....	49
4.3. <i>Calentamiento directo del oxidcombustible –ciclo de turbina de gas</i> .....	55
4.4. <i>Calentamiento directo del oxidcombustible –ciclo de turbina de vapor</i> .....	58
4.5. <i>Técnicas y mejoras en la producción de oxígeno</i> .....	60
4.6. <i>Circuito de combustión química</i> .....	63
4.7. <i>Situación y perspectiva</i> .....	65

<b>Capítulo 5. Sistemas de captura por precombustión .....</b>	<b>69</b>
5.1. <i>Introducción .....</i>	<i>69</i>
5.2. <i>Tecnologías existentes .....</i>	<i>71</i>
5.3. <i>Nuevas tecnologías .....</i>	<i>85</i>
5.4. <i>Tecnologías habilitadas.....</i>	<i>92</i>
5.5. <i>Situación y perspectiva.....</i>	<i>97</i>
<b>Capítulo 6. Costos de Captura de CO<sub>2</sub> .....</b>	<b>101</b>
6.1. <i>Factores que afectan los costos de captura de CO<sub>2</sub>.....</i>	<i>101</i>
6.2. <i>Las medidas de los costos de captura de CO<sub>2</sub>.....</i>	<i>103</i>
6.3. <i>Contexto de las estimaciones del costo corriente.....</i>	<i>109</i>
6.4. <i>Descripción de las tecnologías y sistemas evaluados .....</i>	<i>110</i>
6.5. <i>Costos de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión para las plantas de energía eléctrica (tecnología actual) .....</i>	<i>111</i>
6.6. <i>Cotos de captura de CO<sub>2</sub> por precombustión para las centrales de energía eléctrica (tecnología actual) .....</i>	<i>118</i>
6.7. <i>Costos de captura de CO<sub>2</sub> para la producción de hidrógeno y las plantas multi-productos (tecnología actual) .....</i>	<i>121</i>
6.8. <i>Costos de captura para otros procesos industriales (tecnología actual) .....</i>	<i>123</i>
6.9. <i>Perspectivas para el futuro de los costos de captura de CO<sub>2</sub>.....</i>	<i>126</i>
6.10. <i>Costos de captura de CO<sub>2</sub> para las plantas de energía eléctrica (tecnología actual) ..</i>	<i>128</i>
6.11. <i>Costos de captura de CO<sub>2</sub> para la producción de hidrógeno y plantas multi-productos (tecnología avanzada).....</i>	<i>131</i>
6.12. <i>Costos de captura de CO<sub>2</sub> para otros procesos industriales (tecnología avanzada) ..</i>	<i>132</i>
6.13. <i>Resumen de las estimaciones de los costos de captura de CO<sub>2</sub>.....</i>	<i>132</i>
<b>Conclusiones .....</b>	<b>149</b>
<b>Anexos .....</b>	<b>151</b>
<b>Referencias .....</b>	<b>153</b>



# Índice de Tablas

## Resumen

1. *Métodos de captura de CO<sub>2</sub>*..... iii

## Capítulo 1. Introducción

- 1.1 Evaluación de otras cuestiones relacionadas con el uso de depósitos biológicos y geológicos para el almacenamiento de carbono..... 8

## Capítulo 3. Sistemas de captura por postcombustión

- 3.1 *Concentraciones de impurezas en el CO<sub>2</sub> seco, % en volumen*.....36  
 3.2 *Efectos ilustrativos de las necesidades energéticas de la CCS sobre el nivel de consumo de recursos de la planta y sin tasas de emisión de CO<sub>2</sub> de los tres sistemas actuales de las plantas de energía* .....37

## Capítulo 5. Sistemas de captura por precombustión

- 5.1. *Materiales de membrana, condiciones de operación y características para la separación de H<sub>2</sub>*..... 88

## Capítulo 6. Costos de Captura de CO<sub>2</sub>

- 6.1. *Niveles de confianza* ..... 111  
 6.2. *Costos de captura: nuevas centrales de energía de carbón pulverizado, que usan tecnología actual*.....136  
 6.3. *Costos de captura: centrales de energía existentes de carbón pulverizado, que usan tecnología actual*..... 137  
 6.4. *Costos de captura: centrales de energía de gas natural, que usan tecnología actual*138  
 6.5. *Costos de captura: nuevas centrales de energía IGCC que usan tecnología actual*.139  
 6.6. *Costos de captura: centrales de energía de hidrógeno y multi-productos que usan tecnología actual o casi comercial*..... 141

6.7. *Costos de captura: otros procesos industriales que usan tecnología actual o avanzada* .....143

6.8. *Costos de captura: tecnologías avanzadas para las centrales de energía eléctrica* 144

6.9. *Costos de captura: plantas multi-productos que usan tecnología avanzada*.....146

*Resumen del rendimientos de centrales nuevas y costos de captura de CO<sub>2</sub>, basado en la tecnología actual*.....147

# Índice de figuras

## Resumen

1. *Sistemas de captura de CO<sub>2</sub>*..... ii
2. *Esquemas generales de los principales procesos de separación relacionados con la captura de CO<sub>2</sub>*..... ii

## Capítulo 1. Introducción

- 1.1 *Proyección de las concentraciones de CO<sub>2</sub> en función del tiempo* ..... 3

## Capítulo 2. Sistemas de captura en procesos industriales

- 2.1 *Diagrama de flujo de un proceso de recuperación de CO<sub>2</sub> mediante absorción* ..... 15

## Capítulo 3. Sistemas de captura por postcombustión

- 3.1 *Esquema de una central eléctrica a carbón pulverizado con un sistema de captura de CO<sub>2</sub> basado en una amina y otros controles de emisión* ..... 25
- 3.2 *Diagrama de flujo de un proceso de recuperación de CO<sub>2</sub> mediante absorción* ..... 27
- 3.3 *Central de captura de 200 tCO<sub>2</sub>/d en Malasia usando disolventes químicos*..... 29
- 3.4 *Eficiencias térmicas de centrales de energía con y sin captura de CO<sub>2</sub>*..... 34
- 3.5 *Porcentaje de incremento en el uso de combustible por kWh de electricidad debido a la captura de CO<sub>2</sub>, comparado con la misma planta sin captura*..... 35

## Capítulo 4. Sistemas de captura por oxidación

- 4.1 *Esquema de una planta de energía de carbón/oxidación* ..... 52
- 4.2 *Diagrama de flujo del principio de un ciclo en una avanzada planta de electricidad con cero emisiones*..... 55
- 4.3 *Principio de funcionamiento de un CC con una turbina de gas oxidación*..... 57
- 4.4 *Principio del ciclo de sistemas de energía limpia*..... 59
- 4.5 *a. Producción de oxígeno mediante la destilación de aire líquido* ..... 61
- 4.6 *b. Planta de oxígeno de 3000 t/d* ..... 62
- 4.7 *Principio del circuito de combustión química en un ciclo de turbina de gas*..... 64

**Capítulo 5. Sistemas de captura por precombustión**

5.1 *Esquema simplificado de un proceso de gasificación con captura de Co2 y producción de electricidad, química o de hidrógeno* ..... 75

5.2 *Planta de gasificación de carbón en Dakota del Norte*..... 76

5.3 *Producción de combustible líquido, hidrógeno y electricidad a través de la gasificación de carbón*.....82

5.4 *Principio de operación de un reactor de membrana* ..... 87

5.5 *Sistema de celdas de combustible con precaptura de CO<sub>2</sub>*.....96

5.6 *Sistema de celdas de combustible con postcaptura de CO<sub>2</sub>*.....96

**Capítulo 6. Costos de Captura de CO<sub>2</sub>**

6.1 *Costos de la electricidad*..... 135

# Resumen

## *La base para la captura de CO<sub>2</sub>*

Es probable que la principal aplicación de la captura de CO<sub>2</sub>, en general, sea en fuentes como: plantas de combustibles fósiles, de tratamiento de combustible y otras plantas industriales, en particular de fabricación de hierro, acero, cemento y productos químicos a granel. En un análisis de los posibles escenarios futuros acerca de las emisiones antropogénicas de GEI<sup>1</sup>, las innovaciones tecnológicas son uno de los factores clave. Este trabajo describe varios de los nuevos procesos que se encuentran en fase de desarrollo; que pueden traer, en un futuro, menores costos para la captura de CO<sub>2</sub>.

Hay tres enfoques principales para la captura de CO<sub>2</sub>, los *sistemas por postcombustión* separan el CO<sub>2</sub> de los gases de combustión producidos por la combustión de un combustible primario (carbón, gas natural, petróleo o biomasa) en aire. La *combustión de un oxcombustible* utiliza oxígeno en lugar de aire para la combustión, produciendo un gas de combustión que es principalmente CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O y que es fácilmente capturado. Los *sistemas por precombustión* procesan el combustible primario en un reactor para producir flujos separados para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub> se utiliza como combustible. Estos sistemas son mostrados de manera simplificada en la Fig. 1.

El esquema de la Fig. 2 rige muchos sistemas importantes de captura de CO<sub>2</sub>, incluyendo opciones comerciales como la absorción química y física y adsorción. El gas removido en la separación puede ser CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> u O<sub>2</sub>. En las Figuras 1.2b y 1.2c una de las corrientes de gas separado (A y B) es una corriente concentrada de CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> y la otra es una corriente de gas con todos los gases remanentes en el gas original (A+B).

---

<sup>1</sup> Gas(es) de efecto invernadero

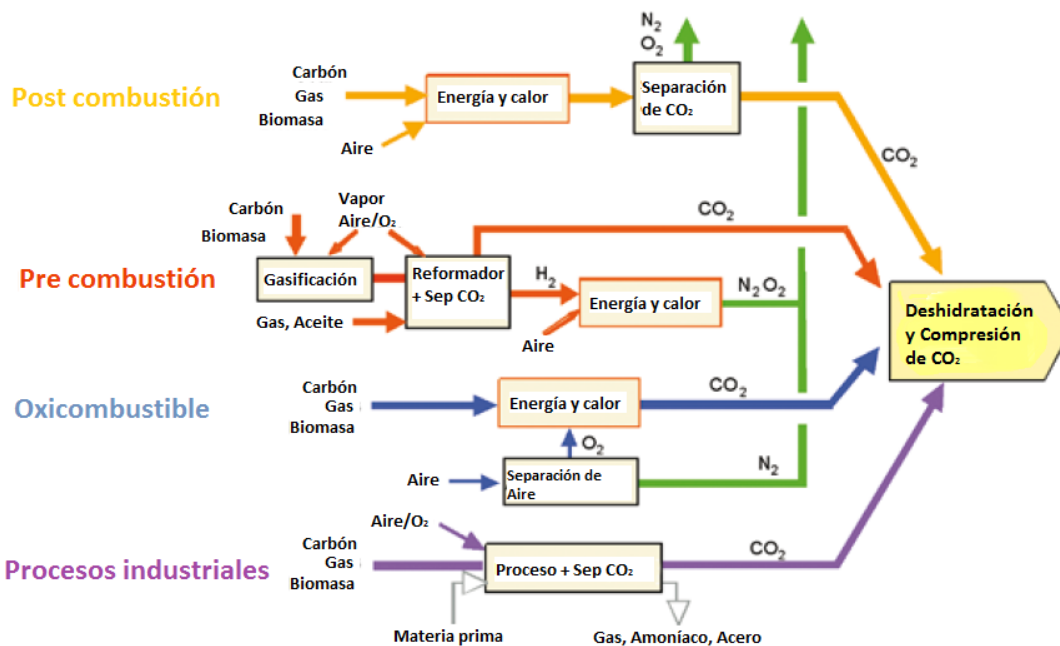


Fig. 1. Sistemas de Captura de CO<sub>2</sub>

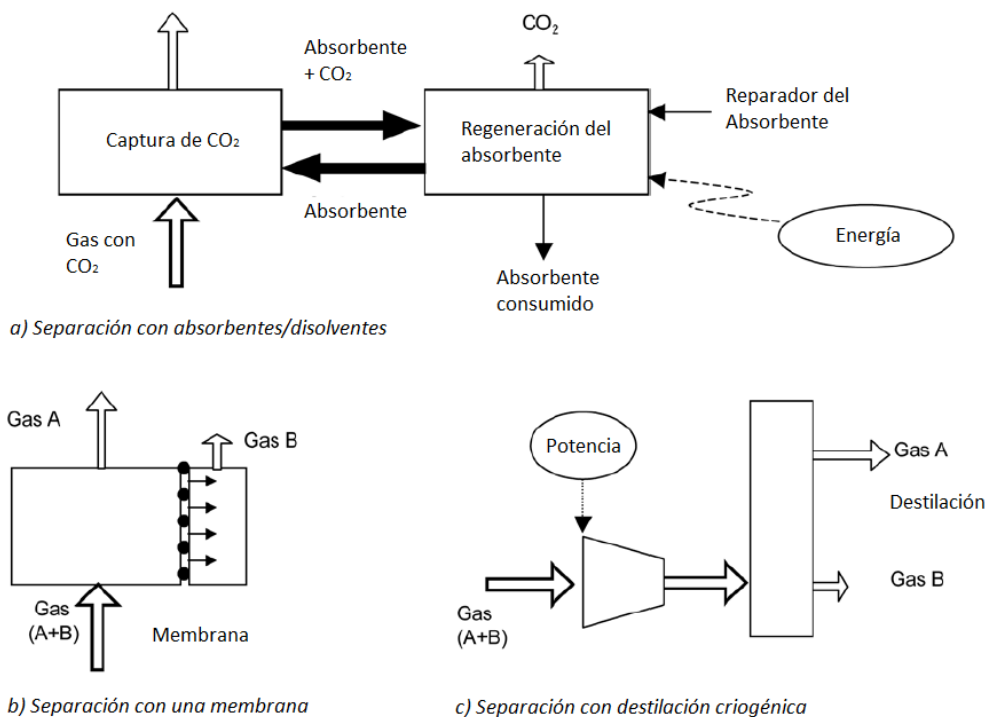


Fig. 2 Esquemas generales de los principales procesos de separación relacionados con la captura de CO<sub>2</sub>.

## Aplicación de la captura de CO<sub>2</sub>

Los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> mostrados en la Fig. 1. pueden ser referenciados cruzadamente con las diferentes tecnologías de separación de la Fig. 2. La Tabla 1 da un resumen de las tecnologías actuales y nuevas. Todas estas opciones están encaminadas a hacer que los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> sean más eficientes y de menor costo. Es importante comprender que esta amplia variedad de soluciones de captura de CO<sub>2</sub> tenderán a establecerse con el tiempo así como los beneficios esperados, y esto se hace evidente con los nuevos resultados de las investigaciones actuales y futuras y, proyectos de demostración. Sólo unas pocas de estas opciones demuestran ser realmente rentables a mediano y largo plazo.

Tabla 1. Métodos de captura de CO<sub>2</sub>

Proceso de separación	Corrientes de proceso CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub>		Captura por postcombustión CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub>		Captura por Oxidación O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub>		Captura por precombustión CO <sub>2</sub> /H <sub>2</sub>	
	Actual	Desarrollo	Actual	Desarrollo	Actual	Desarrollo	Actual	Desarrollo
Solventes (Absorción)	Solventes físicos	Solventes mejorados Nvo equipo de contacto	Solventes químicos	Solventes mejorados Nvo equipo de contacto	n. a.	Solventes Biomiméticos, p.e. derivados de hemoglobina	Solventes físicos	Solventes mejorados Nvo equipo de contacto
	Solventes químicos	Diseño mejorado de procesos		Diseño mejorado de procesos			Solventes químicos	Diseño mejorado de procesos
Membranas	Polímeros	Cerámicos	Polímeros	Cerámicos	Polímeros	Transporte ionico Membranas Transporte facilitado	Polímeros	Cerámicos
		Transporte facilitado Carbono Contactores		Transporte facilitado Carbono Contactores				Paladio Reactores Contactores
Adsorbentes sólidos	Zeolitas Carbono activado		Zeolitas	Carbonatos	Zeolitas Carbono activado	Adsorbentes para la separación O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub>	Zeolitas Carbono activado	Hidrocalcitas de carbonatos
			Carbono activado	Carbono basado en adsorbentes				Silicatos
Criogénicos	Proceso Ryan- Holmes		Licuefacción	Procesos híbridos	Destilación	Destilación mejorada	Licuefacción	Procesos híbridos

# Capítulo 1

## Introducción

### 1.1 Antecedentes

El dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), es un GEI<sup>1</sup> que se encuentra en la atmósfera. Las actividades humanas como: la quema de combustibles fósiles y otros procesos, han contribuido a aumentar su concentración en la atmósfera favoreciendo con el calentamiento global del planeta.

Buscar solución a los problemas ambientales requiere de acuerdos nacionales e internacionales, porque los GEI tienen efecto a nivel mundial. En estos convenios a nivel mundial, una conclusión común ha sido la necesidad de reducir las emisiones de GEI, especialmente las debidas al CO<sub>2</sub> proveniente de la quema de combustibles fósiles.

Las reuniones de más impacto fueron la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (Río, 92), realizada en Río de Janeiro en 1992, y el Protocolo de Kioto, llevada a cabo en 1997, el primer tratado internacional diseñado para estabilizar las emisiones de gases de efecto invernadero.

Por ejemplo, el Protocolo de Kioto decretó que los países desarrollados, individualmente o en conjunto, tendrían que reducir al menos un promedio de 5.2% por debajo de los niveles de emisiones del año 1990, durante el período 2008-2012. Como los países desarrollados fueron los pioneros en la industrialización, por lo mismo, los primeros en usar combustibles fósiles, la convención advierte que gran parte de las emisiones de GEI globales, histórica y actual es originada en los países desarrollados.

Una manera para estabilizar estas emisiones es a través del secuestro de CO<sub>2</sub>. Esta política es atractiva debido a que tiene la ventaja de mantener el uso de combustibles fósiles mientras se

---

<sup>1</sup> Gas(es) de efecto invernadero



reduce los niveles de concentración de CO<sub>2</sub> en la atmósfera. La tecnología para el secuestro de CO<sub>2</sub> consiste en la captura de CO<sub>2</sub> de fuentes de emisiones antropogénicas (tema sobre el cual se presentará este trabajo), seguida de compresión, transporte y almacenamiento en un lugar ambientalmente aceptable.

Por lo que se refiera a la reducción efectiva en las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, se debe evaluar si el CO<sub>2</sub> que se almacena es más que el que se emite de los procesos con secuestro con el fin de certificar que es un hecho que está ocurriendo una reducción en las emisiones de gases de efecto invernadero. Tomando esto en cuenta, los posibles lugares y métodos para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> engloban: yacimientos de aceite y gas depresionados, acuíferos, océanos, bosques, métodos de recuperación mejorada de petróleo (EOR) y recuperación mejorada de gas metano a través de yacimientos de carbón (ECBM).

## ***1.2 Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>***

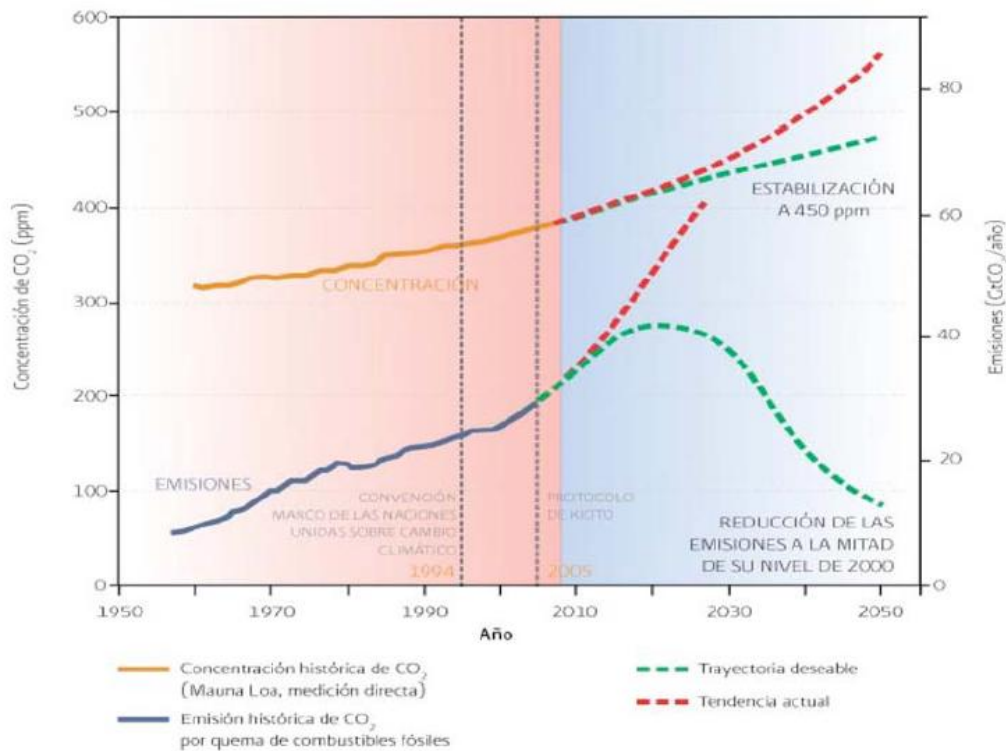
La tecnología para la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> (CCS, Carbon dioxide capture and storage, por sus siglas en inglés) desempeñaría un papel importante en la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero a la atmósfera. Es tanto un enfoque para mejorar la producción de energía a partir de las operaciones existentes en combustibles fósiles, así como un medio de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero. Esta introducción proporciona respuestas a preguntas importantes de esta tecnología para mejorar la producción de energía y reducir los GEI.

La combustión de una gran cantidad de combustibles (gas, gasóleo, diesel, gasolina, turbosina, madera, etc.) generan emisiones de CO<sub>2</sub>. Una variedad de procesos industriales también emiten grandes cantidades de CO<sub>2</sub> de cada planta, por ejemplo: las refinerías de petróleo, cementeras y plantas de producción de hierro y acero. Estas emisiones podrían reducirse sustancialmente, sin cambios importantes en el proceso básico, mediante la captura y almacenamiento del CO<sub>2</sub>, que involucra: inyección y contención de CO<sub>2</sub> en estructuras geológicas tales como: yacimientos depresionados de aceite y gas, acuíferos salinos profundos, terrestres y costa afuera, localizados en la corteza terrestre o cavernas salinas. Es técnicamente factible, ya que existen proyectos piloto y operacionales de captura de CO<sub>2</sub> en muchos países incluyendo Canadá, Noruega (Mar del Norte) y los Estados Unidos. Varios proyectos de almacenamiento

adicionales están en desarrollo en Argentina, Australia, Austria, China, Alemania, Japón, Polonia e Indonesia.

### *Contribución de la captura y el almacenamiento de CO<sub>2</sub> a la problemática de la energía*

Los combustibles fósiles: carbón, gas y petróleo; son la fuente primaria dominante de energía en el mundo, para satisfacer la demanda actual de energía. Basándose en el uso actual y las estimaciones de la demanda, el uso de energía crecerá en el futuro. Esto supondrá una carga adicional sobre las economías, de maximizar las oportunidades para la producción de energía y el incremento de las emisiones de CO<sub>2</sub>, la siguiente figura indica los volúmenes de emisiones de CO<sub>2</sub> tanto histórica como prospectivamente a nivel internacional.



**Fig. 1.1 Proyección de las concentraciones de CO<sub>2</sub> en función del tiempo**

Comúnmente, los yacimientos de petróleo y gas no pueden ser explotados económicamente a toda su capacidad, y algunas minas de carbón se encuentran a profundidades que impiden explotarlas. Como resultado de ello, importantes cantidades de recursos energéticos siguen sin aprovecharse en estos yacimientos. La labor consta del estudio, adquisición y

construcción de sitios para operaciones futuras de producción de petróleo, gas y de carbón. Esto es una solución que permite que estos recursos sean mejor explotados económicamente.

El CO<sub>2</sub> puede ser utilizado con éxito para aumentar el potencial de extracción. A este tipo de almacenamiento se conoce como "valor agregado del almacenamiento de CO<sub>2</sub>". El valor agregado del almacenamiento de CO<sub>2</sub> puede llevarse a cabo en una diversidad de maneras:

- Recuperación Mejorada de Petróleo (EOR) - El CO<sub>2</sub> se puede inyectar en baches miscibles en los yacimientos de petróleo depresionados. El CO<sub>2</sub> se disuelve en el aceite, reduce la viscosidad del aceite y éste se mueve hacia el pozo productor. Una reserva adicional de petróleo, de 10-12%, puede obtenerse a través de este proceso. Este uso del CO<sub>2</sub> es una tecnología probada. Una parte del CO<sub>2</sub> se mantendrá en el yacimiento, de manera efectiva "almacenado", en vez de ser liberado a la atmósfera. Hay una capacidad global estimada de 20 a 65 Gt C (giga toneladas carbono, capacidad de almacenamiento de CO<sub>2</sub>) para la recuperación mejorada de petróleo. El uso de este conducto se limita a economías que tienen yacimientos de aceite, adecuados para técnicas de recuperación mejorada con CO<sub>2</sub> y su potencial económico debe ser sopesado frente al costo del petróleo, al costo del CO<sub>2</sub> para inyectar en el yacimiento y las características del yacimiento. Hoy en día se está llevando a cabo Recuperación Mejorada de Petróleo en 100 lugares en todo el mundo (Oil & Gas Journal, 2008).
- Recuperación Mejorada de Gas (EGR) - El CO<sub>2</sub> puede ser inyectado en la base de un yacimiento homogéneo depresionado, de gas natural, para desalojar el gas natural a la parte superior del yacimiento, para la producción. La simulación ha confirmado que esta podría ser una tecnología atractiva para yacimientos de gas adecuados, sin embargo, EGR, no está comprobada en la práctica en yacimientos de gas, tradicionalmente se puede aprovechar hasta un 90% de su producción potencial total a través de métodos de producción primaria.
- Recuperación Mejorada de Metano en Yacimientos de Carbón (ECBM) - Los yacimientos de carbón tienen cantidades importantes de gas metano, adsorbido en el carbón lo que le da el nombre de: metano en capas de carbón (CBM). Mediante la inyección de CO<sub>2</sub> en yacimientos de carbón, el CO<sub>2</sub> es absorbido en la matriz de los poros del carbón, liberando el metano para la producción de energía que de otro modo no podría haber sido extraída económicamente. Este es un método que aún está en fase piloto. Burlington Resources de

los EUA en la actualidad ejecuta el primer gran proyecto de ECBM del mundo a escala piloto, situado en la cuenca de San Juan, Nuevo México. El Consejo de Investigación de Alberta (ARC, por sus siglas en inglés) está liderando un consorcio de gobiernos y socios de industria en una micro-prueba piloto de campo para recopilar datos de un yacimiento para determinar la factibilidad de almacenamiento de CO<sub>2</sub>, mientras que produce metano de los yacimientos de CBM de menor permeabilidad, en Alberta. ARC también está liderando una iniciativa de demostración ECBM en la provincia de Shanxi, China. Las estimaciones globales de recursos de metano en capas de carbón son del orden de 2,980 a 9,260 x 10<sup>12</sup> pies cúbicos estándar (84 - 262 x 10<sup>12</sup> metros cúbicos) o de 82 a 263 Gt C. La mayor parte de los recursos de metano en capas de carbón del mundo se produce en China, la parte asiática de Rusia, Kazajstán y la India. Australia, partes de África, y Europa Central, así como los Estados Unidos y Canadá también contienen cantidades variables de este recurso.

El CO<sub>2</sub> es producido a partir de una serie de fuentes, incluyendo la quema de petróleo, carbón y gas. El CO<sub>2</sub> también es un "gas de efecto invernadero". Cuando los GEI se liberan a la atmósfera, retienen tanto calor como el vidrio en un invernadero. El calor atrapado puede desencadenar el cambio climático - un cambio en el clima sufrido en una región. A nivel mundial, estos cambios podrían afectar el equilibrio climático de la Tierra. Puede dar lugar a temperaturas más cálidas, un mayor número de inundaciones, sequías, huracanes y otras tormentas intensas, e impactar en la salud humana y ecológica.

Las economías de todo el mundo han desarrollado un acuerdo internacional y la estrategia para afrontar el cambio climático llamado la Convención Marco sobre el Cambio Climático (CMCC). La CMCC subraya la necesidad de una mayor comprensión acerca de cómo operan los sistemas de clima mundial, un esfuerzo internacional para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (a través del acuerdo llamado Protocolo de Kioto), educación pública para mejorar la comprensión del cambio climático, y la evaluación de cómo las economías y regiones puede adaptarse a cualquier cambio climático que pueda ocurrir.

Las emisiones de CO<sub>2</sub> están en función de varios factores. Por lo tanto, los GEI pueden reducirse a través de varios medios:

- Reducción de la intensidad energética de la economía - mediante el aumento de la eficiencia energética en la producción de energía, conversión y uso final;
- Reducción de la intensidad de carbono del sistema energético - mediante la sustitución a fuentes de energía, bajas o libres de carbón, tales como la energía renovable. Para las fuentes actuales, o
- El aumento de la capacidad y la tasa de captura de carbono de los yacimientos para almacenar CO<sub>2</sub>.

Es probable que las emisiones de GEI continúen aumentando a medida que aumenta el PIB y sus economías. Del mismo modo, los combustibles fósiles, que actualmente proporcionan más del 80% de la energía del mundo, seguirán siendo un componente importante del suministro energético mundial por lo menos durante este siglo debido a sus ventajas inherentes, tales como disponibilidad, costos competitivos, facilidad de transporte y almacenamiento, y grandes recursos. Esto deja la posibilidad de aumentar los yacimientos de carbono como uno de los principales medios de reducción de las emisiones netas de carbono a la atmósfera, a corto y mediano plazo.

Se puede necesitar impedir la entrada a la atmósfera de alrededor de 1000 Gt C de gases de efecto invernadero, en un período de 300 años, para mantener las concentraciones atmosféricas por debajo de 550 ppm (Hepple y Benson, 2003). Esto sería estabilizar las emisiones a dos veces el nivel preindustrial de 270 ppm. A más largo plazo, como el uso de combustibles fósiles basados en carbono disminuye debido a la mengua de las reservas y su sustitución por otras formas de energía renovable o libre de carbono, el almacenamiento de CO<sub>2</sub> no formará parte integral de la estrategia.

Los depósitos de dióxido de carbono se pueden agrupar en tres categorías generales basadas en la naturaleza, localización y destino final del CO<sub>2</sub>:

- Depósitos en la Biosfera - son activos, ambientalmente sensibles, yacimientos naturales para CO<sub>2</sub>. Los ecosistemas tales como océanos, bosques y suelos (agrícolas), son miembros de esta clase. Estos depósitos (con exclusión de los océanos) son probablemente más adecuados para compensar las emisiones de fuentes difusas de CO<sub>2</sub> que no han podido ser capturadas, pero también podrían aplicarse como mecanismos de compensación para las fuentes industriales de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, utilizar estos depósitos como mecanismos de

reducción de emisiones puede resultar en un riesgo considerable, ya que estos están sujetos a procesos naturales de liberación de CO<sub>2</sub> y puede ser difícil validar la cantidad de CO<sub>2</sub> almacenado efectivamente. La viabilidad de usar a los océanos como depósitos se limita a las economías con zonas costeras y acceso a profundidades oceánicas de más de 3000 metros.

- Depósitos de materiales – El carbono que ha sido absorbido por los diferentes sistemas de vida, como los árboles, puede ser almacenado como material de depósito cuando el sistema de vida se crea como un producto material. Los depósitos de materiales incluyen productos de madera duradera (muebles, papel, etc.), productos químicos y plásticos. Estos almacenan carbono para diferentes longitudes de tiempo dependiendo de la vida del producto. Sin embargo, fuera de una extensa investigación, es poco probable que el almacenamiento de carbono en depósitos de material sea otra cosa que un papel muy secundario en las estrategias de mitigación de GEI.
- Depósitos en la Geósfera - Son yacimientos naturales de CO<sub>2</sub> que se encuentran en cuencas geológicas sedimentarias profundas. La actividad humana está obligada a almacenar carbono en este tipo de almacenes. Estos almacenes incluyen yacimientos de aceite, adecuados para la recuperación mejorada de petróleo (EOR), yacimientos de carbón, cuencas salinas, yacimientos depresionados ya sea de gas y/o aceite; y acuíferos profundos. En la actualidad, la cuestión más importante que limita el uso de los depósitos geológicos como opción de mitigación, es el costo. El costo de eliminación de CO<sub>2</sub> se compone de tres factores: costos de separación (es decir, la captura, separación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión), los gastos de transporte (es decir, la compresión, gasoductos) y gastos de inyección (compresión, pozos de inyección). Tendrían que ser desarrollados transportes eficientes, económicos y tecnologías de captura/separación para permitir el uso a gran escala de los depósitos geológicos. En la actualidad, los gastos de captura/separación representan el obstáculo financiero más grande.

Se deben considerar una serie de factores al evaluar la utilización de un depósito en una cartera integrada, de mecanismos de reducción de emisiones. Estos factores incluyen: el impacto ambiental del mecanismo almacenador propuesto; capacidad del depósito, el tiempo de retención/residencia del CO<sub>2</sub> en el almacén, posibilidad de fuga acelerada de CO<sub>2</sub>, tasa de captación de CO<sub>2</sub> en el almacén, validación de almacenamiento en la cuenca, la utilidad de la relación almacenamiento con la fuente y tipo de emisión, y costo de aplicación/uso del mecanismo

de almacenamiento. El impacto en el medio ambiente, la estabilidad/seguridad y la verificabilidad de almacenamiento de CO<sub>2</sub> para cada una de las categorías mencionadas anteriormente, se resumen en la Tabla 1.1.

**Tabla 1.1 Evaluación de otras cuestiones relacionadas con el uso de depósitos biológicos y geológicos para el almacenamiento de carbono. Nota: B= bajo, M=medio, A=alto (IPCC SRCCS, 2005)**

Depósito	Impacto ambiental	Estabilidad/Seguridad	Verificación
<b>Biológico</b>			
Océanos	Negativo	B	M
Bosques	Positivo	B-M	B
Agricultura	Positivo	B-M	B
<b>Geológico</b>			
EOR	Neutral	M	A
Yacimientos de carbón	Neutral	A	A
Yacimientos agotados	Neutral	A	A
Acuíferos profundos	Neutral	A	A

De los tipos de actividades de manejo de carbono, los océanos probablemente no se aprueben para almacenamiento de CO<sub>2</sub> a gran escala, debido a preocupaciones ambientales, y la biosfera, que depende del uso de la tierra, es difícil de controlar por largos períodos de tiempo. Sólo los medios geológicos pueden ofrecer depósitos favorables al medio ambiente, para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> durante largos períodos de tiempo. En las cuencas sedimentarias, durante la producción de combustibles fósiles de los medios geológicos, el espacio poroso que estaba ocupado por petróleo y gas, puede ser rellenado con CO<sub>2</sub> antropogénico, una clave para reducir las emisiones de GEI a la atmósfera.

*Beneficios de la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>*

La CCS (captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>) ofrece una alternativa adicional en el uso de energía a base de combustibles fósiles, mientras que gana un tiempo de transición para pasar a combustibles con reducciones considerables de carbono o libres de carbono, como las energías renovables. Además, hay una serie de beneficios económicos y sociales de la CCS, tales como:

- La innovación, el acceso al estado del arte de las tecnologías más avanzadas, la creación de empleo y el desarrollo económico sostenido y sostenible.
- Fuente de ingresos secundaria, como las emisiones de GEI son capturadas y almacenadas se pueden convertir en una mercancía negociable llamada: Reducciones Certificadas de Emisiones (RCE) que se pueden vender en el mercado internacional.
- Reducción de la contaminación del aire, como los procesos tienden a eliminar otros contaminantes potencialmente nocivos.
- Oportunidad para la recuperación mejorada de petróleo (EOR)

### *Tecnologías para almacenar CO<sub>2</sub>*

La seguridad del almacenamiento de CO<sub>2</sub> es de importancia primordial para el campo. Riesgos a escala local, del almacenamiento de CO<sub>2</sub>, son las fugas de CO<sub>2</sub> de la ubicación de almacén, alteración de la tierra y la química del agua potable y el desplazamiento de fluidos potencialmente peligrosos antes de ocupar el espacio poroso se utiliza para almacenar el CO<sub>2</sub>. La disponibilidad de un sitio para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> es el factor más importante para determinar la probabilidad y la magnitud del riesgo. No existen estudios actuales que estimen la eficiencia de almacenamiento para los diferentes tipos de sitios. Un cálculo cuantitativo de la eficiencia de almacenamiento y el riesgo potencial debe realizarse sitio por sitio.

Una metodología específica, está siendo desarrollada para la identificación, selección y priorización de cuencas geológicas adecuadas para el almacenamiento de CO<sub>2</sub>, que también tienen posibilidades muy bajas de presentar fugas. Muchas de estas cuencas geológicas contenían petróleo y gas, y por lo tanto han demostrado que son opciones de bajo riesgo. Cada sitio de almacenamiento es único y requiere un enfoque técnico y operativo distinto. Estos enfoques están siendo catalogados a través de la experiencia para estandarizar su práctica en el campo y garantizar la seguridad. La fuga que se produzca tiende a ser de lugares aislados tales como: fallas, fracturas y pozos que pueden ser directamente controlados.

Análogos naturales y la experiencia industrial actual en almacenamiento de gas natural indican que es posible lograr un riesgo muy bajo de fugas de las instalaciones de almacenamiento bien diseñadas. Es razonable esperar que más del 99% de CO<sub>2</sub> se mantenga durante más de 1000 años. Además, la experiencia sugiere que es improbable que las emisiones de CO<sub>2</sub> de las instalaciones de almacenamiento supongan una amenaza para el ser humano o los ecosistemas. La



experiencia industrial con la inyección de otros fluidos, sugiere que los riesgos asociados con la contaminación de aguas subterráneas serían raros. La inyección acumulada pasada de más de 30 millones de toneladas de CO<sub>2</sub> para la recuperación mejorada de petróleo no ha generado ninguna actividad sísmica. Por lo tanto su riesgo es considerado muy bajo.

### *Potencial de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>*

Se han llevado a cabo diversos estudios durante la última década para estimar la cantidad de CO<sub>2</sub> que puede ser almacenada en las cuencas sedimentarias (IEA, 1995) y hay un acuerdo general en que la capacidad de almacenamiento global es mayor que 1000 Gt C (giga toneladas de carbono). Esto sugiere que tenemos la capacidad para almacenar la mayoría, si no toda, la necesaria para prevenir la acumulación de niveles de CO<sub>2</sub> peligrosos en la atmósfera. El potencial para la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> de cualquier región y a cualquier escala se basa en los siguientes dos criterios generales:

- Disponibilidad de fuentes de CO<sub>2</sub> - es necesaria la existencia actual y prevista de grandes fuentes estacionarias de CO<sub>2</sub>, tales como: la generación de energía térmica, refinerías, plantas de cemento, plantas petroquímicas y grandes complejos industriales, que permitan la captura del CO<sub>2</sub> a gran escala para el suministro de CO<sub>2</sub> a los sitios de almacenamiento. Generalmente es aceptada, una distancia de 300 km de una fuente de CO<sub>2</sub> como límite económico viable. Sin embargo, fuentes de CO<sub>2</sub> de extremada pureza, fuera de estos límites también deben ser considerados.
- Disponibilidad económica de los depósitos adecuados - también es necesaria la existencia de medios geológicos (cuencas sedimentarias) adecuados para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> dentro de la distancia económicamente viable que cumplan los criterios de capacidad y la seguridad.

Cuencas sedimentarias circundantes al pacífico son menos favorables para el almacenamiento de CO<sub>2</sub>, ya que se encuentran en zonas tectónicamente inestables, con defectos y en general tienen una capacidad menor de almacenamiento. El mayor potencial para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> en la región APEC<sup>2</sup>, es grande, del tamaño de las economías continentales. Los sitios más prometedores serían en zonas alejadas de la costa del Pacífico. Esto incluye: Australia, Canadá, México, la República Popular de China, Rusia y los Estados Unidos.

<sup>2</sup> Cooperación Económica Asia-Pacífico. Son los mayores socios económicos de la región Asia-Pacífico.

El potencial de las economías industrializadas en la región de APEC es de conocimiento general. Australia, Canadá, Nueva Zelanda y los Estados Unidos tienen el mayor potencial para almacenamiento. Estas economías son también, en general, líderes en el campo y tienen una fuerte investigación y aplicación de programas en apoyo a la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. Cuencas sedimentarias en Rusia (la parte de Asia), la República de Corea, la República Popular de China, Taipéi de China, Vietnam, las Filipinas, Tailandia, Malasia, Indonesia y México tienen el mayor potencial de las economías no industrializadas.

Con el fin de aprovechar esta oportunidad y aumentar la probabilidad de aceptación de la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, una serie de actividades deben llevarse a cabo:

- Educación y divulgación - La noción de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> es relativamente nueva, y muchas personas no son conscientes de su papel como una estrategia de reducción de los GEI. Para lograr la aceptación de almacenamiento de carbono es necesario aumentar la educación y concientización en el público en general, los organismos reguladores, responsables políticos, y la industria, para permitir así el despliegue comercial del futuro de esta tecnología avanzada.
- Evaluación de riesgo/desempeño - Los modelos de riesgo deben ser establecidos para las fugas de CO<sub>2</sub> (lenta y rápida) del yacimiento de almacenamiento a través de roturas en los sellos y a lo largo de los pozos, tanto a corto plazo (durante el período de inyección) como a largo (durante todo el período de almacenamiento). Los problemas de seguridad y estrategias de control son componentes clave de la evaluación riesgo/desempeño.
- Análisis del ciclo de vida - El ciclo de vida debe ser identificado en el contexto del almacenamiento geológico en la evaluación de las emisiones de GEI en todo el producto completo o un sistema de ciclo de vida útil.
- Economía de almacenamiento de CO<sub>2</sub> – Deben tenerse en cuenta regulaciones de CO<sub>2</sub> sustraído, así como modificaciones.
- Marco jurídico/regulador - Esto puede tener que ser modificado a fin de abordar las cuestiones a largo plazo inherentes al almacenamiento geológico.

### *Situación de la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>*

El CO<sub>2</sub> ya está siendo capturado en las industrias del petróleo y gas y de las industrias químicas. De hecho varias plantas capturan CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de las centrales

eléctricas para el uso en la industria de alimentos. Sin embargo, sólo una fracción del CO<sub>2</sub> en el flujo de los gases de combustión es capturado - para reducir las emisiones de una planta de energía típica en un 75% el equipo tendría que ser 10 veces mayor.

Si la captura se utiliza para minimizar las emisiones de CO<sub>2</sub> procedentes de plantas de energía se añadiría al menos 1.5 centavos de dólar por kWh en el costo de la generación de electricidad. Además, la eficiencia de generación se reduciría de 10 a 15 puntos porcentuales (por ejemplo, del 55% al 45%), basado en la tecnología actual. Se espera que la amplia aplicación generalizada de esta tecnología resulte en la evolución que conduce a una mejora considerable en su rendimiento. El costo de evitar emisiones de CO<sub>2</sub> es de 40-60 dólares por tonelada de CO<sub>2</sub> (en función del tipo de planta y donde se almacena el CO<sub>2</sub>), que es comparable a otros medios que logran grandes reducciones de emisiones.

Después de haber capturado el CO<sub>2</sub>, tendría que ser almacenado de forma segura durante cientos o incluso miles de años, a fin de evitar que lleguen a la atmósfera. Los principales yacimientos, adecuados para el almacenamiento, se han identificado bajo la superficie de la tierra y en los océanos. El trabajo para desarrollar muchas de estas opciones, está en curso.

El almacenamiento subterráneo de CO<sub>2</sub> ha tenido lugar durante muchos años como consecuencia de la inyección de CO<sub>2</sub> en campos petroleros para aumentar la recuperación. Ahora, por primera vez, el CO<sub>2</sub> es deliberadamente almacenado en un yacimiento de agua salada en el Mar del Norte por motivos de cambio climático. La capacidad potencial para el almacenamiento subterráneo es grande. Otros sistemas de almacenamiento geológico están en desarrollo y los planes para su seguimiento están muy avanzados.

El océano profundo puede ser utilizado para almacenar grandes cantidades de CO<sub>2</sub>. De hecho, la mayoría del CO<sub>2</sub> resultante de la actividad humana es finalmente absorbido por los océanos. Esto se considera una opción a más largo plazo y que requerirá un conocimiento mucho mayor de los distintos procesos implicados antes de que pueda ser utilizado.

### *Panorama futuro para la captura de CO<sub>2</sub> y la tecnología de almacenamiento*

La combinación energética global es cada vez más limitada por razones ambientales. Se prevé que las fuentes de energía en el futuro tendrán que evolucionar para reducir al mínimo la liberación de contaminantes. Al final los combustibles fósiles serán sustituidos gradualmente por

tecnologías de conversión más limpias. Estas, a su vez, serán sustituidas por formas de energía renovables. Es probable que la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> desempeñe un papel importante en esta transición.

Reducir las emisiones de GEI a la atmósfera mediante el almacenamiento de dióxido de carbono en formaciones geológicas es una tecnología potencial de transición para permitir el uso prolongado de combustibles fósiles y reducir al mínimo sus efectos sobre el medio ambiente. El mundo está pasando de la actual economía basada en energía fósil hacia una economía basada en energía renovable. Teniendo en cuenta que el consumo de energía aumentará en el futuro, que el porcentaje actual de energías limpias renovables en la mezcla energética es pequeña, una cantidad significativa de tiempo se necesitará para hacer la transición de un mundo predominantemente dependiente de energía de combustibles fósiles a una basada en energía renovable. Sin embargo, dado el advenimiento del cambio climático y las graves consecuencias que podría tener para el medio ambiente mundial y la salud humana, no podemos seguir utilizando combustibles fósiles, especialmente carbón, como lo hemos estado utilizando en el pasado.

El concepto de almacenamiento de CO<sub>2</sub> (captura y almacenamiento en formaciones geológicas), permite una transición que se realizó entre los patrones actuales de uso de la energía y los que deben prevalecer en el futuro. Así, con combustibles fósiles con cero emisiones (ZEFF) se pueden generar menores emisiones de GEI.

Esta transición es probable que se produzca en tres etapas sucesivas como a continuación se describe:

1. La primera transición es de negocios como de costumbre para el almacenamiento de CO<sub>2</sub>. Los negocios como siempre muestran lo que estamos haciendo hoy: la quema convencional de combustibles fósiles para producir calor y electricidad con emisiones liberadas a la atmósfera. Durante la primera transición, como de costumbre se ha modificado mediante la adición de tecnologías para almacenamiento difuso de CO<sub>2</sub> en biomasa, o mediante la captura de CO<sub>2</sub> a través de la combustión corriente arriba (oxicombustión) o corriente abajo (postcombustión), técnicas de separación e inyección en formaciones geológicas profundas para el almacenamiento a largo plazo. Ambas opciones podrán ser utilizadas. En el primer caso, el costo adicional es bajo, las

limitaciones de uso de tierra son el factor determinante. En el último caso, el costo adicional es mucho mayor, impulsada por el gasto de captar un flujo de CO<sub>2</sub> puro de la corriente de emisión o debido al costo de producción de oxígeno del aire.

2. En la segunda transición, el combustible fósil es gasificado en lugar de ser quemado, la eliminación de las técnicas de separación de corriente arriba o abajo, antes de que el almacenamiento de CO<sub>2</sub> ocurra. Este proceso de energía para el calentamiento, la electricidad y el hidrógeno, y un flujo de residuos de CO<sub>2</sub> puro que puede ser almacenado en biomasa o yacimientos geológicos. La gasificación de combustibles fósiles también produce beneficios ambientales adicionales. El hidrógeno se utiliza para celdas de combustible de energía, para producir electricidad en instalaciones fijas o vehículos.
3. En la tercera transición, la mezcla de energía está dominada por las fuentes de energía renovables: energía solar, hidroeléctrica y eólica. Las celdas de combustible seguirán dominando el mercado de transporte, necesitando una fuente de hidrógeno, pero procedente de energías renovables en vez de combustibles fósiles.

Todo el proceso está impulsado económicamente por el comercio de emisiones en las fases de transición de almacenamiento donde los permisos de emisión de CO<sub>2</sub> son vendidos por el gobierno y se negocian en el mercado abierto. Una porción de las ganancias de la venta de estos permisos se podría utilizar para financiar la investigación de energías renovables, desarrollo, demostración y despliegue. Esto permitiría la capacidad de creación de fuentes de energía renovables sin afectar severamente nuestra economía y nivel de vida. Si esta hipótesis es correcta, el almacenamiento geológico de las emisiones en cuencas sedimentarias provenientes de centrales eléctricas y otras industrias, tendrá un papel importante que desempeñar en el futuro como una de varias tecnologías de transición.

# Capítulo 2

## *Sistemas de captura en procesos industriales*

### **2.1 Introducción**

Hay distintas aplicaciones industriales que incluyen corrientes de procesos donde existe la oportunidad de implementar la captura de CO<sub>2</sub> en grandes cantidades y a bajos costos. La captura a partir de estas fuentes no será la respuesta completa a las necesidades del cambio climático, ya que los volúmenes de CO<sub>2</sub> generados por la combustión son mucho más altos, pero bien puede ser el lugar donde la primera captura y el almacenamiento ocurra.

### **2.2 Endulzado de gas natural (Proceso Girbotol)**

El gas natural, dependiendo de la fuente, contiene diferentes niveles de concentración de CO<sub>2</sub> que debe ser eliminado. Con frecuencia las especificaciones de tuberías requieren que la concentración sea reducida a alrededor del 2% en volumen (aunque esta cantidad varía en diferentes lugares) para prevenir la corrosión de las tuberías, evitar excesos de energía de transporte e incrementar el poder calorífico del gas. Aunque las cifras exactas, de la producción de gas natural, se publican anualmente en el mundo (BP, 2004), ninguna de ellas parecen publicar cuánto de ese gas puede contener CO<sub>2</sub>. Sin embargo, una hipótesis razonable es que aproximadamente la mitad de la producción bruta de gas natural contiene concentraciones de CO<sub>2</sub> en un promedio de al menos 4% en volumen. Estas cifras pueden ser usadas para ilustrar la magnitud de oportunidades de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. Si la mitad de la producción mundial de 26,185 billones de m<sup>3</sup> (EU) de gas natural en 2003 se reduce en el contenido de CO<sub>2</sub> del 4 a 2% mol, la cantidad resultante de CO<sub>2</sub> eliminada sería de al menos 50 Mt de CO<sub>2</sub> por año. Es

interesante observar que hay en operación dos plantas de gas natural capturando y almacenando CO<sub>2</sub>, In Salah de BP en Argelia y la planta de Statoil en Sleipner en el Mar del Norte. Ambas de alrededor de 1 Mt de CO<sub>2</sub> por año. Unos 6.5 Mt CO<sub>2</sub>/año de gas natural endulzado también se está utilizando actualmente en la Recuperación Mejorada de Petróleo (EOR) en los Estados Unidos (Beecy y Kuuskraa, 2005), donde una gran parte del CO<sub>2</sub> inyectado también se almacena en el subsuelo.

Dependiendo del nivel de CO<sub>2</sub> en el gas natural, diferentes procesos para el endulzamiento del gas natural (es decir, eliminación de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>) están disponibles (Kohl y Nielsen, 1997 y Madoxy Morgan, 1998):

- Disolventes químicos
- Disolventes físicos.
- Membranas

El H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> son gases comúnmente presentes en la fracción gaseosa, que se obtiene de la explotación de los yacimientos. Al proceso para separar estos gases se le llama Girbotol y, en el ámbito teórico se dice: *endulzado de gas* o *gas dulce* cuando se han retirado estos dos gases. Para la disolución del CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S se emplean varias alcanolaminas (MEA<sup>1</sup>, DEA<sup>2</sup>, MDEA<sup>3</sup>, etc.), o una mezcla de ellas. El diagrama de flujo del proceso de recuperación de CO<sub>2</sub> del gas natural es similar al que se presenta para el tratamiento de gases de combustión (Figura 2.1), exceptuando que en el procesamiento de gas natural, la absorción se lleva a cabo a alta presión, seguida de una expansión antes de la columna rectificadora, donde el CO<sub>2</sub> será flasheado y separado. Cuando la concentración de CO<sub>2</sub> en el gas natural es elevada, los sistemas de membrana pueden ser más económicos. La aplicación industrial de membranas para la recuperación de CO<sub>2</sub> del gas natural se inició en la década de 1980 para unidades pequeñas, con muchos parámetros de diseño desconocidos (Noble y Stern, 1995). Ahora es una tecnología bien establecida y competitiva, con ventajas en comparación con otras tecnologías, incluyendo el tratamiento con aminas en algunos casos (Tabe-Mohammadi, 1999). Estas ventajas incluyen costos de capital más bajos, facilidad de

---

<sup>1</sup> Mono Etanol Amina

<sup>2</sup> Di-etanol Amina

<sup>3</sup> Metil Di-etanol Amina

instalación, menor consumo de energía, capacidad de ser aplicado en zonas remotas, especialmente en alta mar y flexibilidad.

Tabla 2.1 Disolventes comúnmente usados para la eliminación de CO<sub>2</sub> del gas natural o singas en los procesos de captura por precombustión. (IPCC SRCCS, 2005)

Disolvente	Tipo	Nombre químico	Distribuidores
Rectisol	Físico	Metanol	Lurgi y Linde, Alemania Corporación Lotepro, EUA
Purisol	Físico	N-metil-2-pirolidona (NMP)	Lurgi, Alemania
Selexol	Químico	Di-metil-eteres de polietileno glicol (DMPEG)	Unión Carbide, EUA
Benfield	Químico	Carbonato de Potasio	UOP
MEA	Químico	Mono etanolamina	Varios
MDEA	Químico	Metil di-etilamina Tetra-hidrotiofeno 1,1-dioxido (sulfolan), una	BASF y otros Shell
Sulfinol	Químico	alcaloamina y agua	

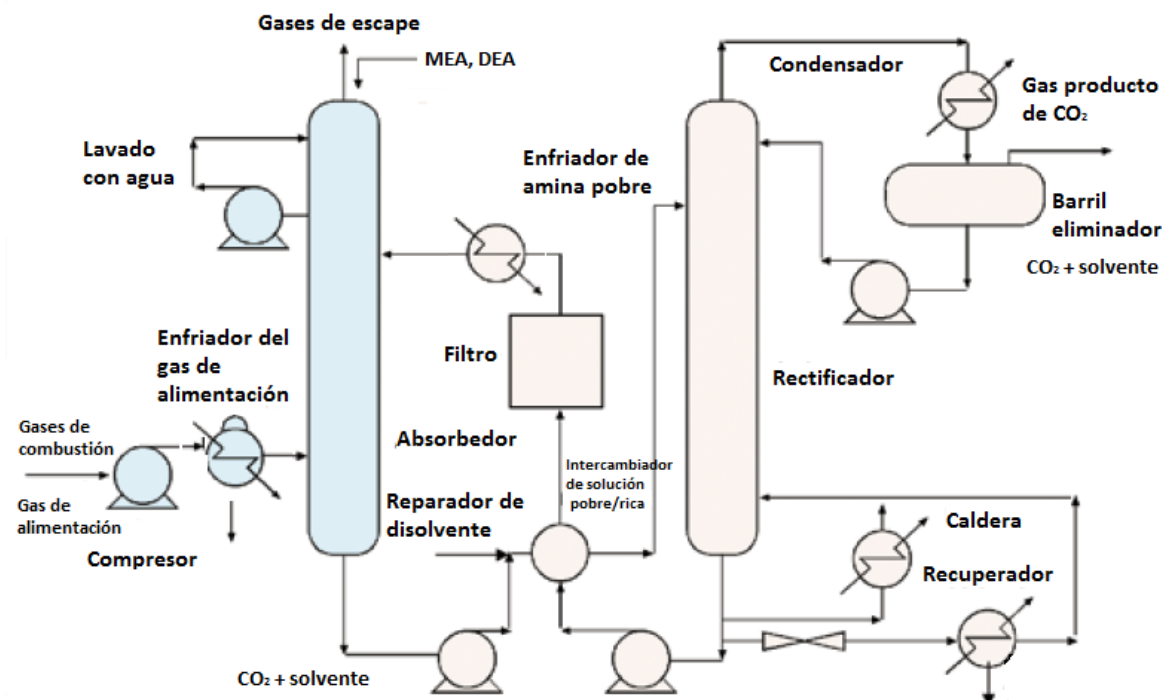


Figura 2.1 Diagrama de flujo de un proceso de recuperación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión mediante absorción química. (IPCC SRCCS, 2005)



### 2.3 Producción de acero

La industria del hierro y el acero es la mayor consumidora de energía del sector manufacturero en el mundo, representa del 10-15% del consumo total de energía industrial (IEA GHG, 2000a). Las emisiones asociadas de CO<sub>2</sub> estimadas en 1995 fueron de 1442 MtCO<sub>2</sub>. Hay dos tipos de tecnologías de fabricación de hierro y acero, que están en funcionamiento hoy en día. La planta siderúrgica integrada, que tiene una capacidad normal de 3 a 5 Mt/año de acero y utiliza, en muchos casos carbón como combustible básico, con gas natural o aceite. El mini-molino utiliza reducción directa con gas natural y hornos de arco eléctrico para fundir la chatarra, con una salida típica de 1 Mt/año de acero y un consumo eléctrico de 300 a 350 kWh/ton de acero. La producción de hierro reducido directamente implica una reacción de alto contenido de óxido de hierro en el mineral para que al reaccionar con el gas natural a alta temperatura se lleve a cabo una reacción de reformado con H<sub>2</sub> y CO para formar hierro reducido más H<sub>2</sub>O y CO<sub>2</sub>. Como resultado, muchos de los procesos de reducción directa de hierro podrían captar un flujo de CO<sub>2</sub> puro.

Una importante y creciente tendencia es el uso de nuevos procesos de fabricación de hierro, que pueden utilizar carbón de menor grado que el del carbón de coque, necesario para el funcionamiento de los altos hornos. Un buen ejemplo es el proceso COREX (Von Bogdandy et. Al, 1989), que produce una cantidad adicional importante de gas combustible libre de N<sub>2</sub>, el cual se puede utilizar en una operación secundaria para convertir el hierro mineral a hierro. La captura completa de CO<sub>2</sub> de este proceso debería ser posible con esta medida ya que el CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O, presentes en el gas COREX superior, deben ser eliminados el CO más H<sub>2</sub>. Este proceso producirá una combinación de hierro fundido y hierro, con alta recuperación de CO<sub>2</sub>.

Existen oportunidades anticipadas para la captura de emisiones de CO<sub>2</sub> de la industria del hierro y acero, tales como:

- Recuperación de CO<sub>2</sub> del gas de alto horno y reciclaje de gas rico en CO en lo alto del horno. Una mínima cantidad de coque sigue siendo necesaria y el alto horno es alimentado con una mezcla de O<sub>2</sub> puro y gas reciclado. El horno es, en efecto, convertido de quema con aire a quema con oxcombustible con captura de CO<sub>2</sub>. Esto recuperaría el

70% del CO<sub>2</sub> emitido actualmente de una planta de acero integrada (Dongke et al., 1988). Sería factible equipar a los altos hornos existentes con este proceso.

- La reducción directa de mineral de hierro, utilizando hidrógeno derivado de un combustible fósil en un paso de captura por precombustión (Duarte y Reich, 1998). En lugar de que los combustibles sean quemados en el horno y el CO<sub>2</sub> sea liberado a la atmósfera, el combustible se convierte en hidrógeno y el CO<sub>2</sub> se captura durante ese proceso. El hidrógeno se utilizaría como agente para la reducción del mineral de hierro. Las tasas de captura deben ser de 90-95% según el diseño de la técnica de la captura por precombustión.

Otras nuevas alternativas del proceso para la fabricación de acero a las que la captura de CO<sub>2</sub> puede ser aplicada están actualmente en fase de investigación y desarrollo (Gielen, 2003; IEA, 2004).

#### **2.4 Producción de cemento**

Las emisiones de CO<sub>2</sub> de la industria cementera son el 6% de las emisiones totales de CO<sub>2</sub> de fuentes fijas. La producción de cemento necesita de grandes cantidades de combustible para alcanzar las altas temperaturas, y reacciones de energía intensiva asociadas a la calcinación de la roca caliza - que es carbonato de calcio que se convierte a óxido de calcio con la evolución del CO<sub>2</sub>.

Actualmente, el CO<sub>2</sub> no es capturado de las cementeras, pero existen posibilidades de eso. La concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión se encuentra entre 15-30% en volumen, que es más alto que en los gases de combustión provenientes de la producción de calor y energía (3-15% en volumen). Por ello, en principio, las tecnologías por postcombustión para la captura de CO<sub>2</sub>, que serán descritas en el capítulo 3, pueden ser aplicadas a las fábricas productoras de cemento, pero requerirán la generación adicional de vapor de agua en una planta de cemento para regenerar el solvente usado para capturar el CO<sub>2</sub>. Los sistemas de captura por oxidación también pueden ser una técnica prometedora para la recuperación de CO<sub>2</sub>. Otra nueva opción sería el uso de adsorbentes de calcio para la captura de CO<sub>2</sub>, como el carbonato de calcio que es una materia prima usada en las cementeras. Todas estas técnicas de captura podrían ser aplicadas para re-equipar o en aplicaciones para nuevas plantas.

## 2.5 Producción de Amoníaco

El  $\text{CO}_2$  es un subproducto de la producción de Amoníaco ( $\text{NH}_3$ ); dos principales grupos de procesos son usados:

- Reformado con vapor<sup>4</sup>, de hidrocarburos ligeros (GN<sup>5</sup>, gas LP<sup>6</sup>, nafta)
- Oxidación parcial o gasificación de hidrocarburos pesados (carbón, aceite pesado, residuos de vacío)

Alrededor del 85% del amoníaco es obtenido mediante procesos de reformación con vapor, del grupo metano y por tanto una descripción del proceso es útil. Aunque los procesos varían en detalles, todos ellos comprenden los siguientes pasos:

1. Purificación de la corriente de alimentación
2. Primera reformación de la corriente de metano
3. Segunda reformación, con la adición de aire, comúnmente llamada reformación auto termal
4. Conversión de  $\text{CO}$  y  $\text{H}_2\text{O}$  a  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$
5. Eliminación de  $\text{CO}_2$
6. Metanización (un proceso en el que reaccionan y se remueve trazas de  $\text{CO}_2$  y  $\text{CO}$ );
7. Síntesis de Amoníaco

La eliminación de  $\text{CO}_2$  como corriente pura es de interés para este trabajo. Una típica planta moderna usará la amina como disolvente dentro de los procesos para el tratamiento de 200,000  $\text{Nm}^3/\text{h}$  de gas desde el reformador, para producir 72 toneladas/h de  $\text{CO}_2$  concentrado (Apple, 1997). La cantidad de  $\text{CO}_2$  producido en las plantas modernas a partir de GN es alrededor de 1.27  $\text{tCO}_2/\text{tNH}_3$ . Por lo tanto, con una producción mundial de amoníaco cerca de 100  $\text{Mt}/\text{año}$ , se producen cerca de 127  $\text{MtCO}_2/\text{año}$ . Sin embargo, cabe señalar que todo esto no es dispuesto para almacenamiento, como las plantas de amoníaco se combinan frecuentemente con plantas de urea, las cuales son capaces de utilizar un 70-90% del  $\text{CO}_2$ . Cerca de 0.7  $\text{Mt}/\text{año}$  de  $\text{CO}_2$  capturadas de las plantas de amoníaco, se utilizan actualmente para la Recuperación Mejorada de Petróleo en

---

<sup>4</sup> Este proceso consiste en exponer al gas, de alto contenido de metano, con vapor de agua a alta temperatura y presión. Se obtienen como resultado de la reacción química; hidrógeno y dióxido de carbono.

<sup>5</sup> Gas Natural

<sup>6</sup> Gas Licuado del Petróleo

los Estados Unidos (Beecy y Kuuskraa, 2005), con una gran fracción del CO<sub>2</sub> inyectado y almacenado subsuperficialmente en estos proyectos comerciales de recuperación.

### ***2.6 Situación y perspectiva***

Se revisaron aquellos procesos - actuales y potenciales - que pueden ser utilizados para separar el CO<sub>2</sub> en el curso de la producción de otro producto. Uno de estos procesos, el endulzado de gas natural, ya se está utilizando en dos plantas industriales para capturar y almacenar alrededor de 2 MtCO<sub>2</sub>/año con el fin de mitigar el cambio climático. En el caso de la producción de amoníaco, el CO<sub>2</sub> puro ya está siendo separado. Por arriba de 7 MtCO<sub>2</sub>/año capturados del endulzado de gas natural y las plantas de amoníaco se utilizan actualmente en la Recuperación Mejorada de Petróleo en donde una parte del CO<sub>2</sub> inyectado, en estos proyectos comerciales, es almacenado. Existen varios procesos potenciales de captura de CO<sub>2</sub> en la producción de acero y de cemento, pero ninguno ha sido aplicado. Aunque la cantidad total de CO<sub>2</sub> que puede ser capturado de estos procesos industriales es insignificante en términos de la magnitud del desafío del cambio climático, la importancia puede surgir en que su uso podría servir como ejemplos tempranos de soluciones que se pueden aplicar en mayor escala en otros lugares.

# Capítulo 3

## *Sistemas de captura por postcombustión*

### **3.1 Introducción**

Las emisiones de CO<sub>2</sub> de fuentes estacionarias provienen de centrales de energía, hornos cementeros, hornos en industrias y plantas de producción de acero. En estos procesos de gran escala, la combustión directa de combustible con aire en una cámara de combustión se ha empleado por siglos por ser una tecnología más económica para extraer y usar la energía contenida en el combustible.

Los sistemas de captura en este caso para mitigar las emisiones de CO<sub>2</sub> procedentes de fuentes fijas a una escala apropiada, separando el CO<sub>2</sub> de los gases de combustión generados de procesos de combustión.

Los gases de combustión o gases de chimenea en los sistemas de combustión se encuentran por lo general a presión atmosférica. Debido a la baja presión, la gran presencia de nitrógeno en el aire y el gran tamaño de las unidades, se generan enormes flujos de gases, el mayor ejemplo que puede existir es la pila de emisiones procedentes de una central de energía de ciclo combinado de gas natural (GNCC) con una capacidad máxima de alrededor de 5 millones m<sup>3</sup>/h. El contenido de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión varía dependiendo del tipo de combustible utilizado (entre el 3% para un ciclo combinado de gas natural a menos del 15% en volumen en centrales de combustión de carbón). No obstante, las impurezas en el combustible son muy importantes para el diseño y cálculo de costos de la planta completa (Rao y Rubin, 2002). Los gases de combustión procedentes de la quema de carbón contienen no sólo CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> y de H<sub>2</sub>O,

sino también contaminantes del aire tales como  $\text{SO}_x$ ,  $\text{NO}_x$ , partículas, HCl, HF, Mercurio, otros metales y otros contaminantes orgánicos e inorgánicos. La Figura 3.1 muestra un esquema general de una planta generadora de energía que emplea como combustible el carbón, en la que, unidades de operación adicionales se emplean para eliminar los contaminantes del aire antes de capturar el  $\text{CO}_2$  en un proceso basado en absorción.

### ***3.2 Tecnologías existentes***

Hay muchas tecnologías de procesos comerciales disponibles que pueden, en principio, ser usadas para capturar  $\text{CO}_2$  de los gases de combustión. Sin embargo, estudios de evaluación comparativa (Hendriks, 1994; Riemer y Ormend, 1995; IEA GHG, 2000b) han demostrado que los procesos de absorción basados en disolventes químicos son, actualmente, la opción preferida para la captura de  $\text{CO}_2$  por postcombustión. Desde este punto de vista, estos ofrecen gran eficiencia y selectividad para la captura, y menores requerimientos de energía y costos comparados con otros procesos de captura por postcombustión existentes. Los procesos de absorción han alcanzado la etapa comercial de operación para los sistemas de captura de  $\text{CO}_2$  por postcombustión, aunque no a la escala necesaria para los gases de combustión de centrales eléctricas. Por lo tanto, los siguientes párrafos están encaminados a reseñar los conocimientos existentes de la tecnología y la clave técnica y cuestiones ambientales relativas a la aplicación de esta opción comercial, actualmente líder, para la captura de  $\text{CO}_2$ . Los fundamentos de la etapa de separación de  $\text{CO}_2$  usando procesos de absorción química se discuten en primer lugar, los requisitos de pretratamiento de los gases de combustión (eliminación de otros contaminantes a parte del  $\text{CO}_2$ ) y las necesidades de energía para la regeneración del solvente químico, después.

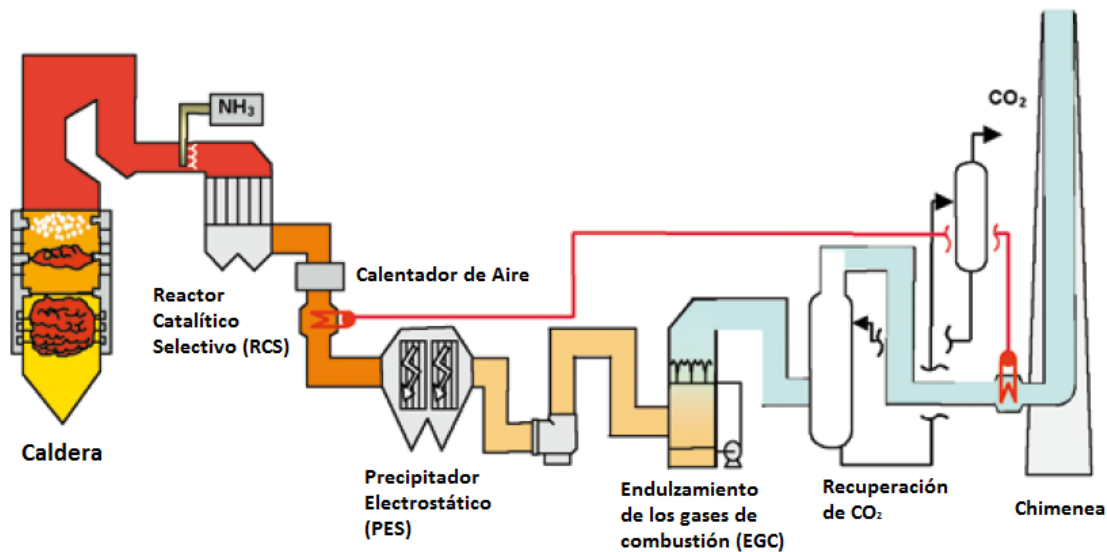


Figura 3.1 Esquema de una central eléctrica a carbón pulverizado con un sistema de captura de  $\text{CO}_2$  basado en una amina y otros controles de emisión. (IPCC SRCSS, 2005)

### 3.2.1 Procesos de Absorción

Los procesos de absorción en la captura por postcombustión hacen uso de la naturaleza reversible de la reacción química de un solvente alcalino acuoso, comúnmente una alcanolamina, con un gas ácido. El diagrama de flujo del proceso de absorción de un sistema comercial se presenta en la Figura 3.2. Después de enfriar el gas, éste se pone en contacto con el solvente en el absorbedor. Es necesario un compresor para vencer la caída de presión a través del absorbedor. A temperaturas de absorción, normalmente entre 40 y 60 °C, el  $\text{CO}_2$  reacciona con la MEA, DEA y lo disuelve en el absorbedor. A continuación el gas de combustión es expuesto, en una etapa de lavado, a un baño con agua para remover cualquier gota de disolvente o vapor de disolvente que esté en el gas, para después dejar el absorbedor. Es posible reducir la concentración de  $\text{CO}_2$  en los gases de salida a valores muy bajos, como resultado de la reacción química en el disolvente, pero las concentraciones de salida tienden a incrementar la altura de la vasija de absorción. El solvente 'rico', que contiene el químico con el  $\text{CO}_2$  atrapado, es bombeado a la cima del rectificador (o vasija de regeneración) a través de un intercambiador de calor. La regeneración del disolvente químico es llevada a cabo en el rectificador a elevadas temperaturas (100-140 °C) y presiones no muy superiores a la presión atmosférica. El calor es suministrado al recalentador para mantener las condiciones de regeneración. Esto lleva a pérdidas del tipo de energía térmica como resultado del calentamiento del disolvente, proporcionando la desorción térmica necesaria para remover el  $\text{CO}_2$  químicamente atrapado y para la producción de vapor, que actúa como un extractor de gas. El

vapor es recuperado en el condensador y retroalimentado al extractor, mientras que el CO<sub>2</sub> producto del gas deja el extractor. El disolvente “pobre”, que contiene mucho menos CO<sub>2</sub>, es bombeado de vuelta al absorbedor a través del intercambiador de calor y un enfriador para descender su temperatura a la del absorbedor.

La Figura 3.2 también muestra algún equipo adicional necesario para mantener la calidad de la solución como resultado de la formación de productos de degradación, productos de corrosión y la presencia de partículas. Esto es comúnmente realizado usando filtros, capas de carbón y un operador térmico. De hecho, el control de la degradación y corrosión ha sido un aspecto importante en el desarrollo de los procesos de absorción en las últimas décadas.

Los parámetros clave que determinan la viabilidad técnica de operación y económica de los sistemas de absorción de CO<sub>2</sub> son:

- *Gasto de gas de combustión.* El gasto de gas determinará el tamaño de la torre de rectificadora y del absorbedor, lo que representa una contribución importante a los gastos totales.
- *Contenido de CO<sub>2</sub> en el gas de combustión.* Ya que los gases de combustión están generalmente a presión atmosférica, la presión parcial del CO<sub>2</sub> será muy baja, de 3 a 15 kPa (0.435-2.175 lb/pg<sup>2</sup>, 0.03-0.15 kg/cm<sup>2</sup>). A estas condiciones de presión parcial del CO<sub>2</sub> tan bajas, las aminas acuosas (disolventes químicos) son los disolventes más adecuados para absorción (Kohl y Nielsen, 1997).
- *Eliminación de CO<sub>2</sub>.* En la práctica, las recuperaciones típicas de CO<sub>2</sub> están entre el 80 y 90%. La correcta elección de recuperación; es una compensación económica, una alta recuperación requerirá una columna de absorción más alta, altos consumos de energía y por consiguiente se incrementan los costos.
- *Gasto de disolvente.* El gasto de disolvente determinará el tamaño de la mayoría de los equipos exceptuando el absorbedor. Para un disolvente dado, el gasto será fijado por los parámetros previos y también las concentraciones de CO<sub>2</sub> elegidas entre las soluciones pobres y ricas.
- *Requerimientos de energía.* El consumo de energía del proceso es la suma de la energía térmica necesaria para regenerar los solventes, y la energía eléctrica requerida para



operar las bombas y compresores. También, la energía necesaria para comprimir el CO<sub>2</sub>, recuperado, a la presión requerida para el transporte y almacenamiento.

- *Requerimientos de refrigeración.* El enfriamiento es necesario para llevar las temperaturas del gas de combustión y de los disolventes a los niveles requeridos para una eficiente absorción de CO<sub>2</sub>. También, el producto del extractor requerirá refrigeración para recuperar el vapor del proceso de extracción.

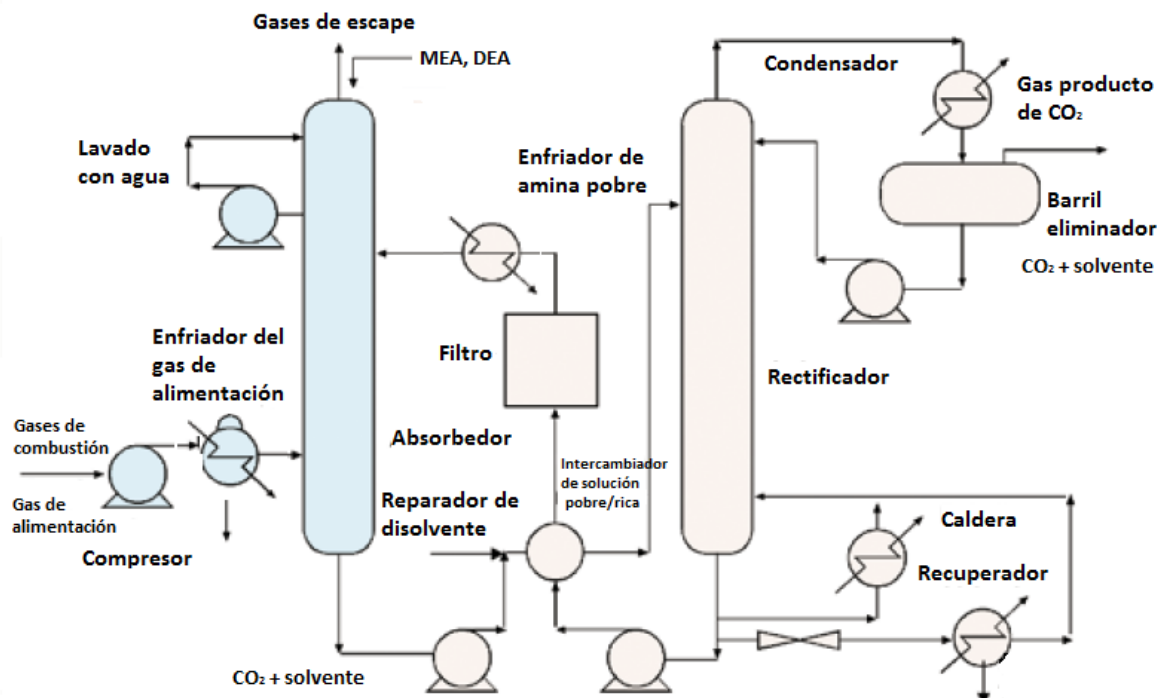


Figura 3.2 Diagrama de flujo de un proceso de recuperación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión mediante absorción química. (IPCC SRCCS, 2005)

La pureza y presión del CO<sub>2</sub>, comúnmente recuperado de un proceso químico de absorción basado en aminas, son los siguientes (Sander y Mariz, 1992):

- Pureza de CO<sub>2</sub>: 99.9% en volumen o más (condiciones de agua saturada)
- Presión de CO<sub>2</sub>: 50 kPa (7.25 lb/pg<sup>2</sup>, 0.50 kg/cm<sup>2</sup>, manométricas)

Una nueva etapa de purificación de CO<sub>2</sub> hace que sea posible elevar la calidad del CO<sub>2</sub> a la calidad estándar de los alimentos. Esto es necesario para su uso en bebidas y envasado.

Ya que los gases de combustión generalmente están a presión atmosférica y el CO<sub>2</sub> está disuelto, la presión parcial del CO<sub>2</sub> es muy baja. También, el gas de combustión contiene oxígeno y otras impurezas; por lo tanto una característica importante de un proceso de absorción está en la elección apropiada del disolvente. Una alta carga de CO<sub>2</sub> y baja energía calorífica de desorción son esenciales para la recuperación atmosférica de CO<sub>2</sub> de gases de combustión. Los disolventes también deben tener baja formación de subproductos y bajas tasas de descomposición, para mantener el rendimiento del disolvente y limitar la cantidad de materiales de desecho producidos.

Los siguientes tres procesos de absorción están comercialmente disponibles para la captura de CO<sub>2</sub> en los sistemas de postcombustión:

- Proceso Kerr- McGee/ABB Lummus Crest (Barchas y Daivs, 1992)- Este proceso recupera CO<sub>2</sub> de las calderas de coque y carbón, entregando CO<sub>2</sub> para preparaciones de ceniza de sosa y preparaciones líquidas de CO<sub>2</sub>. Se usa de un 15 a un 20% en peso de solución MEA (mono-etanolamina). La mayor capacidad esperada para este proceso es de 800 tCO<sub>2</sub>/d usando dos trenes en paralelo.
- Proceso de Fluor Daniel ECONAMINE<sup>®</sup>™ (Sander y Mariz, 1992, Capilla et al., 1999) - Este proceso fue adquirido por Fluor Daniel Inc. de Dow Chemical Company en 1989. Se trata de un proceso basado en MEA (30% en peso de solución acuosa) con un inhibidor para resistir la corrosión de acero al carbono y está específicamente diseñada para corrientes de gas que contienen oxígeno. Se ha utilizado en muchas plantas en todo el mundo, recuperando hasta 320 tCO<sub>2</sub>/d en un solo tren, para el uso en bebidas y en la producción de urea.
- Proceso de Kansai Electric Power Co., Mitsubishi Heavy Industries, Ltd., KEPCO/MHI (Mimura et al., 1999 y 2003) - El proceso está basado en la interrupción estérica de tres aminas y disolventes (KS-1, KS-2 y KS-3) que se han desarrollado. KS-1 fue comercializado en una solicitud de producción de urea. En este proceso, las bajas pérdidas de amina y la baja degradación del disolvente se han observado sin el uso de inhibidores o aditivos. Como se muestra en la Figura 3.3, la primera planta comercial en recuperar 200 tCO<sub>2</sub>/d de un flujo de gases de combustión y que ha estado operando en Malasia desde 1999 para la producción de urea (equivalente a las emisiones de 10 MW C de una central eléctrica).

El rendimiento del disolvente químico en la operación es sostenido por la sustitución, el filtrado y regeneración, lo que conduce al requerimiento de consumibles. Los valores típicos para el consumo de disolventes son entre 0.2 y 1.6 kg/tCO<sub>2</sub>. Además, los productos químicos son necesarios para regenerar la amina de la sal de calor estable (normalmente 0.03-0.13 NaOH/tCO<sub>2</sub> kg) y para eliminar los productos de descomposición (normalmente 0.03-0.06 kg de carbón activado/tCO<sub>2</sub>). Los rangos son principalmente dependientes en el proceso de absorción, con KS-1 está en el extremo inferior de la gama y ECONAMINE™ en el extremo superior.



Figura 3.3 Central de captura de 200 tCO<sub>2</sub>/d en Malasia usando un proceso de disolventes químicos. (IPCC SRCCS, 2005)

### 3.2.2 Pretratamiento del gas de combustión

Los gases de combustión de una planta de energía están generalmente por arriba de los 100 °C, lo que significa que tienen que enfriarse hasta llegar a la temperatura necesaria para el proceso de absorción. Esto se puede hacer en un enfriador con contacto directo de agua, que también actúa como un lavador de los gases de combustión con el retiro adicional de las partículas finas.

Además, los gases de combustión procedentes de la combustión de carbón contienen otros gases ácidos, como los  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_x$ . Los gases de combustión procedentes de la combustión de gas natural generalmente sólo contienen  $\text{NO}_x$ . Estos gases ácidos, similares al  $\text{CO}_2$ , tendrán una interacción química con el disolvente alcalino. Esto no es deseable, como la naturaleza irreversible de esta interacción conduce a la formación de sales de calor estable y por lo tanto, a una pérdida en la capacidad de absorción del disolvente y con ello aumento el riesgo de formación de sólidos en la solución. También se da lugar a un consumo adicional de productos químicos para regenerar el disolvente y la producción de un flujo de residuos, tales como: el sulfato de sodio o nitrato de sodio.

Por lo tanto, la pre-eliminación de  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_x$  a valores muy bajos antes de la recuperación de  $\text{CO}_2$  es esencial. Del grupo  $\text{NO}_x$ , el  $\text{NO}_2$  es el que conduce a la formación de sales de calor estable. Afortunadamente, el nivel de  $\text{NO}_2$ , es en su mayoría, menor del 10% del contenido total de  $\text{NO}_x$  en los gases de combustión (Capilla et al., 1999).

El contenido de  $\text{SO}_x$  admisible en los gases de combustión está determinado principalmente por el costo del disolvente - ya que es consumido por la reacción con el  $\text{SO}_x$ . Las concentraciones de  $\text{SO}_2$  en los gases de combustión están comúnmente alrededor de 300 a 5000 ppm. Las plantas eliminadoras de  $\text{SO}_2$ , comercialmente disponibles, eliminan hasta un 98-99%. Las aminas son productos químicos relativamente baratos, pero incluso disolventes económicos como el MEA (con un precio de alrededor de 1.25 dólares/kg (Rao y Rubin, 2002)) puede necesitar concentraciones de  $\text{SO}_x$  de alrededor de 10 ppm, para mantener el consumo de disolventes (alrededor de 1.6 kg de MEA/t $\text{CO}_2$  separada) y llevar los costos a valores razonables, que a menudo significa que es necesaria una desulfuración adicional de los gases de combustión. El contenido de  $\text{SO}_2$  óptimo, antes del proceso de absorción de  $\text{CO}_2$ , es un equilibrio entre los costos

de consumo del disolvente de  $\text{CO}_2$  y los gastos de eliminación del  $\text{SO}_2$ . Para la tecnología Kerr-Mcgee/ABB Lummus Crest, la eliminación de  $\text{SO}_2$  no suele ser justificada por niveles de  $\text{SO}_2$  inferiores a 50 ppm (Barchas y Davis, 1992). Para el proceso Fluor Daniel Econamine FG, un máximo de 10 ppm de contenido de  $\text{SO}_2$  se fija generalmente como la especificación de alimentación de gas (Sander y Mariz, 1992). Esto puede ser alcanzado mediante el uso de soluciones de sales alcalinas en un depurador en aerosol (Capilla et al., 1999). Un depurador de  $\text{SO}_2$  también puede funcionar como un enfriador de contacto directo para enfriar los gases de combustión.

También se debe prestar minuciosa atención a las cenizas dispersas y al carbono elemental, presentes en los gases de combustión, ya que podrían taponar el absorbedor si los niveles de los contaminantes son demasiado altos. A menudo, las necesidades de otros tratamientos para los gases de combustión son tales que las precauciones han sido adoptadas ya. En el caso de la recuperación de  $\text{CO}_2$  de los gases de combustión de una caldera a carbón, la planta generalmente tiene que ser equipada con una unidad de reducción de  $\text{NO}_x$ , un precipitador electrostático o una bolsa de filtro casera y un reductor de  $\text{SO}_x$  o unidad de desulfuración como parte de la protección ambiental de las instalaciones de las centrales eléctricas. En algunos casos, estas instalaciones de protección ambiental no son suficientes para llevar a cabo la eliminación de  $\text{SO}_x$  hasta el nivel de 1 a 2 ppm, a veces es necesario minimizar el consumo de disolventes y su recuperación de desechos adheridos en el tubo recuperador superficial.

### *3.2.3 Penalización en la generación de energía en la captura de $\text{CO}_2$*

Una característica clave de los procesos de captura de  $\text{CO}_2$  por postcombustión, basados en la absorción, es el alto requerimiento de energía y la consecuente eficiencia resultante de los ciclos de energía. Esto se debe principalmente al calor necesario para regenerar el disolvente, el uso de vapor para la remoción y, en menor medida de la electricidad necesaria para bombear el líquido, ventilar los gases de combustión y, finalmente, la compresión del  $\text{CO}_2$ .

En principio, la energía térmica para el proceso de regeneración puede ser suministrada por una caldera auxiliar en una situación de adaptación. La mayoría de los estudios, sin embargo, se centran sobre todo en un proceso en el que la absorción esté integrada en la planta de energía. El calor necesario está en niveles parecidos a los del vapor de baja presión, por ejemplo

condensado a 0.3 MPa (435 lb/pg<sup>2</sup>, 30 kg/cm<sup>2</sup>), se puede utilizar en la caldera. El vapor necesario para el proceso de regeneración entonces se extrae del ciclo de vapor en la planta de energía. Para una central eléctrica a carbón, el vapor de baja presión se extrae antes de la última etapa de expansión en la turbina de vapor. Para un ciclo combinado de gas natural (NGCC), el vapor de baja presión se extrae de la última etapa en el generador de calor. Parte de este calor puede ser recuperado mediante el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera (Hendriks, 1994). Los valores de requerimiento de calor, para las tecnologías de absorción líderes, están entre 2.7 y 3.3 GJ/tCO<sub>2</sub>, dependiendo del proceso. Los valores típicos de demanda eléctrica, se encuentran entre 0.06 y 0.11 GJ/tCO<sub>2</sub> para la captura por postcombustión en las centrales eléctricas de carbón y de 0.21 y 0.33 GJ/tCO<sub>2</sub> para la captura por postcombustión en ciclos combinados de gas. La compresión de CO<sub>2</sub> a 110 bar (1595 lb/pg<sup>2</sup>, 111 kg/cm<sup>2</sup>) requerirá alrededor de 0.4 GJ/tCO<sub>2</sub> (IEA GHG, 2004).

La integración del proceso de absorción a una planta de energía existente, requerirá modificaciones en la parte de baja presión del ciclo de vapor, como una fracción considerable del vapor se extraerá y por lo tanto no estará disponible para producir energía (Nsakala et al., 2001, Mimura et al., 1995, Mimura et al., 1997). Para limitar las modificaciones requeridas, se pueden usar las pequeñas turbinas de vapor de recompresión, usando el vapor a media presión para manejar el ventilador de gases de combustión y las bombas de alimentación de agua a la caldera. Enseguida el vapor es condensado en la caldera (Mimura et al., 1999). Además, en las plantas de energía, basadas en ciclos de vapor, más del 50% de la energía térmica en el ciclo de vapor se dispone fuera, en el condensador de vapor. Si el sistema de ciclo de vapor y la recuperación de CO<sub>2</sub> pueden ser integrados, parte de las pérdidas de calor, eliminado por el condensador de vapor, pueden ser utilizadas para la regeneración del disolvente químico.

Sin embargo la reducción de la pérdida de energía está estrechamente vinculada al sistema disolvente elegido. El Programa de Gases de Efecto Invernadero de la Agencia Internacional de la Energía (IEA GHG) ha llevado a cabo evaluaciones de desempeño de las plantas de energía con captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión, teniendo en cuenta las mejoras más recientes en los procesos de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión identificados por licencias de tecnología (IEA GHG, 2004). En este estudio, Mitsui Babcock Energy Ltd. y Alstom presentaron información sobre el uso de una alta eficiencia, una caldera en un ciclo de vapor ultra-supercrítico (29 MPa

(4205 lb/pg<sup>2</sup>, 292 kg/cm<sup>2</sup>), 600 °C, 620 °C de recalentamiento) y una turbina de vapor para una central de energía de carbón, mientras que para el caso de un ciclo combinado de gas natural (NGCC), fue adoptado un ciclo combinado con una turbina de gas GE 9FA. Fluor proporciona información sobre la Econamine Fluor + proceso basado en MEA, y MHI proporciona información sobre KEPCO/MHI, proceso basado en el disolvente KS-1 para la captura de CO<sub>2</sub>. El CO<sub>2</sub> retirado de estos sistemas fue comprimido a una presión de 11 MPa (1595 lb/pg<sup>2</sup>, 111 kg/cm<sup>2</sup>). Las eficiencias totales de las plantas de energía con y sin captura de CO<sub>2</sub> se muestran en la Figura 3.4, mientras que la Figura 3.5 muestra la pérdida de eficiencia para la captura de CO<sub>2</sub>. En general, los resultados de este estudio muestran que la penalización de rendimiento para la captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión en centrales de carbón y de gas es menor para el proceso de absorción de CO<sub>2</sub> de KEPCO/MHI. Para efectos de comparación, el rendimiento de las centrales con captura por precombustión y oxidación, basadas en los mismos criterios estándar de diseño de centrales, también son mostrados en las Figuras 3.4 y 3.5.

#### 3.2.4 Efluentes<sup>1</sup>

Como resultado de la descomposición de las aminas, se crearán efluentes, en particular el amoníaco y sales de calor estable. Rao y Rubin (2002) han estimado estas emisiones para un proceso basado en MEA apoyándose en datos limitados. En tales procesos, sales de calor estable (productos de la descomposición de disolventes, productos de corrosión, etc.) se extraen de la solución en un recuperador y se crea un flujo de residuos, y se elimina usando las prácticas normales de HSE (Salud, Seguridad y Medio Ambiente, por sus siglas en inglés). En algunos casos, estos desechos del recuperador pueden ser clasificados como un residuos peligrosos, que requiere un manejo especial (Rao y Rubin, 2002). También, normalmente se instalan un filtro de partículas y un filtro de carbón en el circuito del disolvente para eliminar los subproductos. Por último, algo de material disolvente se perderá en el medio ambiente a través de la evaporación y arrastres en el absorbedor, que se contabilizan en el consumo del disolvente. Se espera que otros gases ácidos distintos del CO<sub>2</sub>, que aún están presentes en los gases de combustión (SO<sub>x</sub> y NO<sub>2</sub>) también sean absorbidos en la solución. Esto disminuirá la concentración de estos componentes adicionales, e incluso las emisiones netas, en algunos casos, dependiendo de la cantidad de energía adicional utilizada para la captura de CO<sub>2</sub> (Tablas 3.1 y 3.2). Como la eliminación de SO<sub>2</sub> es previa a la

---

<sup>1</sup> Aguas contaminadas descargadas.



eliminación de CO<sub>2</sub> es muy probable que en las plantas de carbón, esto dé lugar a la producción de corrientes de residuos o subproductos que contengan yeso y agua de la unidad de desulfuración.

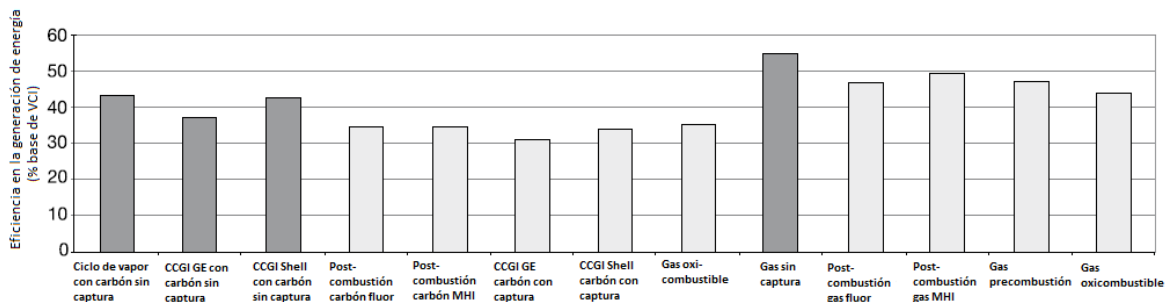


Figura 3.4 Eficiencias térmicas de centrales de energía con y sin captura de CO<sub>2</sub>, % base de LHV (Fuente: Davison 2005, IEA GHG 2004, IEA GHG 2003; IEA GHG, 2000b; Dillon et al., 2005)

- Las eficiencias están basadas en un conjunto de criterios estándar de diseño de centrales (IEA GHG, 2004).
- Las plantas con ciclo de vapor a carbón, incluyendo plantas con captura por postcombustión y oxícombustión, están basadas en vapor ultra-supercrítico (29 MPa, 600 °C sobrecalentado, 620 °C recalentado). Las plantas con captura por pre y postcombustión CCGI y gas natural están basadas en ciclos combinados de turbinas de gas GE 9FA. La planta de gas natural y oxícombustible se basa en una turbina de gas con reciclado de CO<sub>2</sub>, como se muestra en la Figura 4.3 (Capítulo 4), con presiones y temperaturas de operación, pero similares criterios de diseño mecánico a la de la 9FA.
- Los datos se presentan para dos tipos de disolvente usados en la captura por postcombustión: MEA (diseños de plantas de Flúor) y KS-1 (diseños de plantas de MHI). Los consumos de disolvente, de desorción térmica, son de 3.2 y 2.7 MJ/kgCO<sub>2</sub> capturado, respectivamente para las plantas de carbón y 3.7 y 2.7 MJ/kg para las plantas de gas natural.
- Se presentan datos para plantas de ciclo combinado basados en dos tipos de gasificador: la alimentación de Shell en seco/tipo de recuperación de calor de la caldera y la de GE (antes Texaco).
- La planta de gas natural con captura por precombustión se basa en la oxidación parcial con oxígeno.
- Las plantas con oxícombustible incluyen la eliminación criogénica de algunas de las impurezas del CO<sub>2</sub> durante la compresión. El consumo de electricidad para la producción de oxígeno por destilación criogénica de aire, es de 200 kWh/tO<sub>2</sub> a presión atmosférica para la planta de carbón y de 320 kWh/tO<sub>2</sub> a 40 bares para la planta de gas natural. La producción de oxígeno, en las plantas con CCGI y precombustión de gas natural, se integra parcialmente con el gas de la turbocompresora; los datos, de manera similar, no pueden prestarse para estas plantas.
- El porcentaje de captura de CO<sub>2</sub> es del 85-90% para todas las plantas excepto para la planta de gas natural con oxícombustión, que tiene un porcentaje de captura de por sí superior al 97%.



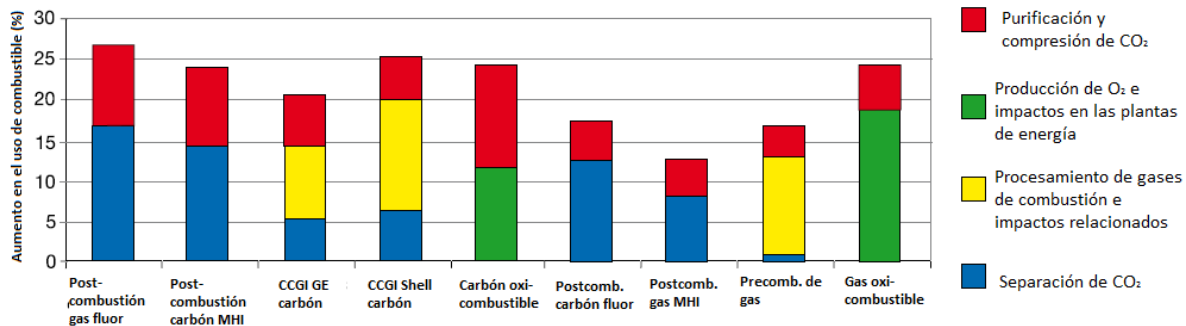


Figura 3.5 Porcentaje de incremento en el uso de combustible por kWh de electricidad debido a la captura de CO<sub>2</sub>, comparado con la misma planta sin captura (Datos fuente: Davison, 2005; AIE GHG, 2004; AIE GHG, 2003; AIE GHG, 2000b; Dillon et al., 2005).

- El aumento en el combustible necesario para producir 1 kWh de electricidad, es calculado mediante la comparación del mismo tipo de plantas con y sin captura. El aumento en el consumo de combustible depende del tipo de planta de referencia sin captura. Por ejemplo, el aumento en el consumo de energía para una planta de CCGI de GE con captura comparada con una planta de referencia a base de carbón con ciclo de vapor sin captura sería del 40%, comparado con el valor más bajo mostrado en la cifra que fue calculada en relación con el mismo tipo de línea de base de plantas sin captura.
- Los consumos directos de energía para la separación de CO<sub>2</sub> son más bajos para la captura por precombustión que para la captura por postcombustión, ya que el CO<sub>2</sub> se elimina de un gas más concentrado, con mayor presión, por lo que puede ser usado un solvente físico en vez de un solvente químico.
- La categoría "procesamiento de gas combustible e impactos relacionados", para CCGI, incluye la conversión del gas combustible y los efectos sobre la turbina de gas del ciclo combinado de la eliminación de CO<sub>2</sub> del gas combustible y el uso del hidrógeno como combustible en lugar de gas de síntesis. Para la captura por precombustión de gas natural, esta categoría también incluye la oxidación parcial y de reformado con vapor del gas natural.
- El consumo de energía para la compresión de CO<sub>2</sub> es menor en la captura por precombustión que en la captura por postcombustión debido a que parte del CO<sub>2</sub> sale de la unidad de separación a una presión elevada.
- El consumo de energía para la compresión de CO<sub>2</sub> en los procesos de oxicomcombustible depende de la composición del producto extraído, es decir, 75% en volumen en la planta de carbón y 93% en volumen en los gases despididos de la planta. Las impurezas del CO<sub>2</sub> son eliminadas criogénicamente durante la compresión, para dar una pureza final del CO<sub>2</sub> de 96% en volumen. El consumo de energía de la unidad de separación criogénica de CO<sub>2</sub> se incluye en el consumo de potencia de compresión de CO<sub>2</sub>.
- La categoría "producción de oxígeno e impactos de la planta de energía", para los procesos de oxicomcombustible, incluye el consumo de energía para la producción de oxígeno y los impactos de la captura de CO<sub>2</sub> en el resto de la planta de energía, es decir, excluyendo la purificación y compresión de CO<sub>2</sub>. En la planta de carbón con oxicomcombustible, la eficiencia del resto de la planta de energía aumenta ligeramente, por ejemplo, debido a la ausencia de una unidad de desulfuración de gases de combustión (FGD).

Tabla 3.1 Concentraciones de impurezas en el CO<sub>2</sub> seco, % en volumen (Fuente: IEA GHG, 2003; IEA GHG, 2004; IEA GHG, 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 COMBUSTIÓN DE CARBÓN</b>								
Captura por postcombustión	<0.01	<0.01	0	0	0	0	0.01	0.01
Captura por precombustión (CCGI)	0	0	0.01-0.6	0.8-2.0	0.03-0.4	0.01	0.03-0.6	2.1-2.7
Oxicombustible	0.5	0.01	0	0	0	0	3.7	4.2
<b>PLANTAS DE COMBUSTIÓN DE GAS</b>								
Captura por postcombustión	<0.01	<0.01	0	0	0	0	0.01	0.01
Captura por precombustión	0	0	<0.01	1	0.04	2	1.3	4.4
Oxicombustible	<0.01	<0.01	0	0	0	0	4.1	4.1

- a) La concentración de SO<sub>2</sub> para el oxicombustible y la máxima concentración de H<sub>2</sub>S para la captura por precombustión son para casos donde estas impurezas son deliberadamente dejadas, para reducir los costos de captura. Las concentraciones mostradas están basadas en el uso de carbón con 86% de contenido de azufre. Las concentraciones serán directamente proporcionales al contenido de azufre en el combustible.
- b) El caso de oxicombustible incluye purificación criogénica del CO<sub>2</sub> para separar parte del N<sub>2</sub>, Ar, O<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub>. La eliminación de esta unidad aumentará las concentraciones de impurezas pero reducirá los costos.
- c) Para todas las tecnologías, las concentraciones de impurezas mostradas en esta tabla podrían ser reducidas a altos costos de captura.

Tabla 3.2 Efectos ilustrativos de las necesidades energéticas de la CCS sobre el nivel de consumo de recursos de la planta y sin tasas de emisión de CO<sub>2</sub> de los tres sistemas actuales de las plantas de energía. Los valores mostrados son flujos de masa en kg por MWh para la planta de captura, además de los aumentos en los tipos de referencia para el tipo de planta de la misma planta. (IPCC SRCCS, 2005)

Parámetro de la Planta de Captura <sup>a</sup>	CP <sup>b</sup>		CCGI <sup>c</sup>		CCGN <sup>d</sup>	
	Proporción	Aumento	Proporción	Aumento	Proporción	Aumento
<b>Consumo de recursos</b>	<b>Todos los valores en Kg MWh<sup>-1</sup></b>					
Combustible	390	93	361	49	156	23
Caliza	27.5	6.8	-	-	-	-
Amoniaco	0.80	0.19	-	-	-	-
Reactivos CCS	2.76	2.76	0.005	0.005	0.80	0.80
<b>Desechos sólidos/subproductos</b>						
Ceniza/Escoria	28.1	6.7	34.2	4.7	-	-
Residuos de EGC	49.6	12.2	-	-	-	-
Sulfuro	-	-	7.53	1.04	-	-
Adsorbente consumido de CCS	4.05	4.05	0.005	0.005	0.94	0.94
<b>Emisiones atmosféricas</b>						
CO <sub>2</sub>	107	-704	97	-720	43	-342
SO <sub>x</sub>	0.001	-0.29	0.33	0.05	-	-
NO <sub>x</sub>	0.77	0.18	0.10	0.01	0.11	0.02
NH <sub>3</sub>	0.23	0.22	-	-	0.002	0.002

- a) La potencia neta de todas las plantas es de aproximadamente 500 MW. Las centrales de carbón utilizan carbón Pittsburgh #8 con 2.1% de azufre, 7.2% de cenizas, 5.1% de humedad y 303.2 MJ kg<sup>-1</sup> de valor calorífico inferior base (LHV). LHV de gas natural = 59.9 MJ kg<sup>-1</sup>. Todas las plantas capturan el 90% de las emisiones potenciales de CO<sub>2</sub> y comprimen hasta 13.7 MPa.
- b) CP: Central de carbón pulverizado, basada en una unidad supercrítica con sistemas SGR, ESP y FGD, seguida de un sistema con aminas para la captura de CO<sub>2</sub>. El sistema SGR toma 2 ppm de amoniaco. La eficiencia de remoción de SO<sub>2</sub> es del 98% para la planta de referencia y 99% para la planta de captura. La eficiencia neta de la planta (LHV base) es un 40.9% sin CCS y 31.2% con CCS.
- c) CCGI: Sistema ciclo combinado de gasificación integrada basado en gasificadores de Texaco (2+1 de repuesto), dos turbinas de gas de GE 7FA, 3 calderas de recuperación de recalentamiento de presión HRSG. La eficiencia de eliminación de azufre es del 98% a través de un sistema hidrolizador más Selexol, la recuperación de azufre a través de la planta Claus y la unidad Beavon-tailgas Stretford. La eficiencia neta de la planta (LHV base) es un 39.1%, sin CCS y el 33.8% con CCS.
- d) CCGN: Planta de ciclo combinado de gas natural usando dos turbinas de gas GE 7FA y 3 calderas de recuperación de recalentamiento a presión, con un sistema con aminas para capturar CO<sub>2</sub>. La eficiencia neta de la planta (LHV base) es del 55.8% sin la CCS y el 47.6% con CCS.

### **3.3 Nuevas tecnologías**

#### *3.3.1 Otro proceso de absorción*

Diversos nuevos disolventes han están siendo investigados, con el objeto de conseguir una reducción en el consumo de energía para la regeneración del disolvente (Chakma, 1995; Chakma y Tontiwachwuthikul, 1999; Mimura et al., 1999, Zheng et al., 2003; Cullinane y Rochelle, 2003; Leites, 1998; Omnes et al., 1995; Aresta y Di Benedetto, 2003; Bai y Yeh, 1997).

Además de los nuevos solventes, nuevos diseños de procesos también están actualmente a disposición (Leites et al. 2003). La investigación también se está llevando a cabo para mejorar las prácticas existentes y los tipos de embalaje (Aroonwilas et al., 2003). Otra área de investigación es aumentar los niveles de concentración de la solución acuosa MEA utilizada en sistemas de absorción, lo que tiende a reducir el tamaño de los equipos utilizados en las plantas de captura (Aboudheir et al., 2003). También se están investigando métodos para evitar la degradación oxidativa del MEA por la desoxigenación de la solución de disolventes (Chakravarti et al., 2001). Además de esto, la eliminación catalítica de oxígeno en los gases de combustión de la quema de carbón ha sido sugerida (Nsakala et al., 2001) para permitir la operación con disolventes prometedores, sensibles al oxígeno.

#### *3.3.2 Proceso de Adsorción*

En el proceso de adsorción para la recuperación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión, se usan tamices moleculares o carbón activado. Después, la desorción de CO<sub>2</sub> es realizada mediante la operación de variación de presión (PSA) o la operación de variación de temperatura (TSA). La mayoría de las aplicaciones están asociadas con la variación de la presión de adsorción (Ishibashi et al., 1999 y Yokoyama, 2003). Se ha puesto mucha menor atención a la eliminación de CO<sub>2</sub> a través de la variación de la temperatura de adsorción, ya que esta técnica es menos atractiva comparada con la PSA, debido a los tiempos más largos del ciclo necesarios para calentar el banco de partículas sólidas durante la regeneración del adsorbente. Para las separaciones a granel a grandes escalas, también es esencial limitar la longitud del banco sin usar y, por lo tanto, optar por ciclos más rápidos.

Los procesos de adsorción se han empleado para la eliminación de CO<sub>2</sub> del gas de síntesis para la producción de hidrógeno. Todavía no ha llegado a una etapa comercial para la recuperación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión. Se han realizado las siguientes principales actividades de I&D:

- Estudio de la eliminación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de una planta de energía térmica por adsorción física (Ishibashi et al., 1999);
- Estudio de eliminación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de una planta de energía térmica por un sistema combinado con variación de la presión de adsorción y un separador de súper-enfriado (Takamura et al., 1999);
- Pruebas piloto sobre la recuperación de CO<sub>2</sub> de una central eléctrica de carbón y petróleo, utilizando la variación de temperatura y presión de adsorción (PTSA) y un tipo-X de zeolita como adsorbente (Yokoyama, 2003).

Los resultados de la prueba piloto de la recuperación de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de la quema de carbón mediante procesos de adsorción, muestran que el consumo de energía para la captura (sopladores y bombas de vacío) ha mejorado desde el original, de 708 kWh/tCO<sub>2</sub> a 560 kWh/tCO<sub>2</sub>. Un consumo de energía de 560 kWh/tCO<sub>2</sub> es equivalente a una pérdida que representa el 21% de la producción de energía de la central de energía. La pureza del CO<sub>2</sub> recuperado es del 99.0% en volumen con dos etapas, PSA y PTSA (Ishibashi et al., 1999).

Se puede concluir que, basados en modelos matemáticos y en los datos de instalaciones experimentales piloto, el diseño de un proceso completo de adsorción a escala industrial podría ser factible. Un gran inconveniente de todos los métodos de adsorción, es la necesidad de tratar el gas de alimentación antes de la separación de CO<sub>2</sub> en un absorbedor. La operación a alta temperatura con adsorbentes pueden eludir este requerimiento (Sircar y Golden, 2001). En muchos casos, los gases también tienen que ser enfriados y secados, lo que limita el atractivo del PSA, TSA o la ESA (adsorción por variación eléctrica) de la captura cara a cara mediante la adsorción química descrita en las secciones anteriores. El desarrollo de una nueva generación de materiales que absorberían el CO<sub>2</sub> de manera eficiente, sin duda, mejorará la competitividad de la separación mediante adsorción en los gases de combustión.

### 3.3.3 Membranas

Los procesos con membrana son utilizados comercialmente para la eliminación del CO<sub>2</sub> que se encuentra en el gas natural, a alta presión y en altas concentraciones. En los gases de combustión, la baja diferencia de presión parcial del CO<sub>2</sub> proporciona una fuerza menor que gobierna la separación de gases. La eliminación del dióxido de carbono usando polímeros comercialmente disponibles repercute en grandes secuelas en la eficiencia de generación de energía comparadas con un proceso químico estándar de absorción (Herzog et al., 1991, Van der Sluijs et al., 1992 y Feron, 1994). Además, el porcentaje máximo de CO<sub>2</sub> eliminado es inferior al de procesos estándar de absorción química. Se pueden hacer mejoras si se disponen de membranas más selectivas, como las membranas abastecidas, descritas a continuación.

La opción de la membrana que actualmente está recibiendo mayor atención es un sistema híbrido membrana/absorbente (o disolvente). Estos sistemas están siendo desarrollados para la recuperación de CO<sub>2</sub> de gases de combustión. Los sistemas membrana/disolvente emplean membranas para proporcionar una muy alta relación área superficial/volumen, para el intercambio de masa entre una corriente de gas y un disolvente; reflejando un sistema muy compacto. Esto resulta en un sistema membrana de contacto, en el que la membrana forma una barrera permeable de gas entre un líquido y una fase gaseosa. En general, la membrana no está involucrada en el proceso de separación. En el caso de membranas porosas, los componentes gaseosos se difunden a través de los poros y son absorbidos por el líquido, en los casos de membranas no porosas los componentes gaseosos se disuelven en la membrana y se difunden a través de ella. El área de contacto entre el gas y la fase líquida, es mantenida por la membrana y es independiente del gasto de gas y líquido. La selectividad de la barrera está determinada principalmente por el absorbente (disolvente). La absorción en la fase líquida es determinada, también por la partición física o por una reacción química.

Las ventajas de los sistemas membrana/disolvente son: la anulación de los problemas operativos que ocurren en los sistemas convencionales de absorción con disolvente en flujos de gas y líquido que están en contacto directo. Los problemas operativos evitados incluyen la formación de espuma, las inundaciones y la canalización de arrastre, y el resultado es la libre elección de los gastos de gas y de líquido y una interfaz fija para la transferencia de masa en el sistema membrana/disolvente. Además, con el uso de membranas compactas se obtienen:

reducción en los tamaños de los equipos y la reducción de costos de capital. La elección de una combinación adecuada de disolvente y material de membrana es muy importante. Las características del material deben ser tales que se evite la transferencia de disolvente a través de la membrana a gradientes de presión de funcionamiento normalmente de 50-100 kPa (7.25-14.5 lb/pg<sup>2</sup>, 0.5-1 kg/cm<sup>2</sup>), mientras que la transferencia de gas no se vea obstaculizada. La configuración del proceso global en términos de unidades de operación sería muy similar al proceso químico convencional de absorción/desorción (ver Figura 3.2). Los sistemas membrana/disolvente pueden ser utilizados tanto en la absorción, así como en la etapa de desorción. Feron y Jansen (2002) y Falk-Pedersen et al. (1999) dan ejemplos adecuados de los sistemas membrana/disolvente.

Esfuerzos de investigación y desarrollo también han sido reportados en el área de membranas de transporte facilitado. Las membranas de transporte facilitado cuentan con la formación de reacciones químicas complejas o reversibles de los componentes presentes en una corriente de gas con los compuestos presentes en la membrana. Estos productos de las reacciones son transportados a través de la membrana. Aunque la solución y la difusión siguen desempeñando un papel en el mecanismo de transporte, el elemento esencial es la interacción química específica de un componente gaseoso con un compuesto en la membrana, llamado portador. Al igual que otros procesos de membranas impulsados por presión, la fuerza propulsora para la separación, proviene de una diferencia en la presión parcial del componente a ser transportado. Una clase importante de membranas de transporte facilitado es la llamada membrana hinchada de líquido, en la que el portador se disuelve en un líquido contenido en una membrana. Para las separaciones de CO<sub>2</sub>, se han sugerido como portadores a carbonatos, aminas e hidratos de sales fundidas (Feron, 1992). Las membranas porosas y membranas de intercambio iónico se han utilizado como apoyo. Hasta ahora, las membranas hinchadas de líquido sólo se han estudiado a nivel de laboratorio. Los problemas prácticos asociados con las membranas hinchadas de líquido son la estabilidad de la membrana y la volatilidad del líquido. Además, la selectividad a un gas disminuye con el incremento de la presión parcial del lado de la alimentación. Este es el resultado de la saturación del portador en el líquido. Además, a medida que aumenta la presión total de la mezcla de alimentación, se incrementa la entrada de componentes no deseados. Esto también se traduce en una disminución de la selectividad. Por último, la selectividad también se reduce por una disminución en el espesor de la membrana. El reciente trabajo de desarrollo se ha

centrado en las siguientes opciones tecnológicas que son aplicables tanto a las separaciones  $\text{CO}_2/\text{N}_2$  y  $\text{CO}_2/\text{H}_2$ :

- Membranas que contienen amina (Teramoto et al., 1996);
- Membranas que contienen carbonato de potasio, membranas de un gel polímero (Okabe et al., 2003);
- Membranas que contienen carbonato de potasio-glicerol (Chen et al., 1999);
- Membranas que contienen dendrímero<sup>2</sup> (Kovvali y Sirkar, 2001).
- Membranas poli-electrolíticas (Quinn y Laciak, 1997);

También, las membranas de transporte facilitado y otras membranas se puede utilizar en un paso de pre-concentración antes de la licuefacción de  $\text{CO}_2$  (Mano, et al., 2003).

### 3.3.4 Adsorbentes sólidos

Existen sistemas de postcombustión que han propuesto que se haga uso de adsorbentes sólidos regenerables para eliminar el  $\text{CO}_2$  a temperaturas relativamente altas. El uso de altas temperaturas en la etapa de separación de  $\text{CO}_2$  tiene el potencial de reducir las pérdidas de eficiencia con respecto a los métodos de absorción húmeda. En principio, todos siguen el esquema de la Figura 2a (Resumen), donde los gases de combustión se ponen en contacto con el adsorbente en un reactor adecuado para permitir la reacción sólido-gas del  $\text{CO}_2$  con el adsorbente (la carbonatación suele ser la de un óxido metálico). El sólido puede ser fácilmente separado de la corriente de gas y se envía a la regeneración en un reactor diferente. En lugar de mover los sólidos, el reactor también se puede cambiar entre los modos de operación: adsorción y regeneración, en lotes, en operación cíclica. Un componente clave para el desarrollo de estos sistemas es, obviamente, el adsorbente en sí, que tiene que tener una buena capacidad de adsorción de  $\text{CO}_2$  y estabilidad química y mecánica durante largos períodos de funcionamiento en ciclos repetidos. En general, el rendimiento y el costo del adsorbente son asuntos críticos en todos los sistemas de postcombustión, y materiales adsorbentes más elaborados son más costosos y

---

<sup>2</sup> Un dendrímero es una macromolécula tridimensional de construcción arborescente. Los dendrímeros forman parte de los polímeros, pero su diferencia radica en que la distribución de las moléculas que constituyen a los polímeros lineales es probabilística, en tanto que en el caso de los dendrímeros, se tiene una estructura química precisa, donde los enlaces químicos entre los átomos pueden ser descritos con exactitud.



tienen que demostrar un rendimiento excepcional en comparación con las alternativas comerciales existentes.

Los adsorbentes sólidos que están siendo investigados con propósitos de captura de CO<sub>2</sub>, a gran escala, son los óxidos de sodio y potasio y los carbonatos (para producir bicarbonato), generalmente apoyado en un sustrato sólido (Hoffman et al., 2002, Green et al., 2002). Además, adsorbentes a alta temperatura base-Li y base-CaO son candidatos adecuados. El uso de compuestos que contiene litio (litio, litio-zirconio y óxidos de sílice-litio), en un ciclo de carbonatación-calcinación, se investigó por primera vez en Japón (Nakagawa y Ohashi, 1998). Los resultados notificados de estos adsorbentes son muy buenos, con una reactividad muy alta en una amplia gama de temperaturas por debajo de 700 °C, con una regeneración rápida a temperaturas más altas y la durabilidad en ciclos repetidos de captura-regeneración. Esto es esencial porque el litio es un material intrínsecamente caro.

El uso de CaO como un adsorbente regenerable de CO<sub>2</sub> se ha propuesto en varios procesos que datan del siglo XIX. La reacción de carbonatación del CaO para separar el CO<sub>2</sub> de los gases calientes ( $T > 600$  °C) es muy rápida y la regeneración del adsorbente por calcinación del CaCO<sub>3</sub> en CaO y CO<sub>2</sub> puro se ve favorecida a  $T > 900$  °C (a una presión parcial de CO<sub>2</sub> de 0.1 MPa (14.5 lb/pg<sup>2</sup>, 1 kg/cm<sup>2</sup>)). El principio básico de separación, utilizando este ciclo de carbonatación-calcinación, fue probado exitosamente en una planta piloto (40 ton/d) para el desarrollo del Proceso Admisor de la Gasificación de Carbón (Curran et al., 1967) utilizando dos lechos fluidizados interconectados. El uso del ciclo anterior, para un sistema de postcombustión fue propuesto por primera vez por Shimizu et al. (1999) y contó con la regeneración del adsorbente en un lecho fluidizado, quemando parte del combustible con mezclas O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>. La captura efectiva de CO<sub>2</sub> de CaO se ha demostrado en un pequeño proyecto piloto de lecho fluidizado (Abanades et al., 2004a). Otros ciclos de combustión incorporando la captura de CO<sub>2</sub> con CaO, que pueden no necesitar O<sub>2</sub>; se están desarrollando, entre ellos uno que trabaja a altas presiones con la captura simultánea de CO<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub> (Wang et al., 2004). Un punto débil en todos estos procesos es que los adsorbentes naturales (calizas y dolomías) se desactivan rápidamente, y un gran flujo reparador de adsorbente (del orden del flujo másico de combustible en la planta) se requiere para mantener la actividad en el circuito captura-regeneración (Abanades et al., 2004b). Aunque el adsorbente desactivado puede encontrar aplicación en la industria cementera y el costo del adsorbente es

bajo, una serie de métodos para mejorar la actividad de los adsorbentes de CO<sub>2</sub> base-Ca están siendo seguidos por varios grupos alrededor del mundo.

### ***3.4 Situación y perspectiva***

Prácticamente toda la energía que usamos hoy en día, proveniente de combustibles que contienen carbono, se obtiene directamente de la quema de combustibles en aire. Esto es a pesar de varias décadas de exploración de prometedores y más eficientes ciclos de conversión de energía, que se basan en otros pasos de procesamiento previos a la combustión de combustible o para evitar la combustión directa. Particularmente, los sistemas basados en la combustión siguen siendo los más competitivos para las operaciones destinadas a la producción, a gran escala, de electricidad y calor a partir de combustibles fósiles, incluso bajo las regulaciones ambientales más exigentes, ya que estos procesos son fiables y bien probados en el suministro de electricidad y calor a precios que a menudo establecen un punto de referencia para estos servicios. Además, hay un esfuerzo continuo para aumentar la eficiencia de conversión de energía de estos sistemas; a través de materiales avanzados y el desarrollo de componentes. Esto permitirá que estos sistemas funcionen a una mayor temperatura y una mayor eficiencia.

Como ya se señaló, los principales sistemas de referencia para la captura por postcombustión son la capacidad actualmente instalada en centrales eléctricas de carbón y de gas natural, con un total de 970 GW de vapor sub-crítico y 155 GW de vapor supercrítico/ultra-supercrítico en centrales basadas en la quema de carbón pulverizado, 339 GW de ciclo combinado de gas natural, 333 GW de centrales eléctricas de vapor de gas natural y 17 GW de carbón, circulando, las plantas de energía de combustión en lecho fluidizado (CFBC). También se observa una capacidad adicional de 454 GW de centrales energéticas a base de aceite, con una proporción significativa de estas funcionando en un modo de combustión en aire (IEA WEO, 2004 y la IEA CCC, 2005). Las proyecciones actuales indican que la eficiencia de generación de centrales eléctricas comerciales, de carbón pulverizado basadas en ciclos de vapor ultra-supercrítico, superaría el 50% el valor calorífico inferior (LHV) en la próxima década (IEA, 2004), que será mayor que las eficiencias que se encuentran entre el 36 y 45% registradas por plantas actualmente sin captura, basadas en vapor sub-crítico y supercrítico. Del mismo modo, de los ciclos combinados de gas natural se espera tener eficiencias del 65% en 2020 (IEA GHG, 2002b) y hasta por encima de las eficiencias actuales que se encuentran entre el 55 y 58%. En un futuro con restricciones mundiales

de carbono, estos independientes y continuos desarrollos en la eficiencia del ciclo de energía resultaran en menores emisiones de CO<sub>2</sub> por kWh producido y por lo tanto una menor pérdida total en el rendimiento del ciclo cuando sea aplicada la captura por postcombustión.

Hay tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión probadas, basadas en procesos de absorción, que se comercializan en la actualidad. Producen CO<sub>2</sub> de gases de combustión en instalaciones de carbón y de gas, para aplicaciones en el área de alimentos/bebidas y para la producción de químicos; en rangos de capacidad que varían entre 6 y 800 tCO<sub>2</sub>/d. Requieren ampliar de 20 a 50 veces más que de las capacidades de la unidad actual para el despliegue a gran escala de plantas de energía en el rango de 500 MW de capacidad. Las limitaciones inherentes de las tecnologías de absorción, actualmente disponibles, cuando se aplican a sistemas de captura por postcombustión son bien conocidas y su impacto en el costo del sistema se puede estimar con relativa precisión para una determinada aplicación. Por lo tanto, con el papel dominante desempeñado por los procesos de conversión de energía mediante ventilación de aire en la infraestructura mundial de energía, la disponibilidad de sistemas de captura por postcombustión es importante, si la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> se convierte en una estrategia viable de mitigación del cambio climático.

Los intensos esfuerzos de desarrollo de nuevos disolventes, para mejorar el rendimiento y minimizar el consumo de energía durante la regeneración, así como nuevos diseños de procesos, incorporando nuevos dispositivos de contacto tal como los sistemas híbridos membrana-absorbente, adsorbentes sólidos y absorbentes regenerables a temperatura elevada, pueden conducir a la utilización de sistemas de captura por postcombustión de mayor eficiencia energética. Sin embargo, todos estos nuevos conceptos todavía necesitan probar su menor costo y fiabilidad de operación a una escala comercial. Las mismas consideraciones se aplican también a otros conceptos avanzados de captura de CO<sub>2</sub> con combustión de un oxicomcombustible o captura por precombustión; revisadas en los siguientes capítulos de este trabajo. Generalmente, no está todavía claro cuál de estas nuevas tecnologías, en su caso, tendrá éxito comercial como la tecnología dominante para la incorporación de sistemas de energía de captura de CO<sub>2</sub>.

# *Capítulo 4*

## *Sistemas de captura por oxicombustión de combustible*

### **4.1 Introducción**

El proceso de oxicombustión elimina el nitrógeno de los gases de combustión por la combustión de un hidrocarburo o combustible carbonoso, tanto en oxígeno puro o una mezcla de oxígeno puro y un gas de combustión reciclado, rico en CO<sub>2</sub> (los combustibles carbonosos incluyen biomasa). La combustión de un combustible con oxígeno puro, tiene una temperatura de combustión de aproximadamente 3500 °C, que es demasiado alta para los materiales típicos de las centrales de energía. La temperatura de combustión está limitada a alrededor de 1300-1400 °C en un ciclo usual de turbina de gas y a unos 1900 °C en una caldera de oxicombustible y carbón, usando la tecnología actual. La temperatura de combustión es controlada por la proporción de gases de combustión y la fase gaseosa o líquida de agua recirculada a la cámara de combustión.

Los productos de la combustión (o gases de combustión) tienen como componentes principales al dióxido de carbono y vapor de agua junto con un excedente de oxígeno, requerido para conseguir una completa combustión del combustible. También contienen cualquier otro componente en el combustible, cualquier disolvente en la corriente de oxígeno suministrada, cualquier gas inerte en el combustible y de las filtraciones de aire de la atmósfera dentro del sistema. El gas de combustión neto, después de haber sido enfriado para condensar el vapor de

agua, contiene alrededor de 80-98% de CO<sub>2</sub>, dependiendo del combustible usado y el proceso particular de oxicombustión empleado. Esta corriente concentrada de CO<sub>2</sub>, puede ser comprimida, secada y purificada antes de ser enviada dentro de una tubería para su almacenamiento. En los sistemas de oxicombustión, la eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> está muy cerca del 100%. Las impurezas en el CO<sub>2</sub> son componentes gaseosos derivados del combustible usado, tales como SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub>, HCl y Hg, y gases inertes derivados de la corriente de alimentación de oxígeno o del aire dentro del sistema, como: Nitrógeno, Argón y Oxígeno. El CO<sub>2</sub> es transportado por gasoductos como una fase densa supercrítica. Los gases inertes deben ser reducidos a concentraciones bajas, para evitar condiciones de flujo bifásico alcanzadas en los gasoductos. Los gases ácidos necesitan ser eliminados para cumplir con la legislación que cubre la co-eliminación de residuos tóxicos y peligrosos o para evitar problemas operacionales o ambientales; con la eliminación de dichos gases en yacimientos salinos, formaciones productoras de petróleo o en el océano. El dióxido de carbono, también, debe ser secado para prevenir condensados de agua y corrosión en las tuberías y permitir el uso de materiales convencionales acero-carbono.

Aunque elementos de las tecnologías de oxicombustión están hoy en día en uso en las industrias del aluminio, del hierro y acero y del vidrio, las tecnologías de oxicombustión para la captura de CO<sub>2</sub> todavía tienen que ser desarrolladas a escala comercial. Por lo tanto, la primera clasificación entre las tecnologías existentes y las nuevas, adoptada en la postcombustión y precombustión no es tratada en este capítulo. Sin embargo, es importante enfatizar que la etapa de separación, clave en la mayoría de los sistemas de postcombustión (O<sub>2</sub> del aire), es una *'tecnología nueva'*. Los métodos actuales de producción de oxígeno mediante la separación de aire incluyen la destilación criogénica, la adsorción mediante múltiples lechos presurizados intercambiando unidades y membranas poliméricas. Debido a que las conversiones de oxicombustible requieren menos de 200 Ton O<sub>2</sub>/d, el sistema de adsorción será económico. Para todas las grandes aplicaciones, que incluyen calderas en las centrales eléctricas, la separación criogénica del aire es una solución económica (Wilkinson et al., 2003a).

En los siguientes subtemas se presentarán los principales sistemas de oxicombustión clasificados de acuerdo a cuanto del calor de combustión es suministrado y si el gas de combustión es usado como un fluido de trabajo. Se da una breve descripción de los métodos de producción de O<sub>2</sub> pertinentes para estos sistemas. En el subtema 4.6, se presenta la nueva tecnología de

combustión química, en la que el oxígeno puro es suministrado por un óxido de metal en lugar de un proceso de producción de oxígeno.

#### ***4.2 Calentamiento indirecto del oxicombustible - ciclo de vapor***

En estos sistemas, la cámara de combustión de oxicombustible, proporciona calor a un fluido separado mediante la transferencia de calor a través de una superficie. Puede ser utilizado tanto para procesos de calentamiento, o en una caldera con un ciclo de vapor para la generación de energía. El sistema indirecto se puede utilizar con cualquier combustible hidrocarburo o que contenga carbono.

La aplicación del calentamiento indirecto del oxicombustible para la captura de CO<sub>2</sub>, en los procesos de calentamiento y generación de energía, ha sido examinado en pruebas piloto evaluando tanto la combustión de combustibles a base de carbono en oxígeno y mezclas de gases de combustión reciclados, ricos en CO<sub>2</sub>, y las evaluaciones de ingeniería de conversiones de plantas, como se describe debajo.

##### ***4.2.1 Pruebas de la combustión de oxicombustible***

Se ha desarrollado trabajo para demostrar la aplicación de la combustión de un oxicombustible reciclado en el proceso de calentamiento y para la generación de vapor para su uso en los ciclos de vapor, principalmente en las pruebas piloto que han mirado a la combustión, la transferencia de calor y el comportamiento de los contaminantes formados del gas natural y carbón.

Un estudio llevado a cabo incluyó una prueba de oxicombustible con gases de combustión reciclados usando 160 KW, carbón pulverizado, baja quema de NO<sub>x</sub>. El sistema incluyó una sección de prueba de transferencia de calor para simular condiciones de incrustaciones. Las condiciones de prueba fueron: variación en el flujo reciclado y en los niveles de O<sub>2</sub>. Las mediciones incluidas fueron: todas las composiciones de gas, análisis de cenizas e incrustaciones en la tubería después de haber corrido la prueba durante 5 semanas. El trabajo también incluye un estudio de caso sobre la operación de una caldera de oxicombustible de 660 MW de potencia, con captura de CO<sub>2</sub>, compresión y purificación. Los principales resultados de las pruebas fueron que los niveles de NO<sub>x</sub> se redujeron con el aumento del gasto de reciclaje, mientras que las cantidades de SO<sub>2</sub> y carbono

en los niveles de ceniza fueron insensibles a la tasa de reciclaje. Las incrustaciones en la sección conectiva de prueba, fueron mayores con oxicombustión de combustible que con aire. El carbón UK de alta escorificación tuvo peor escorificación utilizando oxicombustión de combustible, el nivel más alto de  $O_2$  bajó en las cenizas de carbono y concentración de  $CO$ .

Para la combustión de carbón pulverizado; otras pruebas piloto realizadas por Croiset y Thambimuthu (2000), han informado que la temperatura de flama y la capacidad calorífica de los gases coinciden con la quema de combustible en aire. Esto se produce cuando el gas de alimentación utilizado en la oxicombustión de combustibles tiene una composición aproximadamente del 35% en volumen de  $O_2$  y 65% en volumen de  $CO_2$  seco reciclado (21% en volumen de  $O_2$  y el resto de nitrógeno en el aire). En la práctica, la presencia de materiales inertes como cenizas y componentes inorgánicos en el carbón, el combustible de composición específica y la humedad en la corriente de gas reciclado y la alimentación de carbón se traducirán en ajustes de menor importancia a esta composición de la mezcla de alimentación, para mantener la temperatura de la flama en un valor similar a la de combustión de combustible en aire.

Cuando un flujo de muy alta pureza de  $O_2$  se utiliza en el proceso de combustión con cero fugas de aire en el sistema, a las condiciones de la relación  $O_2/CO_2$  reciclado de combustión para la quema de combustible en el aire, la quema de carbón se reporta que fue completa (Croiset y Thambimuthu, 2000), con la operación del proceso en niveles excesivos de  $O_2$  en los gases de salida tan bajos como 1-3%  $O_2$  en volumen, produciendo una corriente de gas de combustión del 95-98% en volumen de  $CO_2$  seco (el resto es exceso de  $O_2$ ,  $NO_x$ ,  $SO_x$  y Argón). No se detectaron diferencias en el comportamiento de la formación de cenizas flotantes en la cámara de combustión o de emisiones de  $SO_2$  comparadas con las condiciones convencionales de combustión en aire. Por otro lado para  $NO_x$ , las emisiones fueron inferiores debido a las cero formaciones de  $NO_x$  térmico en ausencia de nitrógeno en el gas de alimentación - con el reciclaje parcial de  $NO_x$  también se redujeron la formación y las emisiones netas procedentes de los combustibles ligados al nitrógeno. Otros estudios han demostrado que el nivel de reducción de  $NO_x$  es tan alto, como el 75%, en comparación con la combustión de carbón en aire (Chatel-Pelage et al., 2003). Datos similares para la quema de gas natural en mezclas recicladas de  $O_2/CO_2$  indicaron cero emisiones de  $NO_x$  en ausencia de filtraciones de aire en la caldera, con pequeñas cantidades producidas

como  $\text{NO}_x$  térmico cuando el nitrógeno residual está presente en la alimentación de gas natural (Tan et al. 2002).

Los anteriores y otros resultados muestran que con la aplicación de oxicombustión en calderas modificadas, el proceso de combustión libre de nitrógeno beneficiaría las tasas de transferencia de calor (McDonald y Palkes, 1999) y también si se construye con materiales tolerantes a altas temperaturas, son capaces de operar a más altas concentraciones de oxígeno y más bajos gastos de gases de combustión reciclados y tamaño de la caldera.

Cabe señalar que aún cuando la implementación de una relación 2/3 de un gas recirculado y gases de combustión para mantener un 35% en volumen la alimentación de  $\text{O}_2$  a una caldera de carbón pulverizado, el reciclado en caliente de los gases de combustión antes de la purificación de  $\text{CO}_2$  y la compresión, también reducen el tamaño de todas las unidades de operación en la corriente que sale de la caldera a 1/5 que de los equipos similares implementados en sistemas convencionales de combustión de aire soplado (Chatel-Pelaje et al., 2003). El uso de una etapa de purificación de gas a baja temperatura, antes de la compresión del  $\text{CO}_2$ , también eliminaría la necesidad de implementar reducción catalítica selectiva convencional para la eliminación de  $\text{NO}_x$  y la desulfuración de gases de combustión para purificar el gas, una práctica generalmente adoptada en los procesos convencionales de combustión con inyección de aire (ver Figura 3.1, Capítulo 3). En general la reducción en los volúmenes de flujo, en el tamaño de los equipos y la simplificación de los pasos de purificación de gas; acarrearán consecuentemente la ventaja de reducir el capital y los gastos de funcionamiento de los equipos desplegados para la combustión, la transferencia de calor y la purificación final de gas en aplicaciones de proceso y plantas de energía (Marín et al., 2003).

Como se señaló anteriormente para combustión de carbón pulverizado, petróleo, gas natural y de biomasa, los lechos fluidizados también podrían ser quemados con  $\text{O}_2$  en vez de aire para suministrar calor al ciclo de vapor. La intensa mezcla de sólidos en un sistema de combustión de lecho fluidizado puede proporcionar un muy buen control de la temperatura, incluso en condiciones altamente exotérmicas, minimizando así la necesidad del reciclaje de los gases de combustión. En principio, existe una gran variedad de modelos comerciales para las calderas de combustión que pueden ser adaptadas para la combustión con oxígeno. Una cámara de combustión de lecho fluidizado circulante con quema de  $\text{O}_2$  fue propuesta por Shimizu et



al. (1999) para generar el calor necesario para la calcinación de  $\text{CaCO}_3$ . Se han publicado por Nsakala et al. (2003), recientemente, planes para la prueba piloto de oxidación de una caldera de lecho fluidizado circulante.

#### 4.2.2 Evaluación de las plantas modificadas a oxidación

Ahora analizaremos los datos de rendimiento de un reciente estudio de diseño integral para una aplicación de oxidación de combustible en una nueva caldera de carbón pulverizado eléctrica usando un ciclo de vapor supercrítico (ver Figura 4.1; Dillon et al., 2005). La eficiencia térmica general en una del valor calorífico inferior (LHV) se reduce de 44.2% a 35.4%. La potencia neta se reduce de 677 MW a 532 MW.

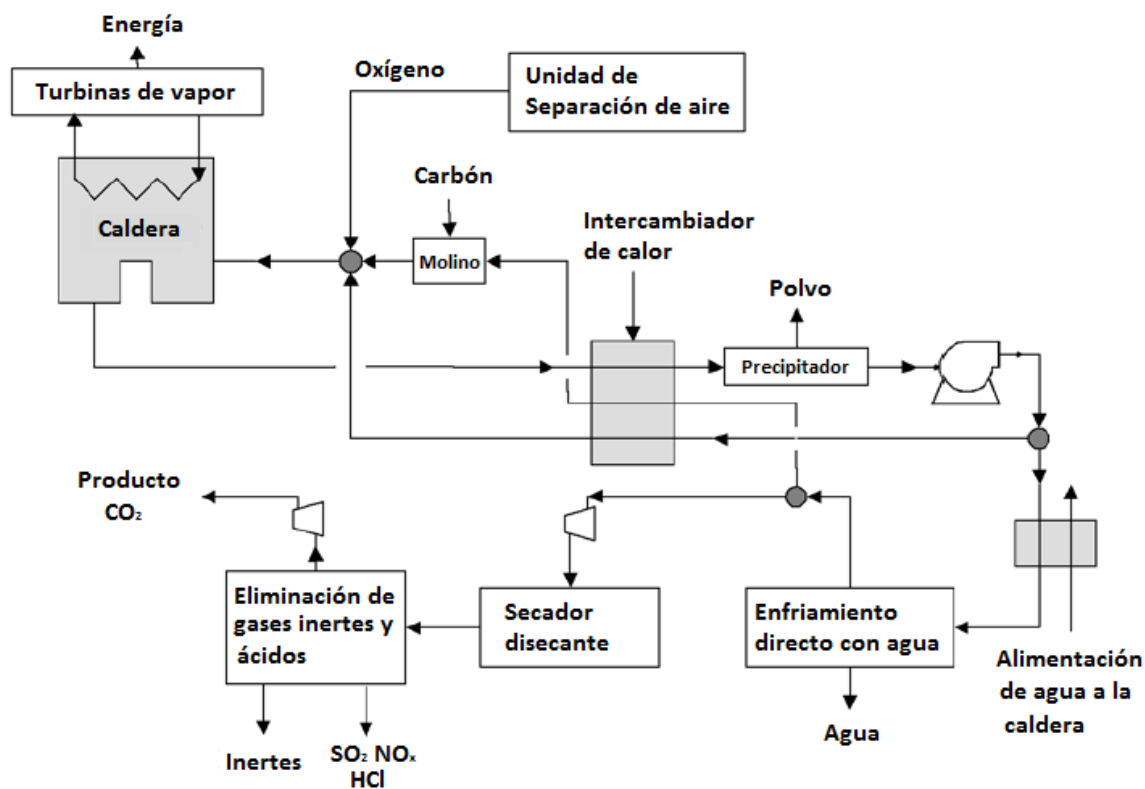


Figura 4.1 Esquema de una planta de energía de carbón/oxidación. (IPCC SRCCS, 2005)

Las características importantes del sistema incluyen:

- El diseño del quemador de gas y del flujo de reciclaje han sido seleccionados para conseguir la misma temperatura que en la combustión en aire (temperaturas compatibles con los materiales existentes en la caldera).

- El gas de combustión rico en  $\text{CO}_2$ , de la caldera, se divide en tres corrientes de gas: una para ser reciclada y devuelta a la cámara de combustión, otra para ser utilizada como transporte y secado de gas de alimentación de carbón, y la tercera como el gas producto. Las corrientes inicial y de producto se enfrían mediante depuración directa de agua para eliminar las partículas residuales, vapor de agua y gases ácidos solubles tales como el  $\text{SO}_3$  y  $\text{HCl}$ . El oxígeno y polvo de carbón entran junto con el segundo flujo reciclado a los quemadores.
- La filtración de aire dentro de la caldera es suficiente para dar un nivel lo bastante alto de inertes, que requiere una baja temperatura en la unidad removedera de gas a ser instalada, incluso si se utiliza  $\text{O}_2$  puro como oxidante en la caldera. La planta criogénica de oxígeno, en este caso, producirá  $\text{O}_2$  con una pureza del 95% para reducir al mínimo el consumo de energía y costo de capital.
- La baja temperatura ( $-55\text{ }^\circ\text{C}$ ) de la planta de purificación de  $\text{CO}_2$  (Wilkinson et al., 2003b) integrada con el compresor de  $\text{CO}_2$ , no sólo elimina el exceso de  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$ , Argón, sino también pueden eliminar todo el  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_2$  de la corriente de  $\text{CO}_2$ , si es alta la pureza del  $\text{CO}_2$  es enviado a almacenamiento. Significativamente, la eliminación de estos componentes antes de la compresión final de  $\text{CO}_2$  elimina la necesidad, por otro lado, de incorporar corriente arriba, equipo de eliminación de  $\text{NO}_x$  y  $\text{SO}_x$  en el flujo neto de salida de gases de combustión de la caldera. La eliminación de  $\text{N}_2$  de los gases de combustión resulta en concentraciones más altas de  $\text{SO}_x$  en la caldera y la reducción de los niveles de  $\text{NO}_x$ . Deben ser elegidos materiales adecuados, resistentes a la corrosión.
- La transferencia de calor global se mejora en la oxicombustión debido a la mayor emisividad de la mezcla de gases  $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$  en la caldera, en comparación con el nitrógeno y el mejoramiento en la transferencia de calor en la sección de convección. Estas mejoras, junto con la recirculación de los gases calientes de combustión, aumentan la eficiencia de la caldera y la generación de vapor en alrededor del 5%.
- La eficiencia térmica en general se mejora mediante la corrida del compresor de  $\text{O}_2$ , sin refrigeración, y recuperando el calor de compresión a la alimentación de agua a la caldera antes de la de-aireación.

También se han reportado estudios de ingeniería por Simbeck y McDonald (2001b) y McDonald y Palkes (1999). Este trabajo ha confirmado que el concepto de adaptación de

oxicombustión con captura de CO<sub>2</sub> a las estaciones de energía de carbón ya existentes, no tiene restricción tecnológica alguna y puede hacerse uso de la tecnología de los sistemas existentes.

Se ha reportado (Wilkinson et al., 2003b) que la aplicación de la tecnología de oxicombustión para la adaptación de calderas en las plantas de energía y un número apreciable de calentadores de refinería en un complejo de refinación (Refinería Grangemouth en Escocia), es técnicamente factible a un costo competitivo en comparación a otros tipos de tecnologías de captura de CO<sub>2</sub>. En este caso, la caldera existente es adaptada para permitir la combustión de gas refinado y combustible fósil con oxígeno altamente enriquecido y con una parte del gas de combustión reciclado para el control de la temperatura. Las conversiones de la caldera sólo necesitan modificaciones menores al quemador, un nuevo sistema y controles de inyección de O<sub>2</sub>, y una nueva línea de reciclado gas de combustión con un ventilador por separado. Estas son modificaciones baratas y relativamente simples y dan lugar a un aumento en la eficiencia térmica caldera/calentador debido a la recirculación de gas caliente. Las modificaciones a una caldera de carbón son más complejas. En este estudio, se encontró que es más económico diseñar las unidades de separación de aire para alcanzar una pureza del 95% en el O<sub>2</sub> en lugar de 99.5%, para cumplir con los niveles prácticos de filtraciones de aire en las calderas y para separar el Argón y Nitrógeno en el sistema de eliminación de gas inerte del CO<sub>2</sub>, para producir CO<sub>2</sub> de una pureza adecuada para su almacenamiento geológico. Después de la conversión de la caldera, la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión se incrementa de 17 a 60%, mientras que el contenido de agua aumenta de 10 a 30%. Las impurezas (SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub>) y gases (O<sub>2</sub> en exceso, N<sub>2</sub>, Argón), que representan aproximadamente el 10% de la corriente son separadas del CO<sub>2</sub> a baja temperatura (-55 °C). Después del enfriamiento, la compresión y secado del gas de combustión separado o no reciclado, el producto para el almacenamiento comprende: 96% de CO<sub>2</sub> contaminado con 2% de N<sub>2</sub>, 1% de Argón y menos de 1% de O<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub>. La producción de CO<sub>2</sub> ultra puro para el almacenamiento también sería posible si se agregan etapas de destilación al proceso de separación.

#### *4.2.3 Avanzada planta de electricidad con cero emisiones*

La avanzada planta de electricidad con cero emisiones (o AZEP como se indica en la Figura 4.2, Griffin et al., 2003) es un ciclo de calentamiento indirecto en la turbina de gas que incorpora una membrana de alta temperatura para el transporte de oxígeno, que funciona a unos 800-1000

°C. Este proceso utiliza una turbina de gas estándar basada en aire en un ciclo combinado estándar. Tres fases del proceso tienen lugar en un reactor que sustituye a la cámara de combustión de una turbina de gas estándar: 1) separación del oxígeno del aire caliente con la membrana y su transporte a la sección de combustión, 2) combustión e 3) intercambio de calor de los productos de combustión al aire comprimido.

Una eficiencia neta, para el ciclo avanzado de electricidad con cero emisiones, de alrededor del 49-50% LHV se reivindica incluida la compresión de CO<sub>2</sub> para el transporte. Con el fin de obtener el máximo provecho del potencial de las turbinas de gas más avanzadas, que tienen temperaturas de entrada de 1300-1400 °C, se puede añadir una cámara de postcombustión alimentada con gas natural y aire, detrás del sistema del reactor. La eficiencia se incrementa a 52%, pero ahora el 15% del CO<sub>2</sub> generado por la combustión se libera a la chimenea y no es capturado.

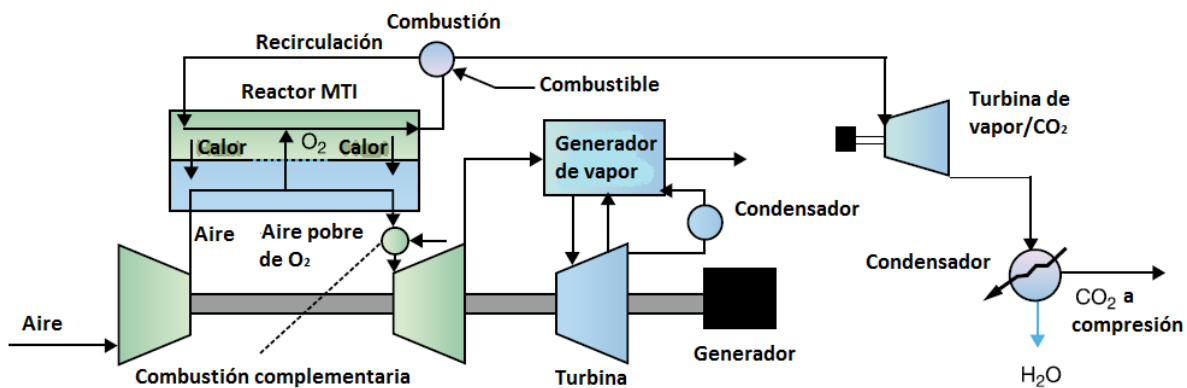


Figura 4.2 Diagrama de flujo del principio de un ciclo en una avanzada planta de electricidad con cero emisiones. (IPCC SRCCS, 2005)

### 4.3 Calentamiento directo del oxicombustible - ciclo de turbina de gas

La oxicombustión tiene lugar en un flujo presurizado reciclado rico en CO<sub>2</sub> en una turbina de gas modificada. El gas caliente se expande en la turbina produciendo energía. El escape de la turbina es enfriado para suministrar calor a un ciclo de vapor y el vapor de agua se condensa por el enfriamiento posterior. El gas rico en CO<sub>2</sub> se comprime en la sección del compresor. El producto de combustión neto, rico en CO<sub>2</sub>, se elimina del sistema. Sólo el gas natural, hidrocarburos ligeros y gas de síntesis (CO + H<sub>2</sub>) se puede utilizar como combustible.

### 4.3.1 Descripción del ciclo y rendimiento

La Figura 4.3 muestra cómo una turbina de gas puede ser adaptada para funcionar con oxicombustible, la cual usa  $\text{CO}_2$  como fluido de trabajo. Los gases de escape que dejan la caldera de recuperación de vapor se enfrían para condensar el agua. El  $\text{CO}_2$  neto se retira y el gas restante se recicla hacia el compresor. Los combustibles adecuados son el gas natural, hidrocarburos de ligeros a medios o ( $\text{H}_2 + \text{CO}$ ) gas de síntesis, que podrían derivarse del carbón. El uso de  $\text{CO}_2$  como fluido de trabajo en la turbina, hará que se necesite un rediseño completo de la turbina de gas. Un estudio reciente (Dillon et al., 2005) da una eficiencia global, incluida la de compresión de  $\text{CO}_2$ , del 45%.

Dos variantes típicas de esta configuración son los ciclos llamados Matiant y Graz (Mathieu, 2003; Jericha et al., 2003). El ciclo de Matiant utiliza el  $\text{CO}_2$  como fluido de trabajo, y consta de características como el compresor con enfriamiento interno y turbina con recalentamiento. El gas de escape es precalentado, el  $\text{CO}_2$  reciclado, en un intercambiador de calor. El  $\text{CO}_2$  generado en la combustión se extrae del ciclo detrás del compresor. La eficiencia global LHV, se espera que sea 45-47% y puede aumentar por arriba del 50% en una configuración de ciclo combinado similar a la que se muestra en la Figura 4.3. El ciclo de Graz consiste en una turbina de gas integrada y un ciclo de turbina de vapor. Para este ciclo se ha calculado una eficiencia LHV neta de más del 50% (Jericha et al., 2003).

Un estudio exhaustivo de ciclos de turbina de gas con captura de  $\text{CO}_2$  proporciona eficiencias de los diferentes ciclos sobre una base común (Kvamsdal et al., 2004).

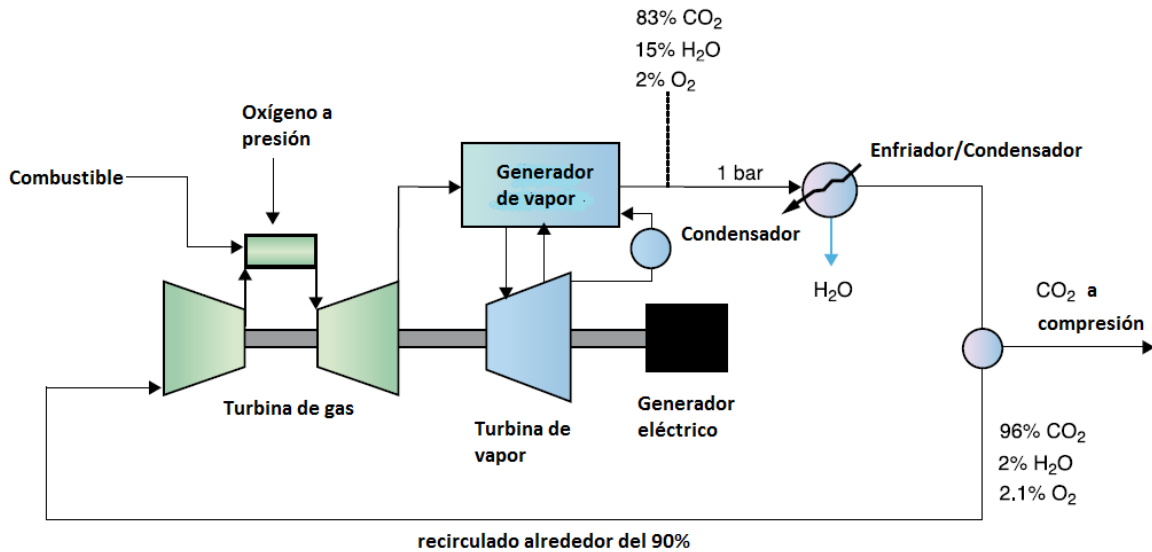


Figura 4.3 Principio de funcionamiento de un ciclo combinado con una turbina de gas oxicombustible. El gas de escape es recirculado, comprimido y usado en la cámara de combustión para controlar la temperatura de entrada de la turbina. (IPCC SRCCS, 2005)

#### 4.3.2 Turbina de gas CO<sub>2</sub>/oxicombustible

En las turbinas de gas existentes, el peso molecular de los gases en el compresor y la turbina están cerca del peso del aire (28.8). En el caso de la oxicombustión con CO<sub>2</sub> reciclado, el peso molecular del fluido en el compresor es de unos 43 y unos 40 en la turbina. El cambio de fluido de trabajo de aire a un gas rico en CO<sub>2</sub> resulta en una serie de cambios en las propiedades que son de importancia para el diseño del compresor, la cámara de combustión y el paso del gas caliente incluyendo la turbina:

- La velocidad del sonido es de 80% de la del aire;
- La densidad del gas es 50% más que la del aire;
- La relación de calor específico es menor que la del aire, que resulta en un cambio mínimo en la temperatura en la compresión o expansión adiabáticas. Una turbina de gas/oxicombustible en un ciclo combinado tiene una relación óptima de compresión, generalmente de 30 a 35 comparada con los 15 a 18 usando aire en un sistema de ciclo combinado. Con la más alta temperatura de entrada en la turbina, coherente con las limitaciones materiales, la relación de alta presión resulta en una temperatura, de los gases de escape, de unos 600 ° C; que es óptima para el ciclo de vapor.

Estos cambios en las propiedades fundamentales del fluido de trabajo tendrán un impacto significativo en los componentes de la turbina de gas, lo que requiere diseños completamente nuevos de compresores, cámaras de combustión (para dar cuenta de los cambios aerodinámicos y de retroalimentación acústica) y del paso de gas caliente (la presión parcial de  $O_2$  debe ser baja en los sistemas de oxicombustión, pero también es importante evitar la reducción de las condiciones de los materiales de la turbina o el cambio de los materiales, que permita mucho más bajas presiones parciales de  $O_2$ ).

#### ***4.4 Calentamiento directo del oxicombustible – ciclo de turbina de vapor***

En un ciclo de turbina de vapor/oxicombustible, el agua es presurizada como líquido y después es evaporada, calentada mediante la inyección directa y la combustión de un combustible con oxígeno puro y expandiéndose en una turbina. La mayoría del agua en los gases de escape de la turbina de baja presión, es enfriada y condensada, antes de rebombearse a alta presión, mientras que el  $CO_2$  producido por la combustión se retira y se comprime para su transporte por tuberías. Fue propuesta una variante de este ciclo, por Yantovskii et al. (1992), en la que el calor es suministrado por la quema de combustible de gas natural in-situ con oxígeno puro.

La combustión directa de combustible y oxígeno se ha practicado durante muchos años en las industrias metalúrgica y del cristal, donde los quemadores operan a condiciones cercanas a las estequiométricas, con temperaturas de flama de hasta  $3500\text{ }^\circ\text{C}$ . A mediados de la década de los 80's, fue presentado un quemador  $H_2/O_2$  de enfriamiento rápido con agua capaz de producir  $60\text{ton/h}$ ,  $6\text{ MPa}$  ( $870\text{ lb/pg}^2$ ) de vapor sobrecalentado (Ramsaier et al., 1985). Un reciente desarrollo de Sistemas de Energía Limpia incorporando estos conceptos, donde una mezcla de 90% en volumen de vapor sobrecalentado y el 10% de  $CO_2$  se produce a alta temperatura y presión, para alimentar a turbinas de vapor convencionales o avanzadas, se muestra en la Figura 4.4. El vapor se condensa en un condensador de baja presión y es reciclado, mientras que el  $CO_2$  que se extrae del condensador, es purificado y comprimido. (Anderson et al., 2003 y Marín et al., 2003).

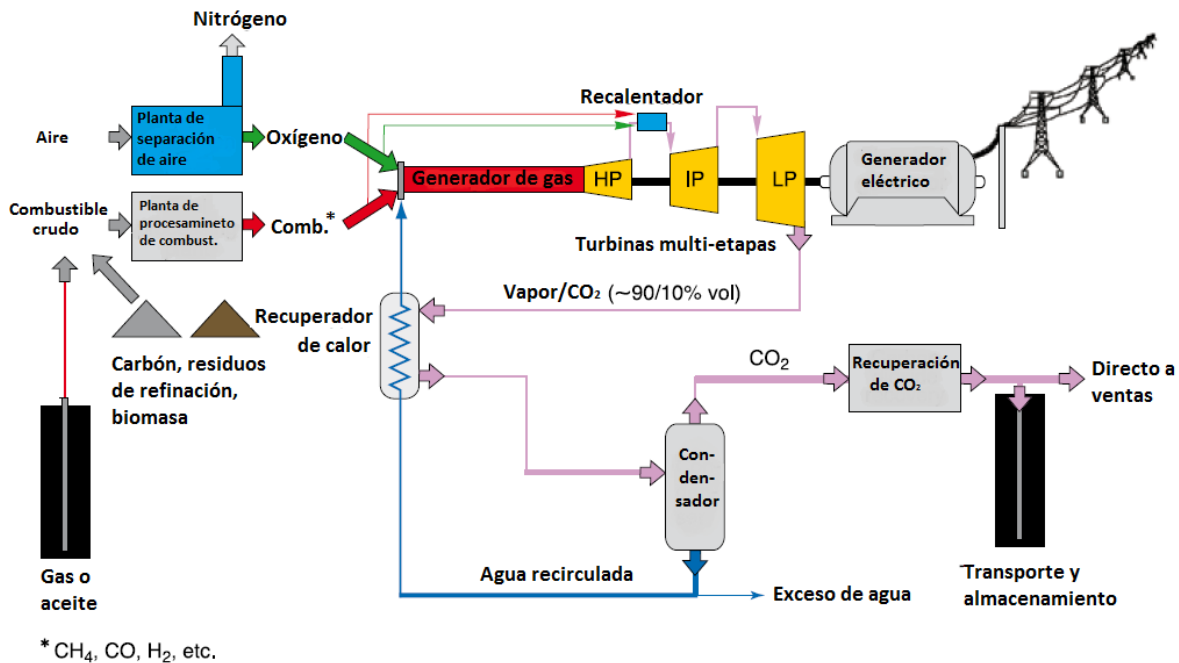


Figura 4.4 Principio del ciclo de sistemas de energía limpia. La combustión del combustible y el oxígeno se enfría mediante la inyección de agua líquida, que se recicla en el proceso. (IPCC SRCCS, 2005)

Las plantas de este tipo requieren un combustible gaseoso o líquido limpio y operará a 20 o 50 MPa (2900 o 7250 lb/pg<sup>2</sup>). El generador de vapor + CO<sub>2</sub> es muy compacto. Los sistemas de control deben ser muy precisos tanto en el encendido como en el incremento del llenado a un flujo, en una planta de precalentamiento que pueda tener lugar en menos de 2 segundos. El preciso control de este inicio rápido se ha demostrado (Ramsaier et al., 1985) en una unidad, 60 ton de vapor por hora. Los estudios de Sistemas de Energía Limpia demandan eficiencias tan altas como el 55% con captura de CO<sub>2</sub> en función de las condiciones del proceso utilizado.

La tecnología de los Sistemas de Energía Limpia puede ser inicialmente aplicada con las actuales turbinas de vapor (565 °C, temperatura de entrada). La cuestión técnica es, claramente el diseño de las turbinas de vapor que podrían ser utilizadas a temperaturas de entrada de hasta 1300 °C, aplicando una tecnología similar a la utilizada en el paso de calor de las turbinas de gas. La cámara de combustión en sí misma (el "generador de gas") es una adaptación de la actual tecnología de motores de cohetes. En el año 2000, Sistemas de Energía Limpia probó el concepto con un proyecto piloto de 110 KW realizado en la Universidad de California Davis. Un generador térmico de gas de 20 MW fue operado con éxito en una prueba de funcionamiento del orden de



unos pocos minutos a principios de 2003. Una planta de cero emisiones de demostración (hasta 6 MW eléctricos) está ahora en línea. El Departamento Nacional de Energía del Laboratorio de Tecnología y Energía de los EUA, diseñó el recalentador (Richards, 2003) y la NASA lo probó en 2002. Se necesita mucho más desarrollo tecnológico y demostración en este ciclo de alimentación propuesto, pero muestra un potencial significativo de bajo costo de capital y de alta eficiencia.

#### ***4.5 Técnicas y mejoras en la producción de oxígeno***

El oxígeno es el requisito clave para cualquier sistema de oxicombustión. También es una tecnología clave para la captura de CO<sub>2</sub> por precombustión. En los siguientes párrafos, los actuales métodos de producción, a gran escala, de O<sub>2</sub> se describen en primer lugar, seguidos por los nuevos conceptos destinados a reducir el consumo de energía y costos.

##### ***4.5.1 Producción criogénica de oxígeno***

Las grandes cantidades de oxígeno requerido para la captura de CO<sub>2</sub> mediante las técnicas de oxicombustión de combustible y precombustión de-carbonización sólo pueden producirse económicamente; hoy en día, mediante el proceso establecido de la separación del oxígeno del aire por destilación a temperaturas criogénicas (Latimer, 1967). Esta es una tecnología que se ha practicado por más de 100 años.

En una típica planta de separación criogénica de aire (Castillo, 1991; Figura 4.5), el aire es comprimido a una presión de 0.5 a 0.6 MPa (de 72.5 a 87 lb/pg<sup>2</sup>) y purificado para eliminar el agua, el CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O y fracciones de hidrocarburos que podrían acumularse hasta niveles peligrosos en partes de la planta, tales como el condensador de la caldera. Dos o más absorbedores de lechos fijos intercambiables se utilizan, que pueden ser regenerados, ya sea mediante la variación en la temperatura o presión, utilizando en cada caso, una corriente de residuos de nitrógeno de baja presión. El aire se enfría en contra de los productos devueltos (oxígeno y nitrógeno) en una batería de intercambiadores de calor de placa de aluminio, y se separa en oxígeno puro y fracciones de nitrógeno en una columna de doble destilación, que utiliza embalaje de aluminio.

El oxígeno puede ser bombeado en forma líquida y se entrega como un gas de alta presión de hasta 10 MPa (1450 lb/pg<sup>2</sup>). Las plantas de bombeo de oxígeno han sustituido en gran parte a los sistemas de compresión de oxígeno. Tienen prácticamente el mismo consumo de energía,

aunque en un ciclo de bombeo, un compresor de refuerzo de aire de alta presión proporciona un medio eficiente de vaporización y calentamiento del flujo de oxígeno líquido a temperatura ambiente. La actual gama de tamaños de plantas es de hasta 3500 Ton O<sub>2</sub>/d y un solo gran tren de plantas está siendo diseñado. El consumo normal de energía para la entrega de 95% de O<sub>2</sub> a baja presión (0.17 MPa (24.7 lb/pg<sup>2</sup>), una presión típica para una aplicación de oxicombustible) es de 200 a 240 kWh/tO<sub>2</sub>. Existen numerosas variaciones del ciclo de proceso, en particular para la producción de oxígeno de menos del 97.5% de pureza, que se han desarrollado para reducir energía y costo. Hay que tener en cuenta que la adsorción y los métodos de membrana polimérica de separación de aire, son sólo económicos para gastos pequeños de oxígeno.

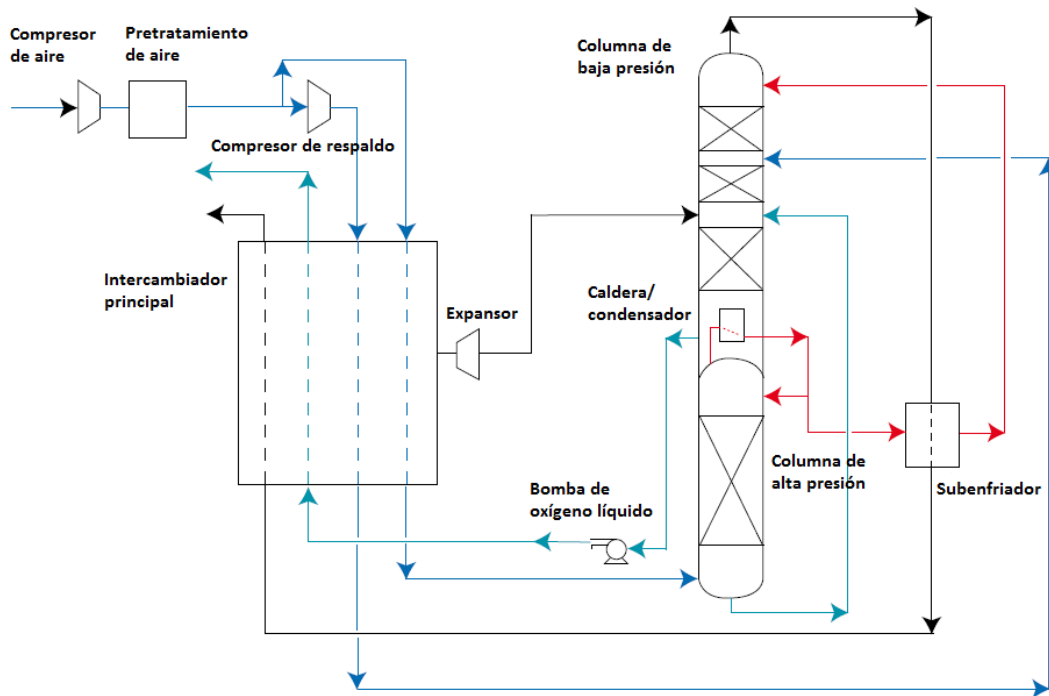


Figura 4.5a Producción de oxígeno mediante la destilación de aire líquido. (IPCC SRCCS, 2005)



Figura 4.5b Planta de oxígeno de 3000 t/d. (IPCC SRCCS, 2005)

#### 4.5.2 Membranas de transporte del ion oxígeno a alta temperatura

Se han desarrollado óxidos metálicos mezclados con cerámica, que exhiben simultáneamente iones de oxígeno y conducción de electrones a temperaturas superiores a 500 °C y preferentemente por encima de 700 °C (Skinner y Kilner 2003; Bouwmeester y Van Laar, 2002; Dyer et al., 2000; Bredesen et al., 2004). Las estructuras cristalinas típicas que presentan estas propiedades, incluyen las perovskitas y el brownmilleritas. La selectividad de estos materiales para el oxígeno es infinita. La permeabilidad al oxígeno es controlada principalmente por las vacantes de iones de oxígeno en la red de óxido metálico. Una diferencia en la presión parcial del oxígeno a través de la membrana causará que las moléculas de oxígeno se ionicen en la superficie cerámica y pasen a la estructura cristalina y al mismo tiempo, en el lado permeable de la membrana, los iones de oxígeno renuncian a sus electrones y salen de la cerámica en la región de baja actividad. La ruta de conducción de electrones es a través de los iones metálicos en la red. A diferencia de las membranas convencionales, el flujo a través de la cerámica es una función de la relación de la presión parcial. En la literatura técnica, las estructuras de ingeniería de estos óxidos metálicos

mezclados con cerámica se conocen como membranas de transporte de iones, MTI o membranas de transporte de oxígeno, MTO.

La membrana de transporte de oxígeno puede ser fabricada en forma de tubos lisos o como aletas huecas en un tubo colector central (Armstrong et al., 2002). Los elementos con aletas se montan en las hojas del tubo dentro de un recipiente a presión, con aire a alta presión a lo largo de las aletas. Hay varios conceptos nuevos que se han propuesto para el uso de membranas de transporte de oxígeno en los ciclos de potencia con captura de CO<sub>2</sub>. Un primer ejemplo de un ciclo de turbina de gas oxicombustible que incorpora una membrana de transporte de oxígeno para la producción de oxígeno, es la avanzada planta de energía con cero emisiones descrita en el subtema 4.2.3. Otro ejemplo se encuentra en Sundnes (1998).

#### *Estado de desarrollo*

Los sistemas de membranas de transporte de oxígeno para la producción de oxígeno se encuentran en las primeras etapas de desarrollo, por lo menos dos consorcios reciben financiamiento del Departamento de Energía de EUA y de la Comisión Europea. El concepto hoy, ha llegado a la fase piloto y el costo ha sido proyectado, se han evaluado los procedimientos de fabricación y los objetivos de rendimiento para sistemas de tamaño completo. Se prevé que, sistemas capaces de producir a gran escala, estarán disponibles después de una demostración industrial en unos 7 años (Armstrong et al., 2002).

#### **4.6 Circuito de combustión química**

Originalmente propuesto por Richter y Knoche (1983) y con las consiguientes contribuciones significativas por Ishida y Jin (1994), la idea principal del circuito de combustión química es partir de la combustión de hidrocarburos o combustibles carbonosos dentro de reacciones de oxidación y de reducción mediante la introducción de un óxido metálico adecuado, como un portador de oxígeno para circular entre dos reactores (Figura 4.6). La separación de oxígeno del aire se realiza mediante la fijación del oxígeno como un óxido de metal. No es necesaria ninguna planta de separación de aire. La reacción entre el combustible y el oxígeno se realiza en un segundo reactor mediante la liberación de oxígeno del óxido de metal en una atmósfera de reducción debida a la presencia de un hidrocarburo o combustible de carbón. La tasa de reciclaje del material sólido entre los dos reactores y el tiempo promedio de residencia de

sólidos en cada reactor, controla el balance de calor y los niveles de temperatura en cada reactor. El efecto de contar con dos reactores de combustión en comparación con la combustión convencional en una sola etapa, es que el  $\text{CO}_2$  no se diluye con gas nitrógeno, pero es casi puro después de la separación del agua, sin la necesidad de requerir energía extra y de los costosos equipos externos para la separación de  $\text{CO}_2$ .

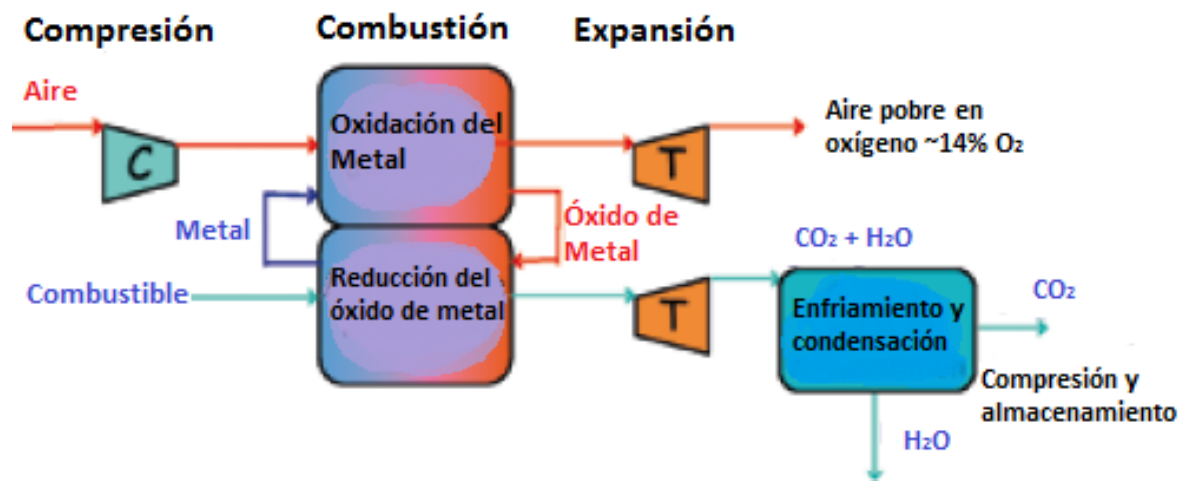


Figura 4.6 Principio del circuito de combustión química en un ciclo de turbina de gas. (IPCC SRCCS, 2005)

Los posibles óxidos metálicos son parte de los óxidos metálicos de estado transicional comunes, tales como: Hierro, Níquel, Cobre y Manganeseo (Zafar et al., 2005). El metal/óxido metálico puede estar presente en diversas formas, pero la mayoría de los estudios, hasta ahora han asumido el uso de partículas con un diámetro de 100-500 micras. Con el fin de mover partículas entre los dos reactores, las partículas son fluidizadas. Este método también asegura una eficiente transferencia de calor y de masa entre los gases y las partículas. Un problema crítico es la gran duración mecánica y la estabilidad química de las partículas que tienen que someterse a repetidos ciclos de oxidación y reducción, para minimizar la necesidad de reparación. Cuando un ciclo químico se utiliza en un ciclo de turbina de gas, la resistencia mecánica para la trituración y el sistema de filtración es importante para evitar dañar a la turbina.

La temperatura en los reactores, según la información disponible en la literatura, puede estar en el rango de 800-1200 ° C. La formación de  $\text{NO}_x$  a estas temperaturas típicas de operación siempre será baja. La conversión de combustible en el reactor de reducción puede ser incompleta, pero es probable (Cho et al., 2002) que las concentraciones de metano y  $\text{CO}$  cuando se quema el

gas natural sean muy pequeñas. A fin de evitar el depósito de carbono en el reactor de reducción, es necesario utilizar un poco de vapor, junto con combustible.

El principio del ciclo químico se puede aplicar, ya sea, en un ciclo de turbina de gas con oxidación a presión y reactores de reducción, o en un ciclo de turbina de vapor con presión atmosférica en los reactores. En el caso de un ciclo de turbina de gas, el reactor de oxidación sustituye a la cámara de combustión de una turbina de gas convencional. La reacción de oxidación exotérmica proporciona calor para aumentar la temperatura entrante del aire corriente abajo en la turbina. Además, el reactor de reducción expulsa una corriente que también puede ser expandido en una turbina, junto con la producción de vapor para la generación de energía. La corriente de CO<sub>2</sub> enfriado a baja presión será comprimida en una tubería. Otra opción es la generación de vapor utilizando superficies de transferencia de calor en el reactor de oxidación. La tecnología actual de lechos fluidizados de combustión, operando a presión atmosférica tanto en la etapa de oxidación como en la de reducción, requiere el uso de un ciclo de turbina de vapor para la generación de energía. Usando gas natural como combustible, en el ciclo de combustión química, se suministra energía al ciclo combinado de turbina de gas y entrega CO<sub>2</sub> a presión atmosférica, el potencial para el gas natural en su eficiencia de conversión de combustible a electricidad se estima que esta en el rango de 45-50% (Brandvoll y Bolland, 2004). El trabajo en el circuito de combustión química se encuentra actualmente en fase piloto y los materiales en etapa de investigación.

#### ***4.7 Situación y perspectivas***

La oxicombustión aplicada a hornos, calentadores de proceso, calderas y sistemas de generación de energía es viable puesto que no existen barreras técnicas para su aplicación. El uso temprano de esta tecnología de captura es probable, para hacer frente a las aplicaciones que incluyen el calentamiento indirecto en la generación de electricidad y el proceso de calentamiento, ya que estas opciones implican la modificación mínima de las tecnologías e infraestructura que hasta ahora han sido ya desarrolladas para la combustión de hidrocarburos o combustibles de carbono en aire. Sin embargo, diversas nuevas aplicaciones propuestas para el calentamiento directo en los ciclos de la turbina de vapor o los ciclos de la turbina de gas, para generación de energía, todavía requieren el desarrollo de nuevos componentes como: la oxicombustión de combustible, componentes tolerantes a temperaturas elevadas como turbinas

basadas en  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ , compresores de  $\text{CO}_2$  y membranas de transporte de alta temperatura para la separación de oxígeno. En cuanto al circuito de combustión química, actualmente se encuentra en una fase temprana de desarrollo.

El potencial de la eficiencia térmica para ciclos de oxicombustión con captura de  $\text{CO}_2$ , suponiendo el estado actual de desarrollo de la tecnología de las centrales, se representa en las Figuras 3.4 y 3.5 (Capítulo 3). La generación de energía de los sistemas de combustión de carbón pulverizado, usando condiciones de vapor supercrítico, se operan actualmente en eficiencias alrededor del 45% (LHV), mientras que las proyecciones para el ciclo 2010-2020 predicen eficiencias superiores al 50% (IEA, 2004) para las plantas que utilizan condiciones ultrasupercríticas de vapor. Un aumento en la eficiencia de más del 5% puede ser, por lo tanto, esperado para el futuro de los sistemas de captura por oxicombustible basados en la combustión de carbón, que podría coincidir con la mejor eficiencia realizable hoy en día para las centrales de carbón pulverizado sin captura de  $\text{CO}_2$ . Del mismo modo, ciclos combinados de gas natural tendrán eficiencias del 65% en 2020 (IEA GHG, 2000b; y hasta de las eficiencias actuales de entre 55 y 58%), lo que permitirá eficiencias en las plantas, para ciclos de gas natural quemado en oxicombustible con captura de  $\text{CO}_2$ , por encima del 50%. Las pérdidas de energía para la producción de oxígeno es por mucho la causa más importante de la disminución de la eficiencia en un ciclo de oxicombustible en comparación con una planta de energía convencional.

El desarrollo actual de tecnología prevé una muy alta eficiencia de separación de  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_x$ , y Hg, como parte del sistema de purificación y compresión de  $\text{CO}_2$ . Una mejora de la eficiencia de separación de estos contaminantes son posibles basados en procesos adicionales y la integración de calor en el ciclo de alimentación.

La tecnología actual de oxígeno criogénico muestra una continua reducción de costos, basada en una mayor eficiencia del compresor, equipos de proceso más eficientes y plantas de mayor escala. La nueva membrana de alta temperatura de oxígeno podría mejorar significativamente la eficiencia en la generación de energía y reducir el costo de capital.

Las futuras plantas de demostración de oxicombustión podrían basarse en modernizaciones a los equipos existentes, tales como calentadores de proceso y calderas, con el fin de minimizar los costos de desarrollo y lograr la pronta entrada al mercado. En este sentido, los

sistemas de energía de referencia para la captura por oxicombustión son principalmente las plantas de vapor de agua, basadas en carbón pulverizado y gas natural, que actualmente representan hasta el 1468 GW, o el 40% (IEA WEO, 2004) de la infraestructura mundial existente. Varias unidades de demostración pueden ser esperadas en los próximos años, especialmente en Europa, EUA, Canadá y Australia, donde activas iniciativas de investigación están actualmente en curso. Como estos acontecimientos procedieron y las tecnologías lograron la penetración en el mercado, pueden llegar a ser competitivas con respecto a opciones alternativas basadas en tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> por pre y postcombustión. Un incentivo importante para el desarrollo de tecnología de oxicombustión, así como para las tecnologías de captura por pre y postcombustión, es la introducción de requerimientos medioambientales y/o incentivos fiscales para promover la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>.



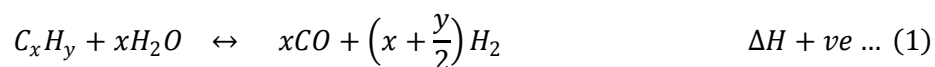
# Capítulo 5

## Sistemas de captura por precombustión

### 5.1 Introducción

Un proceso de captura por precombustión normalmente comprende una primera etapa de reacción, que produce una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono (gas de síntesis) de un combustible primario. Las dos rutas principales son agregar vapor (reacción 1), en cuyo caso el proceso es llamado "*reformado con vapor*", u oxígeno (reacción 2) al combustible primario. En este último caso, el proceso se llama a menudo "*oxidación parcial*" cuando se aplica a los combustibles líquidos y gaseosos, y "*gasificación*" cuando se aplica a un combustible sólido, pero los principios son los mismos.

Reformado con vapor



Oxidación parcial



Esto es seguido por la reacción de "*conversión*" para convertir el CO a CO<sub>2</sub>, mediante la adición de vapor de agua (reacción 3):

Reacción de conversión de agua a gas



Por último, el CO<sub>2</sub> se elimina de la mezcla CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>. La concentración de CO<sub>2</sub> en la entrada a la etapa de separación CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub> puede estar en el rango de 15-60% (base seca) y la presión total es comúnmente de 2.7 MPa (391.5 lb/pg<sup>2</sup>). El CO<sub>2</sub> separado es entonces dispuesto para almacenamiento.

Es posible prever dos aplicaciones de captura por precombustión. La primera es en la producción de un combustible (hidrógeno), que es esencialmente libre de carbono. Aunque el H<sub>2</sub> no tiene por qué ser absolutamente puro y puede contener niveles bajos de metano, CO o CO<sub>2</sub>, menor es el número de compuestos que contienen carbono, mayor es la reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub>. El combustible H<sub>2</sub> también puede contener diluyentes inertes, como Nitrógeno (cuando el aire se utiliza normalmente para la oxidación parcial), dependiendo del proceso de producción y puede ser quemado en una gama de calentadores, calderas, turbinas de gas o pilas de combustible.

En segundo lugar, la captura por precombustión puede ser usada para reducir el contenido de carbono en los combustibles, el exceso de carbono (generalmente se elimina en forma de CO<sub>2</sub>) se pone a disposición para el almacenamiento. Por ejemplo, cuando se utiliza una baja relación de combustible H:C tal como el carbón, es posible gasificar el carbón y convertir el gas de síntesis en combustibles líquidos Fischer-Tropsch y químicos, que tienen un mayor relación H:C que el carbón. En este capítulo, consideramos estas dos aplicaciones.

Este capítulo informa sobre tecnologías para la producción de H<sub>2</sub> con captura de CO<sub>2</sub> que ya existen y las que están surgiendo. También se describen tecnologías de apoyo, que necesitan ser desarrolladas para mejorar los sistemas de captura por precombustión para la producción de energía, hidrógeno o combustibles sintéticos y productos químicos de producción o una combinación de los tres.

## 5.2 Tecnologías existentes

### 5.2.1 Reformado con vapor, de gas e hidrocarburos ligeros

El reformado con vapor es la tecnología dominante para la producción de hidrógeno al día de hoy y, las plantas mayores de un sólo tren producen hasta 480 TH<sub>2</sub>/d. La principal fuente de energía es a menudo gas natural, entonces el proceso se conoce como reformado con vapor metano (SMR, por sus siglas en inglés), pero también pueden ser otros hidrocarburos ligeros, como la nafta. El proceso comienza con la eliminación de compuestos de azufre en la alimentación, ya que estos son peligrosos para el catalizador de Níquel y luego se agrega vapor. La reacción de reformado (1), que es endotérmica, se lleva a cabo en un catalizador a alta temperatura (800-900 °C). Se suministra calor a los tubos del reactor por la quema de parte del combustible (combustible secundario). El gas reformado se enfría en una caldera de calor residual que genera el vapor necesario para las reacciones y pasa al sistema de conversión de CO. Se usan reactores convertidores en una o dos etapas, para convertir la mayoría de las emisiones de CO a CO<sub>2</sub>, en el gas de síntesis (Reacción 3, que es exotérmica).

La conversión convencional de CO, de dos etapas, reduce la concentración de CO en el gas de síntesis (o de hidrógeno) hasta 0.2-0.3%. Los reactores convertidores de alta temperatura operan entre 400 °C y 550 °C y utilizan un catalizador de Hierro-Cromo para dejar entre 2% y 3% de CO en los gases de salida (base seca). Un catalizador a base de Cobre puede ser utilizado a temperaturas que se encuentran desde 180 °C a 350 °C y puede dejar 0.2-1% de CO en los gases de escape. Un bajo contenido de CO favorece la recuperación de CO<sub>2</sub>. El gas se enfría y el hidrógeno es producido por una etapa de separación CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>. Hasta hace unos 30 años, el CO<sub>2</sub> era eliminado mediante un proceso de absorción química (disolvente) tal como: aminas o carbonato de potasio caliente y era expulsado a la atmósfera como una corriente pura, de la parte superior del regenerador. Hay muchas de estas plantas todavía en uso, donde el CO<sub>2</sub> podría ser capturado fácilmente.

Plantas modernas, sin embargo, utilizan un procesos de adsorción por variación de presión (PSA), donde los gases distintos del H<sub>2</sub> son adsorbidos en un conjunto de lechos intercambiables con capas de un adsorbente sólido, tal como carbón activado, alúmina y zeolitas. El H<sub>2</sub> que sale del PSA (normalmente alrededor de 2.2 MPa (319 lb/pg<sup>2</sup>)) puede tener una pureza de hasta el

99.999%, dependiendo de la necesidad del mercado. El  $\text{CO}_2$  se encuentra en un corriente, del ciclo de regeneración, que contiene algo de metano y  $\text{H}_2$ . La corriente se utiliza como combustible en el reformador donde se quema en aire y, el  $\text{CO}_2$  termina siendo ventilado a la atmósfera en los gases de combustión del reformador. Por lo tanto, para capturar  $\text{CO}_2$  de plantas modernas con SMR, se requiere uno de los procesos por postcombustión descritos anteriormente en el Capítulo 3. Alternativamente, el sistema PSA podría ser diseñado no sólo para la alta recuperación de  $\text{H}_2$  puro, sino también para recuperar  $\text{CO}_2$  puro y tener un gas combustible, como la tercera corriente de productos.

En un estudio de diseño, de una planta moderna de gran tamaño (capacidad total 720  $\text{TH}_2/\text{d}$ ), la eficiencia global de producción de 6 MPa ( $870 \text{ lb/pg}^2$ )  $\text{H}_2$  a partir de gas natural con ventilación de  $\text{CO}_2$ , es decir, sin captura de  $\text{CO}_2$ , se estimó en 76%, LHV base, con emisiones de 9.1  $\text{kg CO}_2/\text{kg H}_2$  (IEA GHG, 1996). El proceso puede ser modificado (a un costo) para abastecer  $\text{CO}_2$  casi puro, como producto. Una posibilidad es eliminar la mayor parte del  $\text{CO}_2$  "convertido", refrigerado por gas de síntesis en una planta de eliminación de  $\text{CO}_2$  "mojado" con una apropiada amina disolvente. En este caso el gas de síntesis carente de  $\text{CO}_2$ , de la salida de la depuración con aminas, se pasa a una unidad de PSA de la que se recupera  $\text{H}_2$  relativamente puro y los gases depurados por la PSA se queman junto con el gas natural adicional para proporcionar el calor necesario para reformar. El  $\text{CO}_2$  se recupera de la amina disolvente con calor y es comprimido para su transporte. Tomando en cuenta la energía para comprimir el  $\text{CO}_2$  (a 11.2 MPa ( $1624 \text{ lb/pg}^2$ )), se reduce la eficiencia a alrededor del 73% y la tasa de emisión a 1.4  $\text{kgCO}_2/\text{kgH}_2$ , mientras que la tasa de eliminación de  $\text{CO}_2$  es de 8.0  $\text{kgCO}_2/\text{kgH}_2$ .

### 5.2.2 Oxidación parcial de gas e hidrocarburos ligeros

En el proceso de oxidación parcial (POX, reacción 2), un combustible reacciona con oxígeno puro a alta presión. El proceso es exotérmico y se produce a altas temperaturas (comúnmente  $1250 \text{ }^\circ\text{C}$ - $1400 \text{ }^\circ\text{C}$ ). Todo el calor necesario para la reacción del gas de síntesis es suministrado por la combustión parcial del combustible y no es necesario calor externo. Al igual que con la SMR (reformado con vapor metano), el gas de síntesis es enfriado, convertido y el  $\text{CO}_2$  es eliminado de la mezcla. Las observaciones formuladas en la separación de  $\text{CO}_2$ , del SMR de gas de síntesis, se aplican de igual manera al proceso de POX. El POX es una tecnología de uso común

hoy en día, la eficiencia es inferior al SMR, pero la gama de combustibles que pueden ser procesados es mucho más amplia.

Para la producción de hidrógeno a gran escala, el oxígeno se suministra de una unidad de separación criogénica de aire (ASU, por sus siglas en inglés). La elevada inversión y el consumo de energía de la ASU es compensada por la mayor eficiencia y menor costo del proceso de gasificación y por la ausencia de  $N_2$  (del aire) en el gas de síntesis, lo que reduce considerablemente los costos de separación. Sin embargo, para las aplicaciones de precombustión de-carbonización, en las que el Hidrógeno sería utilizado como combustible en una turbina de gas; será necesario diluir el  $H_2$  ya sea con  $N_2$  o vapor, para reducir la temperatura de la flama en la cámara de combustión de la turbina de gas y limitar los niveles de emisión de  $NO_x$ . En este caso el sistema más eficiente usará aire como oxidante y producirá una mezcla de combustible  $H_2/N_2$  (Hufton et al. 2005)

### *5.2.3 Reformación auto-térmica de gas e hidrocarburos ligeros*

El proceso de reformado auto-térmico (ATR, por sus siglas en inglés) puede ser considerado como una combinación de los dos procesos descritos anteriormente. El calor necesario en el reactor SMR es generado por la reacción de oxidación parcial (2) con aire u oxígeno, excepto porque el vapor se suministra al reactor, así como el exceso de gas natural, la reacción de reformado endotérmica (1) se produce en una sección catalítica del reactor de corriente abajo del quemador de POX. La adición de vapor permite una alta conversión de combustible a Hidrógeno a una temperatura más baja. Las temperaturas de operación del proceso auto-térmico suelen ser 950-1050 °C, aunque esto depende del diseño del proceso. Una ventaja del proceso, en comparación con el SMR, es el costo de inversión más bajo para el reactor y la ausencia de emisiones de  $CO_2$ , ya que toda la liberación de calor es interna, aunque esto es compensado en gran medida por los costos de inversión y de operación para la planta de oxígeno. La gama de combustibles que pueden ser procesados es similar al proceso de SMR, pero el gas de alimentación debe estar libre de azufre. La captura de  $CO_2$  se lleva a cabo como se describe anteriormente para el reformado con vapor metano.

#### 5.2.4 Reformador de gas caliente

Cada una de las tres tecnologías de generación de gas de síntesis, SMR, POX y ATR; producen gas a alta temperatura que debe ser enfriado, produciendo en cada caso un flujo de vapor superior al exigido por las reacciones de reformado y conversión. Es posible reducir este exceso de producción, por ejemplo, mediante el uso de aire caliente y un pre-reformador en una planta de SMR. Otra técnica es usar el gas sintético caliente, que sale del reactor principal, como el reactor reformador de vapor/hidrocarburos que puede operar en serie o en paralelo, con el reactor principal (Abbott et al., 2002). La adición de un reformador secundario de gas caliente aumentará la producción de hidrógeno hasta un 33% y eliminará el exceso de producción de vapor. La eficiencia global se mejora y el costo de capital específico suele ser reducido en un 15%. Una vez más, la captura de CO<sub>2</sub> se lleva a cabo como se describió anteriormente para el reformado con vapor metano.

#### 5.2.5 Gasificación de carbón, residuos de petróleo o biomasa

La gasificación (ver Figura 5.1) es un proceso químico destinado a hacer productos de alto valor (productos químicos, electricidad, combustibles sintéticos limpios) de materias primas de bajo valor, sólidos como: carbón, residuos de refinerías de petróleo, o biomasa. La gasificación es básicamente oxidación parcial (reacción 2), aunque también se suministra vapor al reactor en la mayoría de los procesos. Pueden ser usados de lecho fijo, lecho fluidizado o gasificadores de flujo de arrastre. Estos pueden tener características muy diferentes con respecto al oxidante (aire u O<sub>2</sub>), a la temperatura de operación (hasta 1350 °C), a la presión de operación (0.1-7 MPa (14.5-1015 lb/pg<sup>2</sup>)), al sistema de alimentación (seco o compuestos acuosos), al método de enfriamiento del gas de síntesis (o de enfriamiento en agua o a través de intercambiadores de calor por radiación y convección) y al sistema de depuración de gases implementados. Estas opciones de diseño alternativas, determinan la fracción de materia prima a convertirse en gas de síntesis, la composición de gas de síntesis y el costo. Como la economía depende fuertemente de la escala, la gasificación es generalmente considerada apta sólo para grandes instalaciones. La salida del gasificador contiene CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O e impurezas (por ejemplo, N<sub>2</sub>, COS, H<sub>2</sub>S, HCN, NH<sub>3</sub>, trazas de minerales volátiles y Hg) que deben ser manejados apropiadamente.

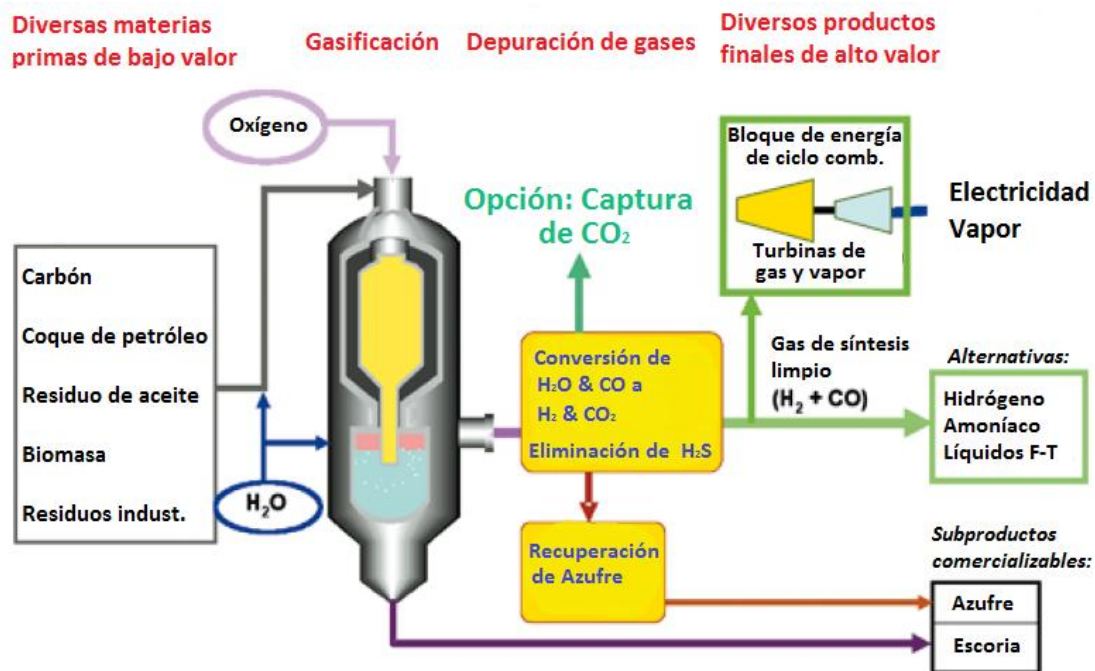


Figura 5.1 Esquema simplificado de un proceso de gasificación mostrando con captura de CO<sub>2</sub> y producción eléctrica, química o de hidrógeno. (IPCC SRCCS, 2005)

Una encuesta mundial de los proyectos de gasificación comerciales, identificó 128 plantas de gasificación que funcionan con 366 gasificadores produciendo 42,700 MW de gas de síntesis (NETL-DOE, 2002 y Simbeck, 2001a). También existen alrededor de 24,500 MW de proyectos de gas de síntesis en fase de desarrollo o de construcción, con un aumento anual de 4000-5000 MW de gas de síntesis. Las materias primas son principalmente carbón de rango superior y residuos de petróleo. La mayor parte del crecimiento comercial de la gasificación en los últimos 20 años, ha incluido gasificadores con flujo arrastrado, para la que hay tres sistemas de la competencia en el mercado. El reciente desarrollo de la gasificación comercial ha sido principalmente la producción industrial de amoníaco, poligeneración industrial (en la que gas de síntesis limpio se utiliza para producir electricidad y vapor de agua junto con productos químicos premium de gas de síntesis) y las centrales eléctricas IGCC<sup>1</sup>. La experiencia comercial con la gasificación de biomasa y la gasificación de lecho fluidizado ha sido limitada.

La tecnología de captura de CO<sub>2</sub> está bien establecida para los sistemas de gasificación que hacen productos químicos y combustibles sintéticos (NETL-DOE, 2002). Plantas basadas en la

<sup>1</sup> Ciclo combinado con gasificación integrada



gasificación de  $\text{NH}_3$  (Amoníaco, muchas de ellas en China) incluyen la fabricación de  $\text{H}_2$  puro y la separación de  $\text{CO}_2$  a tasas de hasta 3500  $\text{tCO}_2/\text{d}$  por planta. Plantas del Sur de África hacen combustibles y químicos Fischer-Tropsch y una planta de Dakota del Norte elaboran gas natural sintético (SNG) a partir de carbón, y también producen grandes corrientes de  $\text{CO}_2$  casi puro. La Figura 4.2 muestra una imagen de la planta de gasificación de Dakota del Norte en la que 3.3  $\text{MtCO}_2$  al año son capturadas con metanol frío, proceso físico de lavado con disolventes (proceso Rectisol, consulte los subtemas 5.2.11 y Tabla 2.1, Capítulo 2). La mayoría de este  $\text{CO}_2$  capturado, después es venteado y alrededor de 1.5 Mton por año de esta corriente se encuentra actualmente enrolado al proyecto de Recuperación Mejorada y almacenamiento en Weyburn, Canadá.



**Figura 5.2** Planta de gasificación de carbón en Dakota del Norte con captura de 3.3  $\text{MtCO}_2/\text{año}$ , usando metanol frío, proceso de disolvente físico (el grupo de 4 columnas altas, en el centro de la imagen, representan los procesos de captura de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ ; parte del flujo capturado se utiliza para la Recuperación Mejorada con almacenamiento de  $\text{CO}_2$  en Weyburn, Saskatchewan, Canadá). (IPCC SRCCS, 2005)

Cuando la captura de  $\text{CO}_2$  es un objetivo, se prefieren sistemas de soplado de  $\text{O}_2$  de alta presión debido a la mayor presión parcial de  $\text{CO}_2$ . La de-carbonización a través de la gasificación implica pérdidas menores energía para la captura de  $\text{CO}_2$  que se captura mediante postcombustión al considerar sólo la etapa de separación, ya que el  $\text{CO}_2$  se puede recuperar a



presiones parciales de hasta 3 veces mayor. Esto reduce considerablemente el tamaño del absorbedor de CO<sub>2</sub>, las tasas de circulación de solvente y las necesidades energéticas de rectificar el CO<sub>2</sub>. Sin embargo, las pérdidas adicionales de energía se tienen en la conversión de CO, en el gas de síntesis, a CO<sub>2</sub> y en otras partes del sistema. Análisis recientes de carbones bituminosos (véase, por ejemplo, IEA GHG, 2003) sugieren el uso de gasificadores simples de arrastre, de alta presión con alimentación de lodo y enfriamiento directo en agua, seguidos por reactores de conversión “amargos” (tolerantes al Azufre) y, finalmente, la co-eliminación de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S por absorción física. Con la conversión amarga, el gas de síntesis caliente que sale del gasificador requiere sólo un ciclo de enfriamiento y menos procesamiento. El requerimiento de oxígeno para aumentar la eficiencia de los gasificadores alimentados con lodo y las eficiencias de conversión, disminuye con las altas pérdidas de eficiencia del ciclo con el enfriamiento. Tendencias similares también se observaron con un cambio de bituminosos a carbones sub-bituminosos de bajo rango y lignita (Breton y Amick, 2002). Algunos de los análisis (por ejemplo, Stobbs y Clark, 2005) sugieren que las ventajas de la precombustión sobre la postcombustión de-carbonización, pueden ser pequeñas o desaparecer para carbones de bajo rango; convertidos con gasificadores de flujo de arrastre. Gasificadores de alta presión, de lecho fluidizado pueden ser más adecuados para su uso con carbón de bajo rango, biomasa y diferentes residuos carbonosos. Aunque hay ejemplos de demostración con éxito de gasificadores (por ejemplo, la alta temperatura Winkler, Renzenbrink et al., 1998), ha habido poca experiencia de explotación comercial a gran escala.

En el gas de síntesis, el H<sub>2</sub>S debe ser retirado a niveles de decenas de ppm para plantas de ciclo combinado para el cumplimiento de las regulaciones de emisiones de SO<sub>2</sub> y a niveles mucho menores de 1 ppm para las plantas que producen químicos o combustibles sintéticos, a fin de proteger los catalizadores de síntesis. Si el CO<sub>2</sub> debe estar siempre en forma relativamente pura, para el almacenamiento, la práctica común sería la primera recuperación de H<sub>2</sub>S (que se absorbe más fácilmente que el CO<sub>2</sub>) del gas de síntesis (junto con una pequeña cantidad de CO<sub>2</sub>) en una unidad de recuperación, seguida de la reducción de H<sub>2</sub>S a Azufre elemental en una planta Claus y gases de limpieza; y posteriormente recuperar la mayoría del restante CO<sub>2</sub> en una unidad de separación, corriente abajo. Una opción alternativa es la recuperación de azufre en forma de ácido sulfúrico (McDaniel y Hormick, 2002). Si el co-almacenamiento de H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> es permitido, sin embargo, muchas veces sería conveniente recuperar H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en la misma unidad de absorción física, lo que supondría una moderación de los costos de ahorro del sistema (IEA GHG, 2003,

Larson y Ren, 2003; Kreutz, et al., 2005) especialmente a la luz de las perspectivas generalmente pobres para la venta de subproductos de Azufre o ácido sulfúrico. Aunque el co-almacenamiento de  $H_2S$  y  $CO_2$  de forma rutinaria es perseguido al oeste de Canadá, como una estrategia de tratamiento de gas ácido para proyectos de gas natural amargo (Bachu y Gunter, 2005), todavía no está claro que el co-almacenamiento sería viable de forma rutinaria a grandes escalas -una típica gasificación- basada en un proyecto de energía implicaría una tasa anual de almacenamiento de  $CO_2$  de 1-4 Mtoneladas por año, mientras que la tasa total de almacenamiento de  $CO_2$  para los 48 proyectos de Canadá, en la actualidad, es de sólo 0.48 Mtoneladas por año (Bachu y Gunter, 2005).

#### *5.2.6 Ciclo combinado de gasificación integrada (IGCC) para la generación de energía*

En un IGCC de carbón, el gas de síntesis que sale del gasificador se limpia de partículas,  $H_2S$  y otros contaminantes y luego es quemado para producir electricidad a través de un ciclo combinado turbina de gas y turbina de vapor. El gas de síntesis se genera y se transforma en electricidad en el mismo sitio, para evitar tanto el alto costo de transporte por tubería, de gas de síntesis (con un valor calorífico sólo de alrededor de 1/3 del gas natural) y, de manera rentable explotar las oportunidades para hacer energía extra en la turbina de vapor del ciclo combinado, utilizando el vapor del gas de síntesis de enfriado. Los principales factores para el desarrollo de IGCC eran originalmente las perspectivas de explotación de los continuos avances en la tecnología de turbinas de gas, la facilidad para obtener bajos niveles de emisiones contaminantes de aire cuando los contaminantes se eliminan del gas de síntesis, y reducción considerable de los volúmenes de flujo del proceso de combustión en comparación con las corrientes de gas de combustión que están a baja presión y diluidos con nitrógeno del aire.

Dado que la tecnología fue inicialmente presentada en la década de 1980, alrededor de 4 GW, de las centrales IGCC, se han construido. La mayor parte de esta capacidad es alimentada con petróleo o coque de petróleo, menos de 1 GW del total está diseñado para carbón (IEA CCC, 2005) y 3 de cada 4 plantas operan actualmente con carbón o coque de petróleo. Esta experiencia ha demostrado la capacidad de carga del IGCC, aunque la tecnología probablemente se utilizará principalmente en aplicaciones base de carga. Todos los proyectos de IGCC basados en carbón han sido subsidiados, mientras que los proyectos de IGCC basados sólo en petróleo italiano han sido subsidiados. Otros proyectos de poli-generación en Canadá, los Países Bajos y los Estados Unidos, así como los basados en aceite en Japón, no han sido subsidiados (Simbeck, 2001a).

El IGCC aún no se ha desplegado con mayor amplitud, debido a la fuerte competencia del ciclo combinado de gas natural (NGCC), siempre y cuando sea de gas natural, está disponible a precios bajos, porque las plantas con IGCC basadas en carbón no son menos costosas que las plantas eléctricas de carbón pulverizado y debido a la disponibilidad (confiabilidad). La disponibilidad del IGCC ha mejorado en los últimos años en unidades de demostración a escala comercial (Wabash River Energía, 2000; Hornick y McDaniel, 2002). Además, la disponibilidad ha sido mejor para la poli-generación y proyectos de IGCC en refinerías y plantas químicas, donde el personal tiene experiencia con los procesos químicos implicados. El reciente aumento de los precios del gas natural en los EUA también ha aumentado el interés en el IGCC.

Debido a las ventajas para la gasificación con captura de CO<sub>2</sub> a alta presión parcial, el IGCC puede ser atractivo para las centrales eléctricas de carbón en un mundo con restricciones de carbono (Karg y Hannemann, 2004). La captura de CO<sub>2</sub> de los sistemas precombustión esta comercialmente lista, sin embargo, ninguna planta con IGCC que incorpore la captura de CO<sub>2</sub> ha sido construida. Con la tecnología actual, las estimaciones promedio de las pérdidas de energía y el impacto del uso de combustibles para la eliminación de CO<sub>2</sub> son comparados con otros sistemas de captura en las Figuras 3.4 y 3.5 (Capítulo 3) y muestran el potencial futuro de las opciones de IGCC. Los datos en las Figuras 3.4 y 3.5 también muestran que algunas opciones de IGCC pueden ser diferentes de los demás (es decir, alimentados con lodo acuoso y enfriado contra alimento seco y gas de síntesis de refrigeración) y sus ventajas relativas en términos de costo de capital de la planta y el costo de entrega del energía se discutirán en el Capítulo 7.

### 5.2.7 Hidrógeno a partir de carbón con captura de CO<sub>2</sub>

En relación a lo intensamente estudiado con la tecnología IGCC de carbón con captura de CO<sub>2</sub>, hay pocos estudios en el dominio público en la fabricación de H<sub>2</sub> a través de la gasificación del carbón con captura de CO<sub>2</sub> (NRC, 2004; Parsons 2002a, b; Gray y Tomlinson, 2003; Chiesa et al. 2005; Kreutz et al., 2005), aunque esta tecnología está bien instaurada comercialmente. Con la tecnología comercial, la producción de H<sub>2</sub> con captura de CO<sub>2</sub> puede ser a través de la gasificación del carbón en un sistema similar al IGCC de una planta de carbón con captura de CO<sub>2</sub>. En concordancia con las recomendaciones de diseño para plantas de carbón con IGCC descritas anteriormente (IEA GHG, 2003), lo que sigue es la descripción de un estudio de diseño de un sistema de carbón que produce H<sub>2</sub>, utilizando la mejor tecnología disponible, 1070 MW de H<sub>2</sub> de

alto contenido en azufre (3.4%), carbón bituminoso (Chiesa et al., 2005; Kreutz et al., 2005). En el diseño del caso base, el gas de síntesis se produce en un gasificador de flujo arrastrado operado a 7 MPa (1015 lb/pg<sup>2</sup>). El gas de síntesis es enfriado, liberado de partículas, y convertido (para todo H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>) en los reactores de conversión. Después de ser enfriado aún más, el H<sub>2</sub>S se elimina del gas de síntesis con un disolvente físico (Selexol). Es entonces cuando el CO<sub>2</sub> es removido del gas de síntesis, utilizando nuevamente Selexol. Después de ser despojado de los disolventes, el H<sub>2</sub>S se convierte a Azufre elemental en una unidad Claus y una planta proporciona gas de limpieza, para eliminar cualquier emisión residual de Azufre, y el CO<sub>2</sub> es, ya sea, venteado o secado y comprimido a 150 atm (2205 lb/pg<sup>2</sup>) para el transporte por tubería y el almacenamiento subterráneo. El H<sub>2</sub> de alta pureza se obtiene a 6 MPa (870 lb/pg<sup>2</sup>) del gas de síntesis rico en H<sub>2</sub> a través de una unidad de adsorción por variación de presión (PSA). El gas purgado de la PSA, es comprimido y quemado en un ciclo combinado de turbina de gas convencional, generando 78 MW y 39 MW de electricidad, más de la necesaria para los casos con y sin captura de CO<sub>2</sub>, respectivamente. Para este análisis del caso base, la eficiencia efectiva de fabricación de H<sub>2</sub> se estimó en 64% con ventilación de CO<sub>2</sub> y 61% con captura de CO<sub>2</sub>, mientras que las tasas de emisión correspondientes son de 16.9 y 1.4 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub>, respectivamente. Para el caso de la captura, la tasa de eliminación de CO<sub>2</sub> fue de 14.8 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub>. Se exploraron varias configuraciones alternativas del sistema. Se encontró que no hay ventajas termodinámicas o de costo, a partir del aumento de la relación electricidad/H<sub>2</sub>, por lo que esta proporción tiende a ser determinada por la relativa demanda del mercado de electricidad y H<sub>2</sub>. Una opción potencialmente significativa para reducir el costo de la producción de H<sub>2</sub> con captura de CO<sub>2</sub> alrededor del mismo nivel que con el CO<sub>2</sub> venteado, implica una co-captura de H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub> en una sola unidad de Selexol.

### *5.2.8 Combustibles líquidos basados en carbón y multiproductos*

Combustibles sintéticos limpios con alta relación H/C u otros productos de baja relación H/C, se pueden obtener del gas de síntesis mediante la gasificación de carbón. Los potenciales productos incluyen: gas natural, gasolina/diesel Fischer-Tropsch, di-metil éter, metanol y gasolina a partir de metanol mediante el proceso Mobil. Un subproducto es, normalmente, una corriente de CO<sub>2</sub> de relativa pureza que puede ser capturada y almacenada.

Han sido fabricados en una escala comercial, en Sudáfrica, combustibles sintéticos y químicos derivados de carbón Fischer-Tropsch; el metanol a partir de carbón es producido en

China y en una planta de EUA, y gas natural sintético del carbón (SNG) es producido en una planta de Dakota del Norte (EUA) (NETL-DOE, 2002). Desde el año 2000, 1.5 MtCO<sub>2</sub>/año de la planta de gas sintético de Dakota del Norte (ver Figura 5.2) han sido transportadas por gasoductos, 300 km hasta el Campo de aceite Weyburn en Saskatchewan, Canadá para EOR con almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

La fabricación de combustible sintético involucra gasificación con soplado de O<sub>2</sub> para hacer singas, enfriamiento del gas, limpieza del gas, conversión de agua a gas y remover el gas ácido (H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub>). Posteriormente, el singas limpio, es convertido catalíticamente a combustible en un reactor de síntesis y el singas sin convertir es separado del combustible líquido producto. En este punto, ya sea que la mayor parte del gas sin convertir sea reciclado al reactor de síntesis para generar combustible líquido adicional y el gas sin convertir restante es usado para producir electricidad para las necesidades propias del sistema, o el singas se pasa sólo una vez a través del reactor de síntesis, y todo el gas sin convertir es usado para otros propósitos, por ejemplo, para producir electricidad para su venta a la red eléctrica, o bien, para uso propio de la planta. Esta opción de “una vez a través” suele ser más competitiva como una opción tecnológica (Williams, 2000; Gray y Tomlinson, 2001; Larson y Ren, 2003; Celik et al., 2005).

Nuevos reactores de síntesis de fase líquida hacen la configuración “una vez a través” especialmente atractiva para el gas de síntesis rico en CO (por ejemplo, derivados de carbón) haciendo altamente posible una conversión “una vez a través”. Para los sistemas “una vez a través”, un reactor de conversión de agua de gas a menudo es situado corriente arriba del reactor de síntesis para generar la relación de H<sub>2</sub>/CO que maximiza la conversión del combustible sintético en el reactor de síntesis. Es deseable eliminar la mayor cantidad de CO<sub>2</sub> del gas de síntesis convertido, para maximizar la conversión de combustible sintético. Además, debido a que los catalizadores de síntesis son extremadamente sensibles al H<sub>2</sub>S y diversas trazas de contaminantes, estos deben ser eliminados a niveles muy bajos antes de entrar al reactor de síntesis. La mayoría de las trazas de metales pueden ser eliminadas, a bajo costo, utilizando un filtro de carbón activado. La eliminación de CO<sub>2</sub> del gas de síntesis corriente arriba del reactor de síntesis, es una opción de de-carbonización parcial de bajo costo, sobre todo cuando el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> son co-capturados y co-almacenados como una estrategia de manejo del gas ácido (Larson y Ren, 2003). Además la de-carbonización puede ser realizada en sistemas “una vez a través”, a un costo

más gradual, mediante la suma de reactores convertidores adicionales, corriente abajo del reactor de síntesis, recuperando  $\text{CO}_2$ , y utilizando el  $\text{CO}_2$  empobrecido, gas de síntesis rico en  $\text{H}_2$  para producir electricidad o una mezcla de electricidad más  $\text{H}_2$  en una configuración de "poligeneración" (ver Figura 5.3). Las cantidades relativas de  $\text{H}_2$  y electricidad producidas dependerán principalmente de las demandas relativas, ya que no parecen ser ventajas termodinámicas o de costos para determinadas relaciones de producción  $\text{H}_2$ /electricidad (Chiesa et al., 2005; Kreutz et al., 2005). Cuando el gas de síntesis es des-carbonizado tanto corriente arriba como corriente abajo del reactor de síntesis (ver Figura 5.3) es factible capturar y almacenar como  $\text{CO}_2$ , hasta el 90% del carbono de la materia prima original, salvo el contenido en el combustible sintético producido.

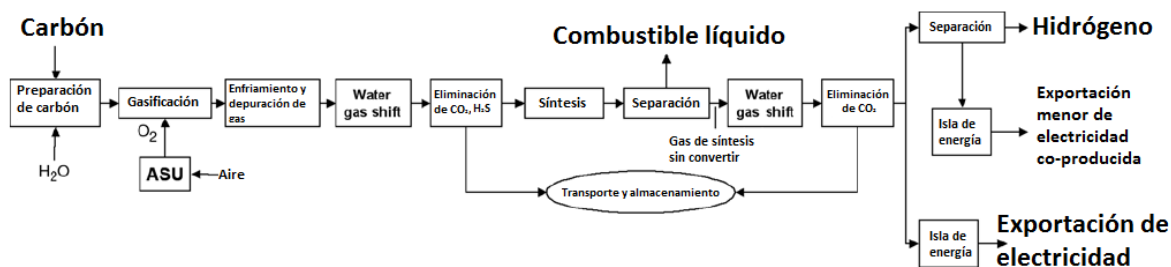


Figura 5.3 Producción de combustible líquido, hidrógeno y electricidad a través de la gasificación de carbón, con captura y almacenamiento de  $\text{CO}_2$ . (IPCC SRCCS, 2005)

Un ejemplo de tal sistema (Celik et al., 2005) es una toma de 600 MW de di-metil éter (que contiene 27% de la energía del carbón de entrada y el 20% del carbono del carbón de entrada), además de 365 MW de electricidad (sin  $\text{H}_2$ ) de carbón. Para este sistema el tipo de almacenamiento de  $\text{CO}_2$  (equivalente a 74% de C en el carbón) es de 3.8 Mtoneladas/año (39% del de corriente arriba del reactor de síntesis). El ciclo de combustible estimado a nivel de las emisiones de los gases de efecto invernadero (GEI) para di-metil éter son 0.9 veces mayores que las de petróleo crudo derivado del diesel y los de la electricidad son 0.09 veces mayores que para un 43% de carbón eficiente central eléctrica alimentada con  $\text{CO}_2$  ventilados.

### 5.2.9 Adsorción por variación de presión

Adsorción por variación de presión (PSA) es el sistema elegido para la purificación del gas de síntesis, donde se requiere  $H_2$  de alta pureza. Sin embargo, el  $CO_2$  no es separado selectivamente de otros gases residuales, así que para una aplicación del SMR la concentración de  $CO_2$  en el gas residual sería de 40-50%, y requiere mejorar la producción de  $CO_2$  puro para el almacenamiento. La separación simultánea de  $H_2$  y de  $CO_2$  es posible mediante el uso de una sección adicional de PSA para eliminar el  $CO_2$  antes de la etapa de separación de  $H_2$ , tales como el Proceso de Productos de Aire, Géminis (Sircar, 1979).

El proceso de PSA está construido alrededor de las separaciones de adsorción de carácter cíclico. Los ciclos constan de dos etapas básicas: la adsorción, en la que las especies más absorbibles son selectivamente retiradas del gas de alimentación y de regeneración (desorción), cuando estas especies son retiradas del absorbente para que pueda estar listo para el próximo ciclo. Es posible obtener productos útiles durante ambas etapas: adsorción y regeneración. La principal característica de los procesos de PSA es el uso de un decremento de presión y/o la purga de un gas menos absorbible para limpiar el lecho adsorbente. Aparte de la adsorción y la regeneración, un único ciclo de PSA comercial consiste en una serie de medidas adicionales, como co-presurización y contra presurización actual, igualación de presión y co-despresurización y contra despresurización actual. Una descripción detallada de la técnica del PSA, junto con sus aplicaciones prácticas se puede encontrar en otra parte (Ruthven, et al., 1994).

### 5.2.10 Los procesos químicos de disolventes

Los disolventes químicos se utilizan para eliminar el  $CO_2$  del gas de síntesis a presiones parciales por debajo de 1.5 MPa (217.5 lb/pg<sup>2</sup>) (Astarita et al., 1983) y son similares a los utilizados en la captura por postcombustión. El disolvente extrae  $CO_2$  del gas de síntesis converso, por medio de una reacción química, que puede ser revertida mediante la reducción de la presión y temperatura. La metil-di etanol-amina (MDEA, véase el Tabla 2.1) es ampliamente utilizada en los procesos industriales modernos, debido a la posible alta carga de  $CO_2$ , y a la baja carga regeneradora, en relación con otros disolventes. El carbonato de potasio caliente (la versión comercial más común de la que se tiene conocimiento como Benfield) fue utilizado para la eliminación de  $CO_2$  en la mayoría de las plantas de Hidrógeno hasta hace unos 15 años.

### 5.2.11 Los procesos físicos de disolvente

Los procesos disolventes físicos (o absorción) los procesos son en su mayoría aplicable a las corrientes de gas que tienen una presión parcial de  $\text{CO}_2$  alta y/o una presión total alta. A menudo se utilizan para eliminar el  $\text{CO}_2$  de la corriente mezclada, de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$ , que proviene de la reacción inversa en los procesos de captura de  $\text{CO}_2$  por precombustión, tal como: el producto de la oxidación parcial del carbón y los hidrocarburos pesados.

Los principales procesos disolventes físicos se muestran en la Tabla 2.1 (Capítulo 2). La regeneración del disolvente se lleva a cabo por la liberación de presión a la que se toma el  $\text{CO}_2$  del disolvente, en una o más etapas. Si se requiere una profunda regeneración, el disolvente se rectifica mediante calor. El proceso tiene bajo consumo de energía, como sólo se requiere energía para presurizar el disolvente (líquido de bombeo).

El uso de combustibles fósiles de alto contenido de Azufre en un proceso de captura por precombustión da como resultado gas de síntesis con  $\text{H}_2\text{S}$ . Deben ser eliminados los componentes de los gases ácidos. Si es posible el transporte y almacenamiento de la mezcla de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , entonces ambos componentes pueden ser eliminados conjuntamente. El Sulfinol fue desarrollado para lograr solubilidades significativamente mayores, de los componentes ácidos, en comparación con las aminas disolventes, sin agregar los problemas de corrosión excesiva, formación de espuma, o la degradación de la solución. Se compone de una mezcla de sulfolano (tetra hidrotiofeno 1,1-dióxido), una alcanolamina y agua en proporciones diferentes según la función. Si se requiere  $\text{CO}_2$  puro, seguido de un proceso selectivo se requiere el uso de disolventes físicos - a menudo Rectisol o Selexol. El  $\text{H}_2\text{S}$  debe ser separado en una concentración lo suficientemente alta (generalmente > 50%) para ser tratado en una planta de recuperación de Azufre.

### 5.2.12 Efectos sobre otros contaminantes

La captura por precombustión incluye reformado, oxidación parcial o gasificación. A fin de mantener la operatividad de los catalizadores de los reformadores, el azufre ( $\text{H}_2\text{S}$ ) tiene que ser removido antes del reformado. En la gasificación, el Azufre se puede capturar del gas de síntesis, y en el caso cuando combustibles líquidos o sólidos son gasificados; partículas,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{HCN}$  y  $\text{COS}$  también están presentes en el sistema hay que eliminarlas. En general, todos estos contaminantes se pueden eliminar de un gas combustible de alta presión antes de su combustión,



donde los productos de combustión son diluidos con nitrógeno y oxígeno en exceso. En la combustión de gas o de gas combustible que contiene Hidrógeno, se pueden formar  $\text{NO}_x$ . Dependiendo de la tecnología de combustión y la fracción de Hidrógeno, la velocidad a la que los  $\text{NO}_x$  se forman puede variar. Si la fracción volumétrica de Hidrógeno está por debajo de aproximadamente el 50-60%, la formación de  $\text{NO}_x$  está en el mismo nivel que los sistemas de gas natural seco de bajo contenido de  $\text{NO}_x$  (Todd y Battista, 2001).

En general, con la excepción del  $\text{H}_2\text{S}$  que podría ser co-eliminado con el  $\text{CO}_2$ , de otros contaminantes mencionados anteriormente están separados en otras operaciones de tratamiento previo, en particular en sistemas que gasifican combustibles líquidos o sólidos. Operaciones de pre-tratamiento de alta temperatura para estos multi-contaminantes que evite el enfriamiento del gas de síntesis, tienen la ventaja de mejorar la eficiencia del ciclo del proceso de gasificación en general, pero estos procesos de separación no se han demostrado comercialmente.

Aunque todavía no está regulado como un criterio de contaminantes, el mercurio (Hg), es actualmente el foco de preocupación considerable como contaminante de los sistemas de energía. Para los sistemas de gasificación, el Hg se puede recuperar del gas de síntesis a temperatura ambiente a muy bajo costo, en comparación a la recuperación de Hg de los gases de combustión al (Klett et al., 2002).

### ***5.3 Nuevas tecnologías***

Nuevas opciones, en el reformado de gas natural y la gasificación del carbón, incorporan nuevos sistemas combinados reacción/separación, como el de reformado con absorción mejorada y conversión mejorada de agua a gas, membrana reformadora y membrana de conversión agua a gas. Por último, existe una gama de tecnologías que hacen uso de la carbonatación de CaO para la captura de  $\text{CO}_2$ .

#### ***5.3.1 Reacción de absorción mejorada***

Un nuevo concepto denominado de Reacción Mejorada de Absorción (SER, por sus siglas en inglés) emplea un lecho compacto relleno con una mezcla de un catalizador y un adsorbente selectivo para eliminar el  $\text{CO}_2$  de una zona de reacción de alta temperatura, para así conducir la reacción a su terminación (Hufton et al., 1999). El adsorbente es regenerado periódicamente

mediante un sistema de adsorción por variación de presión o de temperatura con regeneración de vapor (Hufton et al., 2005).

Adsorbentes de CO<sub>2</sub> de alta temperatura, tales como hidrotalcitas (Hufton et al., 1999) o silicato de litio (Nakagawa y Ohashi, 1998) pueden ser mezclados con un catalizador para promover tanto la reacción de reformado con vapor metano (Reacción 1) o la reacción de conversión de agua a gas (Reacción 3) para producir hidrógeno y CO<sub>2</sub> puros en una sola unidad de proceso.

La SER se puede utilizar para producir hidrógeno a 400-600 °C, para alimentar una turbina de gas de ciclo combinado del sistema de generación de energía. Un estudio de diseño basado en una turbina gas de General Electric 9FA con Hidrógeno caliente, produjo a partir de un ATR (reformado auto-térmico) con aire soplado en un reactor de conversión de agua a gas de mayor absorción, dieron un rendimiento neto teórico de 48.3% con el 90% de captura de CO<sub>2</sub> con una pureza del 99% y 150 bar (2205 lb/pg<sup>2</sup>) de presión (Hufton et al., 2005). El proceso se encuentra actualmente en fase piloto.

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

Membranas inorgánicas con temperaturas de operación de hasta 1000 °C ofrecen la posibilidad de combinar la reacción y la separación del hidrógeno, en una sola etapa a alta temperatura y presión para superar las limitaciones de equilibrio experimentadas en las configuraciones de reactores convencionales, para la producción de hidrógeno. La combinación de la separación y la reacción en una membrana reformadora de vapor y/o una membrana de conversión de agua a gas ofrece una mayor conversión de reformado y/o reacciones inversas debido a la extracción de Hidrógeno de estas reacciones de equilibrio, como se muestra en las reacciones (1) y (3), respectivamente. La reacción de reformado es endotérmica y puede, con esta técnica, ser obligada a completarse a menor temperatura de lo normal (típicamente 500 a 600 °C). La reacción inversa es exotérmica, puede ser obligada a completarse a más altas temperaturas (500-600 °C).

Otra razón para incorporar las membranas con separación de H<sub>2</sub> en el sistema de producción de hidrógeno, es que el CO<sub>2</sub> también se produce sin la necesidad de equipo adicional de separación. Los reactores de membrana permiten una etapa de reformado, o una sola reacción

intermedia inversa de agua a gas, con separación de hidrógeno (el filtrado) dejando tras de sí un gas retenido, que es principalmente  $\text{CO}_2$  y una pequeña cantidad de Hidrógeno y vapor no recuperados. Este  $\text{CO}_2$  permanece en la sección de relativa alta presión, del sistema de reacción (ver Figura 5.4). La condensación del vapor de agua deja un flujo de  $\text{CO}_2$  concentrado a alta presión, reduciendo la energía de compresión para el transporte y almacenamiento. La membrana reformadora se beneficiará de la operación a alta presión, debido al aumento de la diferencial de presión parcial del  $\text{H}_2$  a través de la membrana; que es la fuerza impulsora del filtrado de hidrógeno. Por lo tanto, los reactores de membrana también son vistos como una buena opción de precombustión de-carbonización, en los que se requieren una corriente de Hidrógeno de baja presión para el gas combustible y una corriente rica en  $\text{CO}_2$  de alta presión para el transporte y almacenamiento. El uso del reactor de membrana reformadora en un ciclo combinado de turbina de gas, supone que se necesita producir el Hidrógeno a una presión tal, que se evite un consumo importante de energía para la compresión de hidrógeno. Esto podría hacerse mediante el aumento de la presión de operación del reactor de membrana o utilizando un gas de barrido, por ejemplo, el vapor, al lado permeable de la membrana (Jordal et al., 2003).

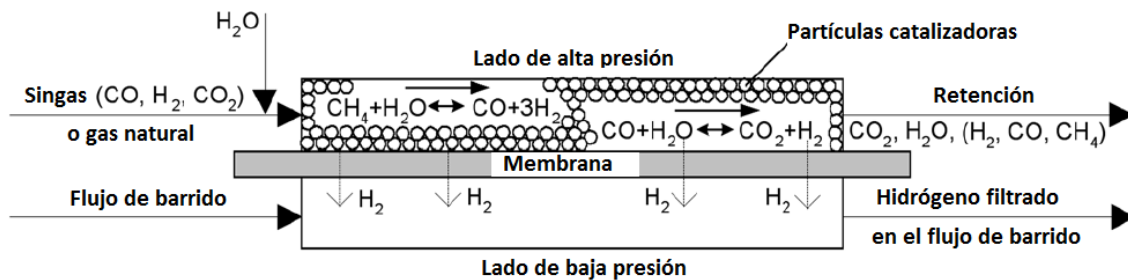


Figura 5.4 Principio de operación de un reactor de membrana. (IPCC SRCSS, 2005)

**Tabla 5.1 Materiales de membrana, condiciones de operación y características para la separación de H<sub>2</sub>. (IPCC SRCSS, 2005)**

	Cerámica Microporosa	Cerámica Microporosa	Carbono Microporoso	Zeolitas	Metal
Material	Alumina	Sílice	Carbono	Sílice (Alumina)	Pd/Ag
Rango de temperatura (°C)	<500	<400	<400	<500-700	<600
Rango de presión (bar)	>100	>100	>100	>100	>100
Distribución del tamaño de poro (nm)	0.7-2	0.7-2	0.7-2	0.3-0.7	sin poros
Factores 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 experimental (°C)	200	200	300-400	300-400	300-400
Necesidades de prelimpieza				S	S, HCl, HF (?)
Problema de resistencia química		H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	S	S, HCl, HF
Geometría	capa superior de tubo	capa superior de tubo	capa superior de tubo/fibra	capa superior de tubo/fibra	capa superior de tubo/placa
Configuración	cascada/reciclar/ una vez a través	cascada/reciclar/ una vez a través	cascada/reciclar/ una vez a través	una vez a través	una vez a través
Tiempo de vida	+	-	+	+	0
Costos (US\$ m <sup>-2</sup> )	4250	4250	3000?	4000-4250	4000-4250
Escala	0	0	0	-	0

Para estos conceptos de reactores de membrana; se necesita una membrana selectiva de Hidrógeno, capaz de funcionar en un ambiente de alta temperatura y alta presión. Se ha reportado, en la literatura, una serie de tipos de membrana que tienen estas capacidades y se muestran en la Tabla 5.1. Membranas inorgánicas micro-porosas basadas en la separación de difusión superficial, exhiben factores de separación bastante bajos (por ejemplo, el factor de separación H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> de 15). Sin embargo, la capacidad de separación de la actual gama, disponible en el comercio, de membranas micro-porosas de Alúmina y Sílice (que tienen mejores factores de separación, de hasta 40) depende de la estabilidad del tamaño de los poros de la membrana, que se ve afectada negativamente por la presencia de vapor de agua en la corriente de alimentación. Las membranas densas de cerámica basadas sobre óxidos inorgánicos perovskitas (también llamada conductores de protones) necesitan altas temperaturas, superiores a 800 °C, para lograr tasas prácticas de flujo de hidrógeno. Las membranas densas basadas en paladio también son conocidas por su alta selectividad al Hidrógeno y alta permeabilidad sobre otros gases en el rango de temperaturas de 300-600 °C, que es adecuado para estas dos reacciones. Los tubos de aleación de paladio han estado disponibles desde hace varias décadas, pero para aplicaciones de CCS (captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>) son muy caros debido al grosor de la membrana necesaria para la estabilidad estructural y, en consecuencia tasas de bajo flujo de Hidrógeno. Con el fin de ser aptos para la aplicación objetivo, una membrana de separación de

Hidrógeno debe tener la adecuada selectividad y tasa de flujo, y debe ser estable en la reducción de gas de hulla o de vapor del medio ambiente, que contiene combustible reformado y sulfuro de hidrógeno.

Una serie de desarrollos en reactores de membrana se han reportado para la producción de Hidrógeno con captura de CO<sub>2</sub>. Varios grupos han evaluado reactores de membrana con reformado con vapor de metano basados en membranas de paladio (Middleton et al., 2002, y Damle Dorchak, 2001). Estas evaluaciones demostraron que los reactores de membrana podrían lograr una recuperación del 90% de CO<sub>2</sub>, y que en este momento el costo proyectado es casi idéntico al de un sistema convencional. Sin embargo, una reducción de costos puede lograrse mediante la reducción del costo del material de la membrana o por el aumento de la permeabilidad. Se han reportado evaluaciones similares de reactores de membrana para la conversión inversa y la separación de CO<sub>2</sub> del gas de síntesis producido a partir de alimentos pesados por gasificación (Bracht et al., 1997; Middleton 2002, Lowe et al., 2003). Para estos sistemas de gasificación, los reactores de membrana podrían reducir los costos para la captura de CO<sub>2</sub> y la reducción de costos sería más significativa si pueden desarrollar tolerancia al azufre.

### 5.3.3 Reformador de micro-canal

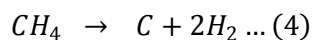
La tecnología micro-reactor puede utilizarse para producir un SMR, o un sistema POX de baja temperatura de aire utilizando una placa multicanal intercambiadora de calor, fabricada en acero inoxidable o aleaciones de Níquel con soldadura en vacío o unión por difusión.

Un reactor SMR consiste en pasajes alternados que tienen aletas, que son recubiertas con inserciones de catalizador o catalizador poroso. El calor se produce por la combustión catalítica de gas combustible, premezclado con aire, y transferido por conducción al paso adyacente alimentado con la mezcla vapor/hidrocarburos, donde la reacción de reformado se lleva a cabo (Babovic et al., 2001). Se pueden producir sistemas compactos con muy eficiencia. Aunque estas unidades están siendo desarrolladas actualmente por una serie de grupos para la producción de H<sub>2</sub> a pequeña escala, para aplicaciones de celdas de combustible, también se muestran prometedoras en las grandes plantas de H<sub>2</sub>.

### 5.3.4 Conversión a hidrógeno y carbono

El craqueo térmico o pirólisis de metano, es la reacción donde el metano reacciona produciendo carbono e hidrógeno a través de:

Pirólisis del metano:



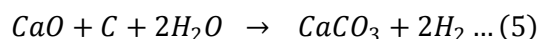
La principal ventaja del proceso es que puede, potencialmente, producir un gas limpio (libre de óxidos de carbono) que podría ser utilizado directamente para la producción de energía, pero; una desventaja es que la energía química no es liberada de la oxidación del carbono a CO<sub>2</sub>. La reacción de craqueo es endotérmica y así que el calor tiene que ser proporcionado a la reacción. Si el gas natural se convierte en su totalidad, el rendimiento teórico del Hidrógeno corresponde al 60% del valor calorífico del gas natural. La cantidad de Carbono, que puede obtenerse, corresponde al 49% del valor calorífico; con el 9% adicional de la energía en este cálculo, se proporciona en forma de calor endotérmico demostrado por la reacción anterior (4). Por lo tanto la conversión completa sólo puede lograrse si el calor es suministrado por una fuente externa. Si la conversión completa de metano no se alcanza, el metano restante se quema para producir calor. Hay muchos métodos diferentes en el desarrollo de reactores basados en este principio, incluyendo catálisis térmica, catálisis no térmica y craqueo de plasma.

En el proceso de craqueo de plasma, el gas natural u otros hidrocarburos son suministrados a un reactor de plasma, donde los hidrocarburos son craqueados en condiciones de pirólisis (es decir, en ausencia de óxidos, por ejemplo, el vapor, puede suministrar el oxígeno para formar CO o CO<sub>2</sub>). El arco de plasma, para el que se utiliza electricidad, suministra el calor para la reacción de craqueo. Las ventajas del proceso, son su flexibilidad con respecto al combustible y la producción de carbón negro de alta calidad. Han estado en desarrollo dos procesos de craqueo de plasma, en pequeña escala para la producción de hidrógeno/gas de síntesis. El proceso Arco Glid ha sido desarrollado por la Corporación Canadiense de Tecnologías Sinérgicas. El segundo proceso es el proceso Kvaerner CB & H. Kvaerner ha informado los resultados de una planta piloto que produce 1000 Nm<sup>3</sup> de Hidrógeno por hora y 270 kg o 500 kg de carbón negro usando gas natural y petróleo aromático, respectivamente (IEA GHG, 2001).

### 5.3.5 Las tecnologías basadas en óxido de calcio

Hay una serie de sistemas de precombustión que utilizan la reacción de carbonatación de CaO a altas presiones y temperaturas; para integrar, aún más, la gasificación del combustible (si es sólido), la reacción inversa, y la eliminación de CO<sub>2</sub> in situ con CaO. La reacción global objetivo en el sistema es:

Carbonatación del óxido de calcio:



La regeneración del adsorbente produce CO<sub>2</sub> puro, cuando se lleva a cabo en un reactor separado mediante la calcinación de CaCO<sub>3</sub>. Una gama de sistemas pueden ser desarrollados bajo este esquema general de reacción, dependiendo de la tecnología adoptada para la gasificación, la carbonatación-calcinación, vía de uso de hidrógeno y la opción de almacenamiento de CO<sub>2</sub>. El primero de estos conceptos se propuso en el Laboratorio Nacional de Los Álamos (EUA) y actualmente está en fase de desarrollo como el Proceso Cero Emisiones con Carbón Alianza (ZECA, por sus siglas en inglés). El sistema completo incluye (Lackner et al., 2001) un reactor de gasificación de Hidrógeno, celdas de combustible óxido sólido y una tecnología para la carbonatación de minerales. Sin embargo, la celda de combustible requerirá más desarrollo y la carbonatación mineral esta sólo en la etapa de investigación de laboratorio.

El proceso de HyPrRing (Lin et al., 2002) está siendo desarrollado por el Centro para la Utilización de Carbón de Japón. Se integra la gasificación, el reformado y captura in situ de CO<sub>2</sub> en un sólo reactor, a presiones superiores a 12 MPa (1740 lb/pg<sup>2</sup>) y temperaturas por encima de 650 °C. También hay proyectos en marcha, desarrollando sistemas de precombustión usando captura de CO<sub>2</sub> con CaO; en Noruega se utiliza gas natural y en Alemania carbón marrón (Bandi et al., 2002). Por último, General Electric (Rizeq et al., 2002) está desarrollando un innovador sistema que implica la captura de CO<sub>2</sub> en el reactor de gasificación, por una alta temperatura del adsorbente y con la calcinación en un reactor por separado; por la quema de parte del combustible con un portador de oxígeno.

Todos estos sistemas están en una fase temprana de desarrollo. Simulaciones detalladas de procesos muestran que las eficiencias son potencialmente altas porque la mayoría de la energía

empleada para la regeneración del adsorbente es efectivamente transferida al H<sub>2</sub> generado en la reacción (5). Los sistemas están destinados a una muy gran escala de generación de electricidad y/o H<sub>2</sub> y la producción de cemento (del adsorbente desactivado, CaO). Sin embargo, persisten muchas incertidumbres en cuanto al funcionamiento de las unidades individuales y su integración práctica. El reto principal puede ser la regeneración del adsorbente a temperaturas muy altas (> 900 °C), para producir una corriente de CO<sub>2</sub> puro. Otro reto es, las condiciones de funcionamiento para lograr la conversión suficiente hacia el hidrógeno, sin el uso de un catalizador de la reacción inversa.

#### ***5.4 Tecnologías habilitadas***

El rendimiento y el costo de un sistema de captura por precombustión están vinculados a la disponibilidad de las tecnologías que permiten que completen el sistema. En esta sección se considera la disponibilidad de sistemas industriales, para producir calor de combustibles de-carbonizados y turbinas de gas y celdas de combustible para producir energía.

##### *5.4.1 El uso de combustible de-carbonizado en sistemas industriales*

El uso del Hidrógeno como un combustible para calentadores convencionales y calderas, se considera probado y de hecho se practica en determinados sitios industriales. Hay una gran reserva de capital, equipo de este tipo y así el uso del Hidrógeno como combustible podría considerarse una opción tecnológica valiosa en un mundo limitado de carbón. Un estudio (IEA GHG, 2000c) ha examinado el costo de la conversión de una refinería existente para el uso de combustible de Hidrógeno.

##### *5.4.2 El uso de de-combustible carbonizado en los sistemas de turbina de gas*

Existe gran experiencia comercial con gases combustibles ricos en Hidrógeno que se usan en turbinas de gas. Por ejemplo, General Electric informa de más de 450,000 horas de experiencia de funcionamiento con gas combustible de alto contenido de Hidrógeno (52-95% en volumen) en turbinas de gas (Shilling y Jones, 2003). Desafortunadamente, la mayoría de esa experiencia es para "gas de refinería", donde el metano es el otro componente principal del gas combustible y se utiliza en turbinas de gas con más bajas temperaturas de quemado, ni el estado del arte sobre



turbinas de gas a más de 1300 °C, normalmente considerados para grandes centrales eléctricas de de-carbonización.

Norsk Hydro y General Electric han colaborado para llevar a cabo la prueba de un sistema de combustión a gran escala, para turbinas de gas modernas quemando gas rico en Hidrógeno, con temperaturas de combustión de salida por encima de 1400 °C (Todd y Battista, 2001). Los resultados mostraron buenas condiciones de combustión con baja emisión de NO<sub>x</sub> y aceptables temperaturas de metal caliente para las mezclas de 54-77% en volumen de Hidrógeno con mayoría de gas Nitrógeno. La dilución del Hidrógeno con Nitrógeno o vapor, reduce las emisiones de NO<sub>x</sub>.

Para la captura CO<sub>2</sub> por precombustión de gas natural, se prefiere la gasificación con aire soplado o reformado auto-térmico (IEA GHG, 2000b; Wilkinson y Clarke, 2002). El nitrógeno para la dilución del hidrógeno que se requiere en las turbinas de gas modernas, viene de la gasificación del aire. El aire a alta presión normalmente se extrae de la turbina de gas para alimentar al gasificador de aire soplado, o reformador auto-térmico para reducir costos y evitar un compresor de aire. El equilibrio entre la cantidad de aire retirado de la turbina de gas y la cantidad abastecida de un compresor de aire, está determinado por las características particulares de la turbina de gas utilizada. Algunas turbinas de gas pueden aceptar una mayor proporción de expansión para el flujo del compresor, permitiendo un mayor volumen de gas diluido o menor flujo de aire y darle mayor potencia de salida.

Para la captura de CO<sub>2</sub> por precombustión de carbón, se prefiere la gasificación con soplado de oxígeno (IEA GHG, 2003). El nitrógeno para la dilución del hidrógeno, que se requiere en las turbinas de gas modernas, proviene de la unidad criogénica de separación de aire (utilizada para fabricar el oxígeno). El nitrógeno se añade al hidrógeno después de la gasificación, de la conversión de CO y de la captura de CO<sub>2</sub>, para reducir el tamaño de los equipos y el costo. El aire a alta presión normalmente se extrae de la turbina de gas para suministrar una mayor presión criogénica de la normal en la unidad de separación; para reducir los costos de aire adicional, oxígeno y energía para la compresión de nitrógeno. En la siguiente sección se describe un esquema alternativo de IGCC que incorpora membranas de transporte de iones, de reciente aparición, para la producción de oxígeno.

### 5.4.3 Producción de gas de síntesis con membranas de oxígeno

El oxígeno necesario para procesos de IGCC con carbón, se puede generar en un sistema de membranas de transporte de oxígeno mediante un calentamiento, corriente de aire de alta presión producida por el calentamiento del aire de descarga del compresor de una turbina de gas (Allam, et al., 2002), por lo general a 1.6 MPa (232 lb/pg<sup>2</sup>) o 420 °C, a la temperatura exacta de la entrada de oxígeno del módulo de la membrana de transporte que está por encima de 700 °C. El oxígeno, que penetra hacia el lado de baja presión pasa a través de una sección de recuperación de calor y se comprime a la presión final de uso. El aire escaso de O<sub>2</sub> sale del módulo de membrana de transporte para luego entrar en la cámara de combustión de la turbina de gas, que se utiliza para quemar combustible antes de entrar al expansor de la turbina de gas a la temperatura requerida. Hay que tener en cuenta que debido a la necesidad de tener un exceso de aire en una turbina de gas para limitar la temperatura de entrada de la turbina, la eliminación de un mol de oxígeno puede ser compensada por la inyección de vapor de una capacidad calorífica equivalente, para mantener la producción de energía de la turbina de gas. Se han llevado a cabo estudios (Armstrong et al., 2002) para comparar la membrana de transporte de oxígeno y la producción de oxígeno criogénico en una central eléctrica con IGCC utilizando carbón como combustible. El costo proyectado de la planta de oxígeno se redujo en un 35% y el consumo de energía en un 37%. Una eficiencia LHV de 41.8% sin captura de CO<sub>2</sub> y compresión, se informó para este ciclo, en comparación con el 40.9% cuando se utiliza una planta convencional de oxígeno criogénico.

Para el reformado auto-térmico o la oxidación parcial del gas natural, si el lado permeable de la membrana de transporte de oxígeno está expuesto a un gas natural, además de una corriente de vapor de agua corriente, en presencia de un catalizador reformador, el oxígeno reaccionará cuando sale de la membrana en una reacción exotérmica (Dyer et al., 2001; Carolan et al., 2001), la cual proporcionará calor para la reacción endotérmica de reformado de vapor/gas natural. La presión parcial del oxígeno a estas condiciones altamente reductoras y de alta temperatura, es muy baja; permitiendo que el aire caliente se acerque a la presión atmosférica para ser utilizado en el lado de alimentación de la membrana, mientras que se produce una mezcla H<sub>2</sub> + CO a alta presión desde el lado permeable. Este sistema puede ser utilizado para producir H<sub>2</sub> seguido de una reacción inversa de CO y eliminación de CO<sub>2</sub>.

#### 5.4.4 Circuito químico de gasificación/reformado

El concepto de circuito químico descrito en el subtema 4.6 (Capítulo 4) se está considerando para el reformado de un combustible para producir  $H_2$  y CO (Zafar et al., 2005). Cuando la cantidad de oxígeno traída por el óxido de metal en el reactor de reducción es inferior a las necesidades estequiométricas, la reacción química con el combustible produce  $H_2$  y CO. Los productos de reacción pueden ser posteriormente convertidos con vapor, para producir  $CO_2$  y más  $H_2$ .

#### 5.4.5 Uso de combustible de-carbonizado en celdas de combustible

Las celdas de combustible ofrecen la posibilidad de producir, muy eficientemente, energía desde que el proceso de conversión no es controlado por las restricciones de calor para trabajar en el ciclo de Carnot (Blomen y Mugerwa, 1993). En general las celdas de combustible incluyen la oxidación electroquímica de combustibles gaseosos directamente en electricidad, evitando la mezcla de aire y los flujos de combustible y por lo tanto la dilución con nitrógeno y exceso de oxígeno de los productos oxidados (Campanari, 2002). Como resultado, la corriente de salida del ánodo de una celda de combustible ya tiene un contenido de  $CO_2$  muy elevado, que simplifica el subsistema de captura de  $CO_2$ . El combustible es normalmente gas natural, aunque algunos conceptos también se pueden incorporar en los sistemas de gasificación de carbón. Los conceptos de sistemas se pueden clasificar en dos grupos principales (Goettlicher, 1999):

- Sistemas de pre-captura de  $CO_2$  de la celda de combustible;
- Sistemas de post-captura de  $CO_2$  de la celda de combustible.

Antes de los sistemas de pre-captura de  $CO_2$  de la celda de combustible (ver Figura 5.5a) el combustible se transforma primero en hidrógeno utilizando el reformado con vapor o gasificación de carbón, seguido por la conversión de agua a gas. Este sistema ha sido propuesto por primera vez tanto para celdas de baja temperatura como para de alta temperatura.

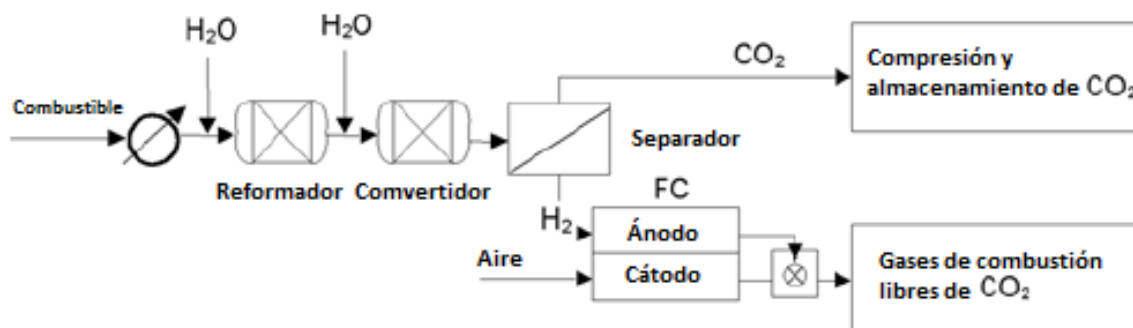


Figura 5.5a Sistema de celdas de combustible con pre-captura de CO<sub>2</sub> de la celda. Primero, el carbono contenido en el combustible es completamente convertido en una mezcla de hidrógeno y CO<sub>2</sub>. Después, el hidrógeno y el CO<sub>2</sub> se separan y el combustible rico en H<sub>2</sub> se oxida en la celda de combustible para producir electricidad. La corriente de CO<sub>2</sub> se seca y se comprime para el transporte y almacenamiento. (IPCC SRCCS, 2005)

El sistema de post-captura de CO<sub>2</sub> de la celda de combustible (véase la Figura 5.5b) se propone para los sistemas de celdas de combustible de alta temperatura (Dijkstra y Jansen, 2003). Estos sistemas hacen uso de las capacidades internas de reformado interno de las celdas de combustible de alta temperatura dando como resultado un ánodo con descarga de gas que tiene un alto contenido de CO<sub>2</sub>, pero también contiene H<sub>2</sub>O y CO sin convertir y H<sub>2</sub>. El agua se puede quitar fácilmente mediante técnicas convencionales (refrigeración, knock-out, secado adicional). La oxidación del H<sub>2</sub> y CO del (SOFC, celdas de combustible de óxido sólido) ánodo con aire resultará en una dilución demasiado elevada de la corriente de nitrógeno.

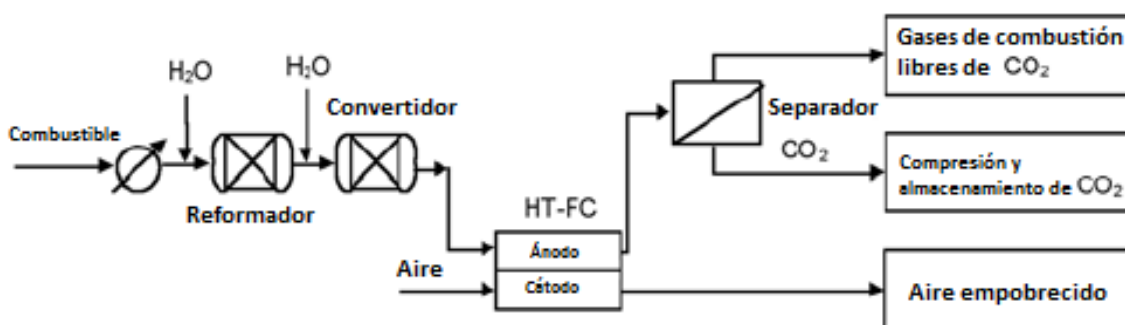


Figura 5.5b Sistema de celdas de combustible con post-captura de CO<sub>2</sub> de la celda de combustible. El carbono contenido en el combustible se convierte primero en un gas de síntesis. El gas de síntesis se oxida en la celda de combustible para producir electricidad. A la salida de la celda de combustible, el CO<sub>2</sub> es separado de los gases de combustión, secado y comprimido para transporte y almacenamiento. (IPCC SRCCS, 2005)

Haines (1999) opta por utilizar un reactor de membrana de transporte de oxígeno, colocada después de la SOFC. El ánodo de descarga de gas se alimenta a un lado de la membrana, el cátodo de descarga de gas se alimenta del otro lado de la membrana. La membrana es selectiva al oxígeno, el cual penetra del cátodo al ánodo de descarga de gas. El H<sub>2</sub> y CO se oxidan en la unidad de la membrana. Lo retenido en la unidad de membrana está compuesto de CO<sub>2</sub> y agua. Por último, se ha propuesto un concepto utilizando un reactor inverso de membrana agua a gas (Jansen y Dijkstra, 2003).

### ***5.5 Situación y perspectivas***

En este capítulo se examinó una amplia variedad de procesos de conversión de combustible y las rutas de conversión de combustible, que comparten un objetivo común: producir un flujo de combustible más limpio, de la conversión de un combustible carbonoso en uno que contiene poco, o nada del carbono contenido en el combustible original. Este enfoque implica necesariamente la separación de CO<sub>2</sub> en algún momento en el proceso de conversión. El combustible rico en H<sub>2</sub> resultante puede ser suministrado a un proceso que consume hidrógeno, oxidado en una celda de combustible, o quemado en la cámara de combustión de una turbina de gas para producir electricidad. En los sistemas que funcionan a alta presión, las eficiencias de conversión de energía tienden a ser mayores cuando se comparan con sistemas equivalentes de funcionamiento, a bajas presiones siguiendo la ruta de combustión; pero estas mejoras en las eficiencias se obtienen a menudo a expensas de una mayor complejidad e inversión de capital en plantas de proceso.

En principio, la totalidad de los sistemas de combustión son sustancialmente similares en sus rutas de conversión, permitiendo las diferencias que surgen en el método inicial empleado para la producción de gas de síntesis a partir de combustibles gaseosos, líquidos o sólidos y de la consiguiente necesidad de eliminar las impurezas que se originan en la alimentación de combustible a la planta. Una vez producido, el gas de síntesis se limpia y se hace reaccionar con vapor para producir más de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>. La separación de estos dos gases se puede lograr con conocidos, métodos comerciales de absorción/desorción, produciendo un flujo de CO<sub>2</sub> adecuado para el almacenamiento. Además, en todo el mundo se dirigen intensa investigación y desarrollo encaminados hacia el desarrollo de nuevos sistemas que combinan la separación de CO<sub>2</sub> con algunos de los pasos de reacción, como el reformado con vapor de gas natural o etapas de

reacciones de conversión agua gas, pero todavía no está claro si estos nuevos conceptos entregarán un costo menor de captura de CO<sub>2</sub>.

En los sistemas de energía, la captura de CO<sub>2</sub> por precombustión en ciclos combinados de gas natural no ha sido demostrada. Sin embargo, los estudios muestran que, basándose en el actual estado del arte de las turbinas de gas de ciclos combinados, la captura de CO<sub>2</sub> por precombustión reducirá la eficiencia de un 56% a 48% LHV (IEA, 2000b). En los ciclos combinados de gas natural, el área más importante para la mejora de la eficiencia es la turbina de gas y se espera que en 2020, el rendimiento de un ciclo combinado de gas natural pueda ser tan alta como 65% LHV (IEA GHG, 2000d). Para tales sistemas, la eficiencia con captura de CO<sub>2</sub> sería igual al actual estado del arte de la eficiencia de las plantas sin la captura de CO<sub>2</sub>, es decir, el 56% LHV.

Los ciclos combinados de gasificación integrada (IGCC) están en gran escala, ejemplos comerciales inmediatos de sistemas de energía, que pueden ser implementados con residuos de aceite pesado y los combustibles sólidos como el carbón y coque de petróleo. Se esperan futuras mejoras para la tecnología embrionaria IGCC de quemado de carbón con la mayor unidad nominal de 331 MW. Un estudio reciente describe las mejoras potencialmente realizables para carbones bituminosos en 2020 que podrían reducir pérdidas de energía y costo de electricidad, para la captura de CO<sub>2</sub>, al 13% en comparación con una planta de la misma base pero sin captura. Para tales sistemas, la eficiencia de generación con captura sería igual a la mejor eficiencia realizable hoy en día sin captura de CO<sub>2</sub> (es decir, el 43% LHV; IEA GHG, 2003). En particular, todas las innovaciones consideradas, con excepción de la tecnología de membranas de transporte de iones para la separación de aire (que está motivado por muchos de los conductores de mercado que no sean las necesidades de IGCC) envuelven tecnologías "no avanzadas", con una modesta mejora continua en los componentes que ya se han establecido comercialmente - las mejoras que pudieran surgir como consecuencia natural del crecimiento de la experiencia comercial con las tecnologías IGCC.

Todos los tipos de celdas de combustible se encuentran actualmente en fase de desarrollo. La primera demostración de los sistemas se está probando actualmente, con unidades más grandes que en la escala de 1 MW. Sin embargo, tomará al menos de otros 5 a 10 años antes de que estas unidades estén disponibles comercialmente. A más largo plazo, estos sistemas de celdas de combustible de alta eficiencia se esperan lleguen a ser competitivas para la generación de

energía. La integración de la captura de CO<sub>2</sub> en estos sistemas es relativamente simple y por lo tanto los sistemas de celdas de combustible de generación de energía ofrecen la perspectiva de la reducción de las pérdidas en términos de eficiencia y costos de captura de CO<sub>2</sub>. Por ejemplo, para sistemas de celdas de combustible de alta temperatura sin captura de CO<sub>2</sub>, las eficiencias que superan el 67% son calculadas con una reducción de eficiencia anticipada del 7%, cuando la captura de CO<sub>2</sub> está integrada en el sistema (Jansen y Dijkstra, 2003). Sin embargo, los sistemas de celdas de combustible son demasiado pequeños para llegar a un nivel razonable de costos de transporte de CO<sub>2</sub> (IEA GHG, 2002a), pero en grupos de un total de capacidad de 100MW, el costo de transporte del CO<sub>2</sub> se reduce a un nivel más aceptable.

La mayoría de los estudios coinciden en que los sistemas de precombustión pueden ser más adecuados para la aplicación de captura de CO<sub>2</sub> en un menor costo incremental en comparación con el mismo tipo de tecnología base, sin captura; pero con un conductor clave que afecta a la aplicación que son el costo total del carbono las emisiones gratuitas de productos, o servicios prestados. Los sistemas de precombustión también tienen una gran importancia estratégica, ya que su capacidad de entregar, a gran escala y las altas eficiencias térmicas, una combinación adecuada de electricidad, hidrógeno y combustibles de bajo contenido de carbono o de materias primas químicas en mundo cada vez más limitado de carbono.

# Capítulo 6

## Costos de la captura de CO<sub>2</sub>

Este capítulo tratará la cuestión crítica de los costos de captura de CO<sub>2</sub>. Empezamos con un resumen de los diversos factores que afectan los costos y la capacidad de comparar las estimaciones publicadas sobre una base consistente. También se presentan y discuten diferentes medidas de los costos de captura de CO<sub>2</sub>. Después de esto, se examina la literatura sobre los costos de captura de CO<sub>2</sub> de las tecnologías actuales, junto con las perspectivas de los gastos futuros en las próximas décadas.

### 6.1 Factores que afectan los costos de captura de CO<sub>2</sub>

Las estimaciones publicadas de los costos de captura de CO<sub>2</sub> varían mucho, principalmente como resultado de los diferentes suposiciones en cuanto a factores técnicos relacionados con la planta de diseño y operación (por ejemplo, tamaño de la planta, eficiencia neta, propiedades del combustible y factor de carga), así como los principales factores económicos y financieros, como el costo del combustible, las tasas de interés y la vida útil de la planta. Una serie de trabajos recientes han abordado esta cuestión y se determinaron las principales fuentes de las diferencias de costos y la variabilidad (Herzog, 1999; Simbeck, 1999, Rubin y Rao, 2003). Este subtema se basa en gran medida de Rubin y Rao (2003) para destacar los principales factores que afectan el costo de la captura de CO<sub>2</sub>.

#### 6.1.1 Definiendo la tecnología de interés

Los costos variarán de acuerdo con la elección de la tecnología de captura de CO<sub>2</sub> y la elección del sistema de energía o del proceso industrial que genera las emisiones de CO<sub>2</sub>. En los estudios de ingeniería económica de una sola planta o tecnología de captura de CO<sub>2</sub>, tales definiciones son por lo general claras. Sin embargo, donde los sistemas más grandes se están analizando, como en estudios regionales, nacionales o mundiales de las opciones de mitigación de



CO<sub>2</sub>; las tecnologías específicas adoptadas para la producción de CO<sub>2</sub> y la captura pueden ser poco claras o no especificadas. En tales casos, el contexto de los resultados de los costos reportado también puede ser poco claro.

### 6.1.2 La definición del límite del sistema

Cualquier evaluación económica debe definir claramente el "sistema", cuyas emisiones de CO<sub>2</sub> y el costo se están caracterizando. La suposición más común en los estudios de captura de CO<sub>2</sub> es un mecanismo único (muy a menudo una planta de energía) que captura de CO<sub>2</sub> y lo transporta a un área de almacenamiento fuera de sitio como una formación geológica. Las emisiones de CO<sub>2</sub> en cuenta son las liberadas de la instalación antes y después de la captura. Los costos pueden o no incluir el transporte de CO<sub>2</sub> y los costos de almacenamiento. El límite del sistema de interés en esta sección del informe sólo incluye la planta de energía u otro proceso de interés, y no incluye sistemas de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. La compresión de CO<sub>2</sub>, sin embargo, se supone que se produce dentro del ámbito del servicio y por lo tanto el costo de la compresión está incluido en el costo de la captura.

En algunos estudios, la frontera del sistema incluye las emisiones de CO<sub>2</sub> y otros gases de efecto invernadero como el metano (expresadas en equivalentes de CO<sub>2</sub>) durante el ciclo completo del combustible; que abarca no sólo la planta de energía o la instalación en cuestión, sino también a las emisiones "corriente arriba" de los procesos de extracción, refinación y transporte de combustible utilizado en la instalación, además de las emisiones "corriente abajo" por el uso o almacenamiento del CO<sub>2</sub> capturado. Sin embargo; las fronteras más grandes del sistema pueden incluir todas las plantas de energía en el sistema de una empresa de servicios, todas las instalaciones de una red regional o nacional, o una economía nacional en donde las emisiones de las plantas de energía y las industriales no son sino un elemento del sistema global de energía que está siendo modelado. En cada uno de estos casos es posible obtener un costo de mitigación de CO<sub>2</sub>, pero los resultados no son directamente comparables, puesto que reflejan los límites del sistema y consideraciones diferentes.

### 6.1.3 Definir el marco de tiempo y madurez de la tecnología

Otro factor que a menudo es poco claro en la evaluación económica de la captura de CO<sub>2</sub>, es el la suposición de tiempo y/o el nivel de madurez de la tecnología en estudio. ¿La estimación

de costos se aplica a las instalaciones que se construyen hoy en día, o en algún momento futuro? Esto es especialmente problemático en los estudios de las tecnologías "avanzadas" que están todavía en desarrollo y actualmente no son comerciales. En la mayoría de los casos, los estudios de las tecnologías avanzadas suponen que los costos se aplican a una "planta n-sima" que se construirá en el futuro cuando la tecnología esté madura. Estas estimaciones reflejan los beneficios esperados de la formación tecnológica, pero que pueden o no explicar adecuadamente el aumento de los costos que ocurren típicamente en las primeras etapas de la comercialización. La elección del marco del tiempo de la tecnología y la tasa supuesta de mejora en los costos y por lo tanto puede hacer una gran diferencia en las estimaciones de costos de captura de CO<sub>2</sub>.

#### *6.1.4 Diferentes medidas de costos e hipótesis*

La literatura revela una serie de medidas diferentes para caracterizar los costos de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, incluyendo el costo de capital, costo de la electricidad, el costo de CO<sub>2</sub> evitado y otros. Debido a que algunas de estas medidas se presentan en las mismas unidades (por ejemplo, dólares EUA por tonelada de CO<sub>2</sub>) hay un gran potencial para el malentendido. Además, para cualquier medida de costo dado, diferentes hipótesis acerca de la técnica, parámetros económicos y financieros utilizados en los cálculos de gastos también pueden dar lugar a grandes diferencias en los costos de captura reportados.

#### **6.2 Las medidas de los costos de captura de CO<sub>2</sub>**

Se definen cuatro medidas comunes de los costos de captura de CO<sub>2</sub> en: costo de capital, el costo incremental del producto (por ejemplo, el costo de la electricidad), el costo del CO<sub>2</sub> sustraído y el costo del CO<sub>2</sub> capturado o eliminado. Cada una de estas medidas ofrece una perspectiva diferente sobre el costo de captura de CO<sub>2</sub> de una determinada tecnología o un sistema de interés. Sin embargo, todos ellos, representan un "punto de vista de ingeniería económica" que muestra el costo añadido por la captura de CO<sub>2</sub> en una aplicación particular. Estas medidas son necesarias para abordar cuestiones más amplias como las opciones o estrategias a seguir.

### 6.2.1 Costo de Capital

El costo de capital (también conocido como costo de inversión o primer costo) es ampliamente usado, aunque incompleto, métrica de los costos de una tecnología. A menudo se informa sobre una base normalizada (por ejemplo, el costo por kW). Para los sistemas de captura de CO<sub>2</sub>, el costo de capital es generalmente supuesto para representar el gasto total necesario para diseñar, adquirir e instalar el sistema de interés. También puede incluir los costos adicionales de otros componentes de la planta no necesarios en la falta de un dispositivo de captura de CO<sub>2</sub>, tales como los costos de un sistema de purificación de gas, corriente arriba, para proteger el dispositivo de captura. Estos costos surgen a menudo en instalaciones complejas, como una planta de energía. Así, el incremento del costo total de captura de CO<sub>2</sub> para un diseño de planta dada es mejor determinado como la diferencia en el costo total entre las plantas con y sin captura de CO<sub>2</sub>, produciendo las mismas cantidades de productos útiles (primarios), tales como la electricidad.

Diferentes organizaciones utilizan diferentes sistemas de cuentas para especificar los elementos de una estimación de los costos de capital. Para las plantas de energía eléctrica, un procedimiento ampliamente utilizado es el definido por el Electric Power Research Institute (EPRI, 1993). Sin embargo, porque no hay una nomenclatura universalmente empleada o sistema de cuentas, los costos de capital reportados por las distintas organizaciones o autores no siempre son los mismos. Los términos empleados para comunicar los costos de capital puede disimular esas diferencias y dar lugar a malentendidos sobre lo que está y no incluido. Por ejemplo, los estudios de costos de la planta de energía a menudo informan un valor de costo de capital que no incluye el costo de intereses durante la construcción o de otros costos llamados "propietarios de los costos" que suelen añadir al menos un 10-20% (a veces mucho más) a la "exigencia de capital total" de un sistema. Sólo si se hace un desglose de los gastos de infraestructura se pueden descubrir tales omisiones. Los estudios de una estimación de costos que no se presentan al año introducen una mayor incertidumbre que puede afectar a las comparaciones de costos.

### 6.2.2 Costo incremental del producto

El efecto de la captura de CO<sub>2</sub> sobre el costo de la electricidad (u otro producto) es una de las medidas más importantes de impacto económico. Las centrales eléctricas, una fuente importante de emisiones de CO<sub>2</sub>, son de particularmente de interés en este aspecto. El costo de electricidad (COE) para una planta de energía puede calcularse como:

$$COE = \frac{(FCR)(FCF) + FOM}{8760(CF)(kW)} + VOM + (HR)(FC) \dots (1)$$

en donde, COE = Costo normalizado de la electricidad (en US\$/kW), TCR = exigencia de capital total (US\$), FCF = factor de carga fija (fracción/año), FOM = costos fijos de operación (US\$/año), VOM = costos variables de operación (US\$/kWh), HR = tasa neta de calor de la planta (kJ/kWh), FC = costo del combustible (US\$/kJ), CF = factor de capacidad (fracción), 8760 = el total de horas en un año típico y kW = potencia neta de la planta (kW). En este capítulo, los costos en la ecuación (1) sólo incluyen la planta de energía y las tecnologías de captura y no los costos adicionales de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub> que se requieren para un sistema CCS<sup>1</sup> completo. El COE incremental es la diferencia en el costo de la electricidad, con y sin captura de CO<sub>2</sub>. Una vez más, en los valores que aquí se presentan, excluyen los costos de transporte y de almacenamiento.

La ecuación (1) muestra que muchos factores afectan a este costo adicional. Por ejemplo, así como el costo de capital total incluye muchos elementos diferentes, también lo hacen los costos fijos y variables asociados con la operación de la planta y mantenimiento (O&M). Del mismo modo, el factor de carga fija (FCF, también conocido como el factor de recuperación de capital) se basa en hipótesis sobre la vida de la planta y la tasa interés efectivo (o tasa de descuento) utilizado para amortizar los gastos de capital. Suposiciones acerca de cualquiera de los factores en la ecuación (1) pueden tener un efecto pronunciado sobre los resultados de costo total. Estos factores tampoco son independientes uno del otro. Por ejemplo, la transferencia de calor diseñada de una nueva planta de energía puede afectar a la exigencia de capital total, donde las plantas de alta eficiencia por lo general son más costosas que los diseños son menor eficiencia.

Por último, debido a que varios de los valores de los parámetros de la ecuación (1) pueden cambiar durante la vida operacional de una instalación (como el factor de capacidad, el costo de combustible, o costos variables de operación), el valor de COE también puede variar de año en año. Para incluir estos efectos, una evaluación económica calculará el valor presente neto (VPN) de los gastos descontados basada en un calendario de las variaciones de costos año a año, en lugar de la simple formulación de la ecuación (1). Sin embargo, la mayoría de los estudios de ingeniería económica usan la ecuación (1) para calcular un valor único 'normalizado' del COE sobre la

<sup>1</sup> CCS, captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> por sus siglas en inglés.

supuesta vida de la planta. El COE normalizado es el costo de la electricidad, que, si se mantiene durante la vida útil de la planta, produciría el mismo VPN que una corriente supuesta de los costos variables año a año. Sin embargo, en la mayoría de los estudios económicos de captura de CO<sub>2</sub>, todos los valores de los parámetros de la ecuación (1) se mantienen constantes, lo que refleja (ya sea implícita o explícitamente) un COE nivelado durante la vida útil de la planta.

### 6.2.3 Costo de CO<sub>2</sub> sustraído

Una de las medidas más utilizadas para el costo de la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, es el “costo de CO<sub>2</sub> sustraído”. Este valor refleja el costo promedio de la reducción de emisiones atmosféricas de CO<sub>2</sub> en masa por unidad, mientras que proporciona la misma cantidad de producto útil como una "central de referencia" sin CCS. Para una planta de energía eléctrica el costo de evasión puede ser definido como:

$$\text{Costo de CO}_2 \text{ sustraído (US\$/tCO}_2\text{)} = \frac{COE_{\text{captura}} - COE_{\text{ref}}}{(CO_2kW^{-1})_{\text{ref}} - (CO_2kW^{-1})_{\text{captura}}} \dots (2)$$

Donde, COE = Costo normalizado de electricidad (US\$ kW<sup>-1</sup>) dado por la ecuación (1) y CO<sub>2</sub> kW<sup>-1</sup> = tasa de emisión de CO<sub>2</sub> en masa (en toneladas) por kWh generado, basado en la capacidad neta de la planta para cada caso. Los subíndices ‘captura’ y ‘ref’ se refieren a la planta con y sin captura de CO<sub>2</sub>, respectivamente. Hay que tener en cuenta que; si bien esta ecuación es comúnmente utilizada para reportar un costo de CO<sub>2</sub> sustraído, para la parte de la captura de un sistema completo de CCS, estrictamente hablando, sólo debe aplicarse a un sistema completo de CCS, incluyendo el transporte y almacenamiento (ya que todos los elementos son necesarios para evitar las emisiones a la atmósfera).

La elección de la planta de referencia sin captura de CO<sub>2</sub> desempeña un papel clave en la determinación del costo de sustracción de CO<sub>2</sub>. Aquí, la central de referencia se supone que es una planta del mismo tipo y diseño como la planta con captura de CO<sub>2</sub>. Esto proporciona una base coherente para la presentación de informes del costo incremental de la captura de CO<sub>2</sub> para un determinado tipo de instalaciones.

Utilizando la ecuación (2), con un costo de CO<sub>2</sub> sustraído se puede calcular para cualquiera de los dos tipos de plantas, o cualquiera de los dos agregados de las plantas. Así pues, se debe tener especial cuidado para asegurar que la base de un costo de CO<sub>2</sub> sustraído sea claramente

entendida o transmitida. Por ejemplo, a veces el costo de la sustracción se toma como una medida del costo para la sociedad reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. En ese caso, el costo por tonelada de CO<sub>2</sub> sustraído refleja el costo promedio de pasar de una situación (por ejemplo, la mezcla actual de los combustibles y las tecnologías de generación de energía) a una combinación diferente de tecnologías con emisiones bajas en general. Alternativamente, algunos estudios comparan las plantas individuales con y sin captura, pero asumiendo los diferentes tipos de plantas para los dos casos. Estos estudios, por ejemplo, pueden comparar una central de carbón con captura contra una central de referencia NGCC<sup>2</sup> sin captura. Estos casos reflejan una elección diferente de los límites del sistema y abordan cuestiones muy diferentes, que los que se tratan aquí. Sin embargo, los datos presentados en esta sección (comparando el mismo tipo de plantas con y sin captura) pueden ser usados para estimar el costo de CO<sub>2</sub> sustraído para dos de los sistemas de interés en una situación particular.

#### 6.2.4 Costo de CO<sub>2</sub> capturado o eliminado

Otra medida de costos frecuentemente presentada en la literatura se basa en la masa de CO<sub>2</sub> capturada (o eliminada) más que las emisiones sustraídas. Para una planta de energía eléctrica puede ser definida como:

$$\text{Costo de CO}_2 \text{ capturado (US\$/tCO}_2\text{)} = \frac{COE_{\text{captura}} - COE_{\text{ref}}}{CO_{2,\text{capturado}} \text{ kW}^{-1}} \dots (3)$$

Donde,  $CO_{2,\text{capturado}} \text{ kW}^{-1}$  = masa total de CO<sub>2</sub> capturado (en toneladas) por kWh neto para la planta con captura. Esta medida refleja la viabilidad económica de un sistema de captura de CO<sub>2</sub> con un precio de mercado del CO<sub>2</sub> (como un producto industrial). Si el CO<sub>2</sub> capturado en una planta de energía se puede vender a este precio (por ejemplo, a la industria alimentaria, o para la recuperación mejorada de petróleo), el COE para la planta de captura sería el mismo que para la central de referencia con mayores emisiones de CO<sub>2</sub>. Numéricamente, el costo de CO<sub>2</sub> capturado es inferior al costo de CO<sub>2</sub> sustraído debido a que la energía necesaria para operar los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> aumenta la cantidad de CO<sub>2</sub> emitido por unidad de producto.

<sup>2</sup> Ciclo combinado de gas natural, siglas en inglés.

### 6.2.5 La importancia de las necesidades energéticas de la CCS

Como las necesidades energéticas de la CCS es sustancialmente mayor que para otros sistemas de control de emisiones, tiene importantes implicaciones para la economía de la planta, así como para las necesidades de recursos e impacto ambiental. La pena de energía (como se llama a menudo) entra en los cálculos de costos en una de dos maneras. Más comúnmente, toda la energía necesaria para operar absorbedores, compresores, bombas y otros equipos se supone que deben facilitarse en los límites de la planta, reduciendo así la capacidad neta de la planta (kW) y salida (kWh, en el caso de una planta de energía). El resultado, como se muestra en la ecuación (1), es una unidad mayor de costo de capital (US\$ kW<sup>-1</sup>) y un mayor costo de producción de electricidad (US\$ kWh<sup>-1</sup>). Efectivamente, estos costos unitarios más altos reflejan el gasto de la construcción y operación de la capacidad adicional necesaria para operar el sistema CCS.

Alternativamente, algunos estudios - en particular para los procesos industriales como la producción de hidrógeno - suponen que parte o la totalidad de la energía necesaria para operar el sistema CCS es adquirida fuera de los límites de la planta a algún precio supuesto. Sin embargo otros estudios asumen que el nuevo equipo está instalado para generar energía auxiliar en el lugar. En estos casos, la capacidad y producción netas de la planta pueden o no cambiar y puede incluso aumentar. Sin embargo, el COE en la ecuación (1) volverá a aumentar debido a los aumentos en los costos VOM (para compra de energía) y (si procede) los costos de capital para equipo adicional. Sin embargo, la suposición de energía adquirida, no garantiza una contabilidad completa de los costos de reposición o de las emisiones de CO<sub>2</sub> asociadas con el sistema CCS. No obstante, en todos los casos, mayor será la energía necesaria para la CCS, la mayor es la diferencia entre los costes de CO<sub>2</sub> capturado y sustraído.

### 6.2.6 Otras medidas de costo

Las medidas de costos que se presentaron antes, caracterizan el costo de la adición de captura de CO<sub>2</sub> a una sola planta de un determinado tipo y perfil de funcionamiento. Un marco más amplio de modelos es necesario para abordar cuestiones relacionadas con múltiples plantas (por ejemplo, un sistema de servicios públicos, una red regional, o una nacional), o decisiones sobre qué tipo de planta será construida (y cuándo). Los modelos macroeconómicos que incluyen los costos de control de emisiones, como elementos de un marco más complejo típicamente ofrecen medidas de costos tales como el cambio en el producto interno bruto (PIB) de la

imposición de una restricción de carbono, junto con los cambios en el costo promedio de electricidad y el costo por tonelada de CO<sub>2</sub> reducida. Estas medidas suelen ser útiles para el análisis de políticas, pero reflejan muchas suposiciones adicionales sobre la estructura de una economía, así como el costo de la tecnología.

### ***6.3 Contexto de las estimaciones del costo corriente***

Recordemos que la captura de CO<sub>2</sub>, mientras se practica hoy en día en algunas aplicaciones industriales, actualmente no es una tecnología comercial utilizada en las grandes plantas de energía eléctrica, que son el foco de la mayoría de los estudios del sistema CCS. Por lo tanto, las estimaciones de costos para los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> se basan principalmente en estudios de plantas hipotéticas. Los estudios publicados también difieren significativamente en las suposiciones usadas para la estimación de costos. La ecuación (1), por ejemplo, muestra que el factor de capacidad de la planta tiene un gran impacto en el costo de generación de energía eléctrica, al igual que la vida de la planta y la tasa de descuento utilizada para calcular el factor de carga fija. El COE, a su vez, es un elemento clave de los costos de sustracción de CO<sub>2</sub>, ecuación (2). Por lo tanto, un alto factor de capacidad de la planta o una baja tarifa fija bajará el costo de la captura de CO<sub>2</sub> por kWh. La elección de otros parámetros importantes, como el tamaño de la planta, la eficiencia, tipo de combustible y la tasa de eliminación de CO<sub>2</sub> afectará de manera similar el costo de captura de CO<sub>2</sub>. Menos evidentes, pero a menudo igualmente importantes, son las suposiciones sobre parámetros tales como “factores de costos de contingencia” incluidos en las estimaciones de costo de capital para dar cuenta de los gastos no especificados previstos para las tecnologías en una fase temprana de desarrollo, o para los sistemas comerciales que aún no se ha demostrado para la aplicación, la ubicación o escala de planta en estudio.

Debido a la variabilidad de las suposiciones empleadas en los diferentes estudios de captura de CO<sub>2</sub>, una comparación sistemática de los resultados de costos no es tarea fácil (o posible en la mayoría de los casos). Por otra parte, no hay un conjunto universalmente “correcto” de suposiciones que se apliquen a todos los parámetros que afectan los costos de captura de CO<sub>2</sub>. Por ejemplo, la calidad y el costo del gas natural o el carbón entregado a las centrales eléctricas en Europa y los Estados Unidos pueden diferir considerablemente. Del mismo modo, el costo de capital para una empresa de servicios de propiedad municipal o gubernamental puede ser significativamente inferior a la de una de propiedad privada en un mercado competitivo. Estos y



otros factores conllevan a diferencias reales en los costos de captura de CO<sub>2</sub> de una determinada tecnología o sistema de generación de energía. De este modo, se busca aclarar en este informe las suposiciones clave empleadas en los diferentes estudios de los sistemas y tecnologías similares y su impacto resultante en el costo de la captura de CO<sub>2</sub>. También se destacan, los análisis que comparan los costos de los sistemas alternativos de forma consistente internamente (dentro de un estudio en particular). Tampoco todos los estudios igualmente son creíbles, teniendo en cuenta su época, las fuentes de datos, el nivel de detalle y el grado de revisión por pares. Así, el enfoque adoptado aquí es confiar lo más posible en la literatura revisada reciente por expertos, junto con otros estudios públicamente disponibles mediante la participación intensa, en el campo de la captura de CO<sub>2</sub>, de organizaciones gubernamentales y privadas.

#### ***6.4 Descripción de las tecnologías y sistemas evaluados***

Los estudios económicos de captura de CO<sub>2</sub> se han centrado principalmente en la generación de energía eléctrica, una fuente importante de emisiones de CO<sub>2</sub>. En menor medida, la captura de CO<sub>2</sub> de los procesos industriales, también ha sido objeto de evaluaciones económicas, especialmente procesos de producción de hidrógeno, a menudo en combinación con otros productos.

Los siguientes apartados se analizan y resumen las últimas estimaciones de los costos de captura de CO<sub>2</sub> de los sistemas principales de interés. Los subtemas 6.5 a 6.8 se enfocan primero en el costo de las tecnologías actuales de captura de CO<sub>2</sub>, mientras que los subtemas 6.10 a 6.12 continúan con una discusión acerca de las tecnologías mejoradas o "avanzadas" que prometen costos más bajos en el futuro. En todos los casos, los límites del sistema se definen como un mecanismo único en el que el CO<sub>2</sub> es capturado y comprimido para la entrega a un sistema de transporte y almacenamiento. Para reflejar los diferentes niveles de confianza (o incertidumbre) en las estimaciones de costos para las tecnologías en diferentes etapas de desarrollo, los descriptores cualitativos mostrados en la Tabla 6.1 se aplican en un resumen publicado de estimaciones de costos. Los estudios revisados informan de los costos en dólares de EUA para los años de referencia que van desde 2000 a principios de 2004. Como los efectos de la inflación en general se han reducido durante este periodo no se han hecho ajustes en el resumen de los rangos de costos reportados.

Tabla 6.1 Niveles de confianza para las estimaciones de los costos de los sistemas y tecnología.

Nivel de confianza	Descripción
Muy alto	Tecnología madura con múltiples repeticiones comerciales para esta aplicación y escala de operación, experiencia operativa considerable y datos en una variedad de condiciones.
Alto	Desplegada comercialmente en aplicaciones similares a las del sistema en estudio, pero a menor escala y/o con experiencia operativa limitada, sin grandes problemas o cuestiones previstas en la aplicación, garantías comerciales disponibles.
Moderado	No hay ninguna aplicación comercial para el sistema y/o la escala de interés, pero la tecnología se encuentra desplegada comercialmente en otras aplicaciones, las cuestiones de ampliación, funcionamiento y fiabilidad aún no se han demostrado para esta aplicación.
Bajo	Experiencia y datos basados en plantas piloto o de prueba de concepto de escala, sin aplicaciones comerciales o demostraciones a escala mayor, importantes problemas técnicos o de costos relacionados con las cuestiones que quedan por resolver para esta aplicación.
Muy Bajo	Un nuevo concepto o proceso no se ha probado todavía, o con los datos de funcionamiento limitado a nivel laboratorio o plataforma, aún no se han demostrado problemas de operabilidad a gran escala, eficacia, fiabilidad y capacidad de fabricación.

### ***6.5 Costos de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión para plantas de energía eléctrica (tecnología actual)***

La mayor parte de la electricidad mundial se genera en la actualidad de la combustión de combustibles fósiles, especialmente carbón y (en una medida cada vez mayor) de gas natural. Por lo tanto, la capacidad de capturar y almacenar el CO<sub>2</sub> emitido por las instalaciones de ese tipo ha sido un foco importante de investigación. Esta sección de este trabajo se centra en el costo de la tecnología actualmente disponible para la captura de CO<sub>2</sub>. Debido a la relativamente baja concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión de las centrales eléctricas, los sistemas de absorción química han sido la tecnología dominante de interés para la captura por postcombustión. Sin embargo, el costo de la captura de CO<sub>2</sub> no sólo depende de la elección de la tecnología de captura, sino también - y muchas veces es más importante - de las características y el diseño de la planta de energía en conjunto. Para efectos de los informes de costos, podemos distinguir entre diseños de plantas de carbón y gas y entre las instalaciones nuevas y existentes.

### 6.5.1 Nuevas centrales de energía de carbón

La Tabla 6.2 resume las principales suposiciones y los resultados de recientes estudios de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión en nuevas centrales de energía de carbón. Tamaños de plantas con captura de CO<sub>2</sub> con rangos de aproximadamente de 300-700 MW de potencia neta. En todos los casos, la captura de CO<sub>2</sub> se realiza mediante un sistema de absorción basada en una amina, comúnmente MEA. La eficiencia de captura varían de 85-95%, el valor más común es de 90%. Los estudios emplean diferentes suposiciones acerca de otros parámetros clave como la eficiencia de la planta de energía base, las propiedades del carbón, el costo del carbón, el factor de capacidad de la planta, la presión del CO<sub>2</sub> y los parámetros financieros, tales como el factor de carga fija. Todos estos factores tienen una influencia directa sobre el costo total de la planta y el costo de la captura de CO<sub>2</sub>.

La Tabla 6.2 resume diversas medidas de los costos de captura de CO<sub>2</sub>, tanto en términos absolutos como relativos. En toda la serie completa de estudios, la captura de CO<sub>2</sub> añade 44-87% al costo de capital de la planta de referencia (US\$ kW<sup>-1</sup>) y 42-81% al costo de la electricidad (US\$ MWh<sup>-1</sup>), mientras se logran reducciones de CO<sub>2</sub> de aproximadamente del 80-90% por kWh neto producido. El costo de CO<sub>2</sub> sustraído en estos casos varía 29-51 US\$/tCO<sub>2</sub>. Los valores absolutos del costo de capital, COE y el costo incremental de la electricidad en la Tabla 6.2 reflejan los diferentes supuestos empleados en cada estudio. El resultado es un incremento del COE de 18-38 US\$ MWh<sup>-1</sup> (o 0.018-0.038 US\$ kWh<sup>-1</sup>) para la captura de CO<sub>2</sub>. El COE total de las plantas con rangos de captura de 62-87 US\$ MWh<sup>-1</sup>. En todos los casos, una parte significativa del costo total de la captura de CO<sub>2</sub> se debe a la energía necesaria para la captura de CO<sub>2</sub> y compresión. Para los estudios en la Tabla 6.2, las plantas con captura de CO<sub>2</sub> requieren 24-42% más de combustible de alimentación por MWh de producción de la planta en relación con una central de referencia similar sin captura. Aproximadamente la mitad de la energía es necesaria para la regeneración de disolventes y una tercera para la compresión de CO<sub>2</sub>.

Mientras que muchos factores contribuyen a las diferencias de costo observadas en la Tabla 6.2, los estudios sistemáticos de la influencia de diversos factores indican que las fuentes más importantes de la variabilidad en los resultados de los costos reportados son suposiciones acerca del requerimiento de energía del sistemas de captura de CO<sub>2</sub>, la eficiencia de la planta, el tipo de combustible, factor de capacidad de la planta y la tasa de tarifa fija (Rao y Rubin, 2002). En

este sentido, es útil señalar que los sistemas de captura de menor costo en la Tabla 6.2 (en términos de COE y costo de CO<sub>2</sub> sustraído) proceden de un estudio reciente (IEA GHG, 2004) que combina un diseño eficiente de una planta de energía supercrítica alimentada con carbón bituminoso, con alto uso, la más baja tasa de carga fija y diseños más eficientes de sistema de amina, recientemente anunciado por dos de los principales proveedores (aunque aún no se ha demostrado en las plantas de energía de carbón). En contraste, los valores más altos reportados de COE son menos eficientes diseños de centrales subcríticas usando carbón de bajo rango, junto con factores de menor capacidad, mayores tasas de carga fija y empleando diseños comunes de sistemas con aminas de las unidades actualmente en operación en las pequeñas centrales eléctricas.

Los recientes aumentos en los precios mundiales del carbón, si se mantienen, también afectarían a los valores del COE normalizado, reportados aquí. En base en un estudio reciente (IEA GHG, 2004), cada 1.00 US\$ GJ<sup>-1</sup> de aumento en el precio del carbón podría aumentar el COE en 8.2 US\$ MWh<sup>-1</sup> para una planta nueva de PC<sup>3</sup> sin captura y 10.1 US\$ MWh<sup>-1</sup> para una planta con captura.

Estos resultados indican que las nuevas centrales eléctricas equipadas con captura de CO<sub>2</sub> es probable que sean unidades supercríticas de alta eficiencia, que producen los costos más bajos en general. El uso de unidades supercríticas en todo el mundo (sin captura) con el uso actual a 155 GW, está aumentando rápidamente en varias regiones del mundo y, como se observa en la Tabla 6.2, la preponderancia de los estudios recientes de captura de CO<sub>2</sub>, se basan en las unidades supercríticas utilizando carbones bituminosos. Para estas plantas, la Tabla 6.2 muestra que los sistemas de captura aumentan el costo de capital de 44-74% y el COE de 42-66% (18-34 US\$ MWh<sup>-1</sup>). Los principales factores que contribuyen a estos rangos son las diferencias en tamaño de la planta, el factor de capacidad y el factor de carga fija.

### 6.5.2 Plantas existentes de carbón

En comparación con el estudio de las nuevas instalaciones, las opciones de captura de CO<sub>2</sub> de las centrales eléctricas existentes han recibido relativamente pocos estudios hasta la fecha. En la Tabla 6.3 se resumen las suposiciones y los resultados de varios estudios estimando el costo de la adaptación de un sistema de captura basado en aminas a una planta de energía existente a base

---

<sup>3</sup> Combustión de carbón pulverizado, siglas en inglés.

de carbón. Varios factores afectan significativamente la economía de las modernizaciones, especialmente la edad, menor tamaño y menores eficiencias típicas de las instalaciones existentes en relación con las nuevas construcciones. La energía necesaria para la captura de CO<sub>2</sub> también suele ser más alta, debido a la menor integración eficaz del calor para la regeneración del absorbente. Todos estos factores conducen a costos generales más elevados. Las instalaciones existentes que todavía no están equipadas con un sistema de desulfuración de gases de combustión (FGD) para el control de SO<sub>2</sub> también deben ser reforzadas o acondicionadas para la captura de alta eficiencia de azufre, además del dispositivo de captura de CO<sub>2</sub>. Para las plantas con altos niveles de NO<sub>x</sub>, un sistema de eliminación de NO<sub>2</sub> también puede ser necesario para minimizar la pérdida de disolvente de las reacciones con los gases ácidos. Por último, las dificultades de un lugar específico, como la disponibilidad de tierras, el acceso a áreas de la planta y la necesidad de conductos especiales, tienden a aumentar aún más el costo de capital de cualquier proyecto de modernización con respecto a la instalación de una nueva planta equivalente. No obstante, en los casos en que el costo de capital de la planta ya existente ha sido completa o sustancialmente amortizado, la Tabla 6.3 muestra que el COE de una planta modificada con captura (incluyendo todos los nuevos requisitos de capital) puede ser comparable a la de una nueva planta o menor, aunque el COE incremental es típicamente más alto debido a los factores mencionados anteriormente.

La Tabla 6.3 muestra además que, en niveles comparables de alrededor del 85% de reducción de CO<sub>2</sub> por kWh, el costo promedio de CO<sub>2</sub> sustraído para readaptaciones es un 35% superior a la de las nuevas plantas analizadas en la Tabla 6.2. El costo de capital incremental y el COE dependen en gran medida de las suposiciones de un sitio específico, incluyendo el grado de amortización y las opciones para el suministro de energía que necesita el proceso. Al igual que con las nuevas instalaciones, la electricidad y calor para la captura de CO<sub>2</sub> son comúnmente supuestas para ser comparables con la planta base (de referencia), dando lugar a un considerable reducción de producción de la planta (30 a 40%). Otros estudios asumen que una caldera auxiliar de gas se construye para proporcionar a la captura de CO<sub>2</sub> necesidades de vapor y (en algunos casos) de potencia adicional. Los bajos precios del gas natural pueden hacer que esta opción sea más atractiva que la reducción de la planta de producción (basándose en el COE), pero estos sistemas producen bajas reducciones de CO<sub>2</sub> (alrededor del 60%) ya que las emisiones de la combustión de gas natural no suelen ser capturadas. Por esta razón, los valores de costo sustraído, para esta opción, no son directamente comparables a aquellos con mayores reducciones de CO<sub>2</sub>.

También en la Tabla 6.3 se refleja la opción de la reconstrucción de una caldera existente, y una turbina de vapor como una unidad supercrítica para obtener mejoras en la eficiencia en relación con la captura de CO<sub>2</sub>. Un estudio reciente (Gibbins et al., 2005) sugiere que esta opción podría ser económicamente atractiva en relación con la captura de CO<sub>2</sub> pues la unidad más eficiente minimiza el costo de captura y permite una mayor potencia neta y un menor COE en comparación con un simple readaptación. El uso de una nueva unidad de captura y de menor energía intensiva, fomenta fuertemente la reducción de costos en este estudio. Otro estudio reciente concluye, igualmente, que el método más económico para la captura de CO<sub>2</sub> para una planta de energía de carbón existente planta, era combinar la captura de CO<sub>2</sub> con la repotenciación de la unidad con un sistema de vapor ultra-supercrítico (Simbeck, 2004).

### 6.5.3 Plantas de energía de gas natural

Las centrales eléctricas alimentadas por gas natural pueden incluir las calderas de gas, unidades de turbinas de gas en un ciclo simple, o ciclo combinado de gas natural (NGCC). La capacidad de operación actual en uso a nivel mundial es de 333 GW para las calderas de gas, 214 GW para turbinas de gas de ciclo simple y 339 GW para NGCC (AIE WEO, 2004). La ausencia de azufre y otras impurezas en el gas natural, reduce los costos de capital asociados a los sistemas auxiliares de limpieza de gases de combustión; necesarios en tecnología de captura de CO<sub>2</sub> con amina. Por otro lado; la menor concentración de CO<sub>2</sub> en las unidades gas, tiende a aumentar el costo por tonelada de CO<sub>2</sub> capturado o retirado en relación con las unidades de carbón.

La Tabla 6.4 resume las suposiciones y los resultados de costo de varios estudios recientes de captura de CO<sub>2</sub> en las plantas de energía de ciclo combinado de gas que varían en tamaño de aproximadamente 300-700 MW. En relación con las plantas de referencia sin captura, para lograr reducciones netas de CO<sub>2</sub> (por kWh) del orden del 83-88%, el costo de capital por kW aumenta en un 64-100%, mientras que los incrementos del COE entre 37-69%, o entre 12-24 US\$ MW<sup>-1</sup> sobre una base absoluta. El correspondiente costo de CO<sub>2</sub> retirado oscila entre 37-74 US\$/tCO<sub>2</sub>, mientras que el requerimiento de energía del sistema CCS aumenta el consumo de combustible de la planta por kWh alrededor de 11-22%.

Como se ha visto en las ecuaciones (1) a (3), las hipótesis sobre el costo del combustible de las plantas tienen una influencia particularmente importante en el COE para las centrales que queman gas porque la contribución de los costos de capital es relativamente baja en comparación

con las plantas de carbón. Los estudios en la Tabla 6.4 suponen precios estables del gas, de 2.82-4.44 US\$ GJ<sup>-1</sup> (base LHV) durante la vida útil de la planta, junto con los factores de alta capacidad (65-95%) que representa la operación de carga base. Estos supuestos dan lugar a valores relativamente bajos del COE, tanto para la central de referencia como para la planta de captura. Sin embargo, desde aproximadamente 2002, los precios del gas natural han aumentado considerablemente en muchas partes del mundo, lo que ha afectado a las perspectivas de precios futuros. Basándose en los supuestos de un estudio reciente (IEA GHG, 2004), el COE para una planta de NGCC sin captura aumentaría en 6.8 US\$ MWh<sup>-1</sup> por cada 1,00 US\$ GJ<sup>-1</sup> de aumento en el precio del gas natural (asumiendo que no hay cambio en la utilización de plantas u otros factores de producción). Una planta NGCC con CCS supondría un incremento ligeramente mayor, de 7.3 US\$ MWh<sup>-1</sup>. El precio del gas natural, y su relación con el precio de los combustibles competidores como el carbón, es un determinante importante de qué tipo de planta de energía aportará la electricidad de menor costo en el contexto de una situación particular. Sin embargo, a través de un incremento del doble en el precio de gas (3-6 US\$ GJ<sup>-1</sup>), el costo incremental de la captura de CO<sub>2</sub> cambió en sólo 2 US\$ MWh<sup>-1</sup> (US\$ 0.002 kWh<sup>-1</sup>) con todos los demás factores manteniéndose constantes.

En países como los EUA, los altos precios del gas también han resultado en bajas tasas de utilización (un promedio de 30-50%) para las plantas diseñadas originalmente para operación de carga base, pero donde las plantas de carbón de bajo costo estén disponibles para su ejecución. Esto además aumenta el costo promedio de la electricidad y la captura de CO<sub>2</sub> para las plantas NGCC, como se refleja en un caso en el Tabla 6.4 con un factor de capacidad del 50%. En otras partes del mundo, sin embargo, las plantas de carbón de bajo costo pueden no estar disponibles, o los contratos de suministro de gas podrían limitar la capacidad de reducir el uso del gas. Estas situaciones ponen de manifiesto que una vez más las opciones para la generación de energía con o sin captura de CO<sub>2</sub> deben ser evaluadas en el contexto de una determinada situación o escenario.

Los estudios de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión aplicado a turbinas de gas en un ciclo simple han sido dirigidas para el caso especial de una adaptación de un generador auxiliar de energía en una ubicación remota (CCP, 2005). Este estudio reportó un costo relativamente alto, de 88 US\$/tCO<sub>2</sub> sustraída. Los estudios de captura por postcombustión para calderas de gas se han limitado a las aplicaciones industriales.

#### 6.5.4 Sistemas de combustión de biomasa y co-combustión

Las plantas de energía pueden ser diseñadas para ser alimentadas exclusivamente por biomasa, o la biomasa puede ser co-incinerada en plantas convencionales de combustión de carbón. La necesidad de reducir las emisiones netas de CO<sub>2</sub> podría llevar a un mayor uso de biomasa, porque las plantas que utilizan biomasa como combustible principal o complementario pueden ser capaces de tomar el crédito para la eliminación de carbón de la atmósfera durante el ciclo de crecimiento de la biomasa. Si el carbono liberado durante la combustión de biomasa (como CO<sub>2</sub>) es capturado y almacenado, la cantidad neta de CO<sub>2</sub> emitido a la atmósfera, en principio, podría ser negativa.

El factor más importante que afecta la economía de la utilización de biomasa es el costo de la biomasa. Esto puede ir desde un valor negativo, como en el caso de algunos residuos de biomasa, a un costo mucho más elevado que el carbón, como en el caso de algunos combustibles a propósito de cosecha de la biomasa, o desechos que deben ser recogidos de fuentes difusas. Las centrales eléctricas que utilizan sólo biomasa comúnmente son más pequeñas que las plantas de carbón, porque la disponibilidad local de biomasa es a menudo limitada y la biomasa es más voluminosa y por lo tanto, más caro transportarla que el carbón. Los tamaños más pequeños de las centrales de biomasa normalmente se traducen en bajas eficiencias de energía y mayores costos de captura de CO<sub>2</sub>. La biomasa puede ser co-alimentada con carbón en las plantas más grandes (Robinson et al., 2003). En tales circunstancias, los costos incrementales de la captura de CO<sub>2</sub> procedente de la biomasa deberían ser similares a los costos de la captura de CO<sub>2</sub> derivado del carbón. Otra opción es convertir la biomasa en pellets<sup>4</sup> o refinado de combustibles líquidos para reducir el costo de transporte a grandes distancias. Sin embargo, hay costos y emisiones asociadas con la producción de estos combustibles refinados. La información sobre los costos de la captura de CO<sub>2</sub> en centrales de biomasa es escasa, pero se ofrece información acerca de ellas en la sección 6.8.4. La economía general del sistema CCS con la combustión de biomasa dependerá en gran medida de las circunstancias locales, sobre todo la disponibilidad y el costo de la biomasa y (como con los combustibles fósiles) la proximidad a los posibles lugares de almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

---

<sup>4</sup> Es una denominación genérica, no española, que se usa para referirse a pequeñas porciones de material aglomerado o comprimido.



## 6.6 Costos de captura de CO<sub>2</sub> por precombustión para las centrales de energía eléctrica (tecnología actual)

Los estudios de captura por precombustión de las centrales eléctricas se han centrado principalmente en los sistemas IGCC<sup>5</sup> con carbón u otros combustibles sólidos, tales como coque de petróleo. Esta sección se centra en la tecnología actualmente disponible para la captura de CO<sub>2</sub> en las instalaciones de este tipo. Como antes, el costo de la captura de CO<sub>2</sub> no sólo depende de la elección de la tecnología de captura, sino lo más importante sobre las características y el diseño de la planta de energía en general, incluyendo el tipo de combustible y la elección del gasificador. Debido a que en la actualidad IGCC no se usa ampliamente para la generación de energía eléctrica, los estudios económicos de las centrales IGCC normalmente emplean suposiciones de diseño basadas en la experiencia de utilidad limitada de los sistemas IGCC y la experiencia más extensa con la gasificación en sectores industriales como el refinado de petróleo y productos petroquímicos. Para los gasificadores de soplado de oxígeno, la alta presión de operación y las concentraciones de CO<sub>2</sub> relativamente altas que se pueden alcanzar en los sistemas IGCC, hacen que los sistemas de absorción con solventes físicos sean la tecnología predominante de interés para la captura de CO<sub>2</sub> por precombustión. Para efectos de informes de costos, se vuelve a distinguir entre los diseños de nuevas plantas y el equipamiento de las instalaciones existentes.

### 6.6.1 Nuevas centrales de energía de ciclo combinado con gasificación de carbón

Tabla 6.5 resume los principales supuestos y los resultados de varios estudios recientes de los costos de captura de CO<sub>2</sub> para las nuevas centrales eléctricas IGCC, que varían en tamaño aproximadamente de 400-800 MW de potencia neta de salida. Mientras que los gasificadores y varios tipos de carbón están representados, la mayoría de los estudios se centran en el sistema de Texaco de soplado de oxígeno con enfriamiento, y todos menos uno supone carbones bituminosos. La eficiencia de captura del CO<sub>2</sub> a través de estos estudios varía de 85-92% utilizando sistemas de absorción física comercialmente disponibles. Las necesidades de energía para la captura, incrementan la tasa global de calor de la planta (la entrada de energía por kWh) de 16-25%, con un rendimiento neto de las reducciones de CO<sub>2</sub> por kWh de 81-88%. Otras variables del estudio que influyen en el costo total de la planta y el costo de la captura de CO<sub>2</sub> incluyen el costo

<sup>5</sup> Ciclo combinado con gasificación integrada de carbón, siglas en inglés.

del combustible, la presión del producto CO<sub>2</sub>, el factor de capacidad de la planta y el factor de carga fija. Muchos de los estudios recientes también incluyen el costo de un gasificador de repuesto para garantizar la confiabilidad del sistema.

La Tabla 6.5 indica que para los estudios basados en los gasificadores Texaco o gasificadores E-Gas, la captura de CO<sub>2</sub> añade aproximadamente un 20-40% a los costos tanto de capital (US\$ kW<sup>-1</sup>) como el costo de la electricidad (US\$ MWh<sup>-1</sup>) de las plantas IGCC de referencia, mientras que los estudios que utilizan el gasificador Shell reportan aumentos de aproximadamente 30-65%. El COE total informado de los sistemas IGCC se encuentra en los rangos de 41 a 61 US\$ MWh<sup>-1</sup> sin captura y de 54 a 79 US\$ MWh<sup>-1</sup> con captura. Con captura, el más bajo COE se encuentra para los sistemas de gasificación con diseños de enfriamiento-refrigeración, que tienen una eficiencia térmica más baja que la de capital más intensivo, diseñados con sistemas de recuperación de calor. Sin captura, sin embargo, el último tipo de este sistema tiene el más bajo COE en la Tabla 6.5. En todos los estudios, el costo del CO<sub>2</sub> sustraído varía entre 13-37 US\$/tCO<sub>2</sub> en relación a un IGCC sin captura, con excepción de los costos de transporte y almacenamiento. Parte de la razón de este más bajo incremental de costos de la captura de CO<sub>2</sub> con respecto a las plantas de combustión de carbón, es la disminución de las necesidades promedio de energía para los sistemas IGCC. Otro factor clave es un volumen más pequeño de gas que es tratado en los sistemas gasificadores de soplado de oxígeno, lo que reduce sustancialmente el tamaño del equipo y el costo.

Al igual que con las plantas de PC, la Tabla 6.5 destaca la importancia del financiamiento de la planta y las suposiciones de utilización, sobre el costo calculado de la electricidad, que a su vez afecta los costos de captura de CO<sub>2</sub>. Los valores más bajos de COE en esta tabla son para las plantas con una baja tasa de carga fija y un gran factor de capacidad, aun siendo sustancialmente más altos los valores de COE, resultado de altos costos de financiamiento y plantas de baja utilización. Del mismo modo, la suposición del tipo y propiedades del carbón, tiene un gran impacto en el COE, como se observa en un reciente estudio canadiense Clean Power Coalition, que encontró un costo muy elevado para los carbones de bajo rango usando un sistema IGCC Texaco (Stobbs y Clark, 2005, Tabla 6.5). EPRI también informa altos costos IGCC para carbones de bajo rango (Holt et al., 2003). Por otra parte, en donde los niveles de suposiciones de las plantas y diseños son similares en todos los estudios, hay relativamente poca diferencia en los costos estimados de la captura de CO<sub>2</sub> basado en la tecnología comercial actual. Del mismo modo, los

diversos estudios en las Tablas 6.2 y 6.5 estiman los costos, tanto para plantas PC e IGCC sobre una base coherente, todo indica que las plantas IGCC con captura tienen un COE inferior al de las plantas PC con captura. Sin embargo, no existe aún un alto grado de confianza en estas estimaciones de gastos (ver Tabla 6.1).

Los costos en el Tabla 6.5 también reflejan el esfuerzo de algunos estudios para identificar las opciones de captura de CO<sub>2</sub> de menor costo. Por ejemplo, un estudio reciente (IEA GHG, 2003) encontró que la captura y eliminación del ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) junto con el CO<sub>2</sub> pueden reducir los costos totales de captura en aproximadamente 20% (aunque esto puede aumentar los costos de transporte y almacenamiento). La viabilidad de este enfoque depende en gran parte de la aplicación de requisitos reglamentarios y permisos.

### *6.6.2 Rehabilitación de las plantas de carbón existentes con IGCC*

Para algunas plantas carbo-eléctricas existentes, una alternativa a los sistemas de captura de post-combustión discutido anteriormente es la re-potenciación con un sistema IGCC. En este caso - en función de las circunstancias propias del lugar - algunos componentes de las plantas existentes, tales como la turbina de vapor, pueden ser restaurados y utilizados como parte de una planta de IGCC. Alternativamente, la planta de combustión puede ser sustituida, en su totalidad, por un nuevo sistema de IGCC preservando al mismo tiempo las instalaciones de otro sitio y la infraestructura.

Aunque la re-potenciación ha sido ampliamente estudiada como una opción para mejorar el rendimiento de la planta y aumentar la producción de la misma, hay relativamente pocos estudios de re-potenciación hecha para la captura de CO<sub>2</sub>. La Tabla 6.3 muestra los resultados de un estudio reciente (Chen et al., 2003), que informa de los costos de captura de CO<sub>2</sub> para la re-potenciación de una unidad de carbón de 250 MW que se supone que es totalmente amortizada (por lo tanto, un COE bajo de 21 US\$ MWh<sup>-1</sup>). La re-potenciación de IGCC produce una capacidad neta de la planta de 600 MW con captura de CO<sub>2</sub> y una COE de 62-67 US\$ MWh<sup>-1</sup>, dependiendo de si o no la turbina de vapor existente puede ser reutilizada. El costo del CO<sub>2</sub> sustraído fue de 46-51 US\$/tCO<sub>2</sub>. En comparación con la opción de reacondicionamiento de las unidades existentes de la planta PC con un sistema de captura basado en amina y manteniendo la caldera existente (Tabla 6.3), el COE para la rehabilitación de plantas IGCC se estimó en 10-30% más bajo. Estos resultados están en general de acuerdo con los estudios anteriores de Simbeck (1999). Debido a la

incorporación de turbinas de gas, aproximadamente triplica la capacidad bruta de una planta eléctrica de vapor, los candidatos para la re-potenciación de IGCC se limitan generalmente a unidades más pequeñas ya existentes (por ejemplo, 100-300 MW). Junto con los estudios de adaptación de postcombustión en la Tabla 6.3, la mayoría de las opciones más rentables para las instalaciones existentes consisten en la combinación de captura de CO<sub>2</sub> con actualizaciones de las para que aumenten la eficiencia general y la producción neta. Se necesitarían estudios adicionales para comparar sistemáticamente la viabilidad y el costo de rehabilitación de plantas IGCC a plantas existentes con actualizaciones de calderas supercríticas a de carbón.

### ***6.7 Costos de captura de CO<sub>2</sub> para la producción de hidrógeno y plantas multi-productos (tecnología actual)***

Mientras que los sistemas de energía eléctrica han sido las tecnologías de interés dominantes para los estudios de captura de CO<sub>2</sub>, otros procesos industriales son también de interés, como la producción de hidrógeno y plantas de multi-productos produciendo una mezcla de combustibles, productos químicos y electricidad. Debido a que los costos de captura de CO<sub>2</sub> dependen en gran medida del proceso de producción en cuestión, distintas categorías de procesos industriales se examinan a continuación.

#### ***6.7.1 Plantas de producción de hidrógeno***

En el capítulo 5 se examinó el papel potencial del hidrógeno como vector energético y las opciones tecnológicas para su producción. Aquí examinamos el costo de la captura de CO<sub>2</sub> que normalmente se libera durante la producción de hidrógeno a partir de combustibles fósiles. La Tabla 6.6 muestra los principales supuestos y los costos resultantes de estudios recientes de los costos de captura de CO<sub>2</sub> de las instalaciones con tasas de producción de hidrógeno de 155,000-510,000 Nm<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> (466-1531 MW), que emplean gas natural o carbón como materia prima. La eficiencia de captura de CO<sub>2</sub> para las plantas de hidrógeno se encuentra entre los rangos de 87-95% utilizando productos químicos disponibles en el comercio y sistemas de absorción física. Sin embargo, la reducción de CO<sub>2</sub> por unidad de producto es más baja, debido a las suposiciones hechas en algunos estudios acerca de los requerimientos de energía del proceso y las emisiones de CO<sub>2</sub> emitidas por una planta de energía fuera del sitio. Como la producción de hidrógeno requiere la separación de H<sub>2</sub> a partir de CO<sub>2</sub>, el costo incremental de la captura es principalmente el costo de la compresión de CO<sub>2</sub>.

En la actualidad, el hidrógeno se produce principalmente a partir del gas natural. Dos estudios recientes (véase la Tabla 6.6) indican que la captura de CO<sub>2</sub> podría añadir aproximadamente 18-33% en el costo unitario del hidrógeno y reducir las emisiones netas de CO<sub>2</sub> por unidad de producto H<sub>2</sub> cerca de 72-83% (después de contabilizar las emisiones de CO<sub>2</sub> por la electricidad importada). El costo total de hidrógeno es sensible al costo de la materia prima, así que diferentes precios del gas alterarían tanto los costos relativos y absolutos de la captura de CO<sub>2</sub>.

Para la producción de hidrógeno a partir de carbón, un estudio reciente (NRC, 2004) prevé un aumento del 8% en el costo unitario de hidrógeno para una reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> por unidad de producto del 83%. Una vez más, esta cifra incluye las emisiones de CO<sub>2</sub> de la electricidad importada.

#### 6.7.2 Plantas de multi-productos

Las plantas multi-producto (también conocidas como plantas de poligeneración) emplean materias primas como combustibles fósiles para producir una variedad de productos tales como electricidad, hidrógeno, sustancias químicas y combustibles líquidos. Para calcular el costo de cualquier producto en particular (para una determinada tasa de retorno), los análisis económicos de varias plantas de productos requieren que el precio de venta de todos los demás productos sea especificado sobre la vida útil de la planta. Estas suposiciones, además de las descritas anteriormente, pueden afectar significativamente los resultados de los cálculos de los costos cuando no hay un producto dominante en la instalación.

Varias de las plantas de producción de hidrógeno a base de carbón en la Tabla 6.6, también producen electricidad, aunque en cantidades pequeñas (de hecho, más pequeñas que las cantidades de electricidad compradas por plantas independientes). La mayoría de estos estudios suponen que el valor del producto de electricidad es mayor en virtud de un régimen de captura de carbono que sin captura de CO<sub>2</sub>. El resultado es un aumento del 5-33% en el costo de producción de hidrógeno para la reducción de CO<sub>2</sub> del 72-96% por unidad de producto. El caso de más bajo costo incremental del producto y mayores reducciones de CO<sub>2</sub> supone la co-eliminación de H<sub>2</sub>S con CO<sub>2</sub>, para así eliminar los costos de captura de azufre y de recuperación. Como se señaló anteriormente (Subtema 6.6.1), la viabilidad de esta opción depende en gran medida de los

requisitos reguladores locales, para este caso la estimación de costos refleja que ni son más altos los costos de transporte y almacenamiento (Tabla 6.6)

La Tabla 6.6 también presenta ejemplos de plantas multi-productos que producen combustibles líquidos más electricidad. En estos casos, las cantidades de electricidad generada son considerables en comparación con los productos líquidos, por lo que el precio de venta de energía eléctrica ha supuesto una gran influencia en los resultados de los costos del producto. Lo mismo sucede con la hipótesis de dos de los casos de co-eliminación de H<sub>2</sub>S con el CO<sub>2</sub>. Por estas razones, el costo incremental de las gamas de captura de CO<sub>2</sub> de una disminución de un 13% a un incremento del 13% del costo del combustible producto en relación con la no captura de caso. Observe también que el nivel general de las reducciones de CO<sub>2</sub> por unidad de producto es sólo 27-56%. Esto es porque una parte significativa de carbono en el carbón como materia prima, se exporta con los productos combustibles líquidos. No obstante, un beneficio importante de estos sistemas de tratamiento de combustible es una reducción (de 30-38%) en el contenido de carbono por unidad de energía de combustible en relación con el combustible como materia prima. En la medida, estos combustibles líquidos desplazan a otros combustibles con alto carbono por unidad de energía, hay un beneficio neto en el uso final de las emisiones de CO<sub>2</sub> cuando se queman los combustibles. Sin embargo, ningún crédito para tal reducción es tomado en la Tabla 6.6, porque considera que la frontera del sistema se limita a la planta de producción de combustible.

### ***6.8 Costos de captura para otros procesos industriales (tecnología actual)***

El CO<sub>2</sub> puede ser capturado en otros procesos industriales utilizando las técnicas descritas anteriormente para la generación de energía. Mientras que los costos de captura pueden variar considerablemente con el tamaño, tipo y ubicación de los procesos industriales, estos costos serán más bajos para los procesos o plantas que tengan: corrientes con concentraciones de CO<sub>2</sub> relativamente altas, las plantas de proceso que normalmente operan con elevados factores de carga, plantas con grandes tasas de emisión de CO<sub>2</sub>, y procesos que pueden utilizar el calor residual para satisfacer las necesidades energéticas de los sistemas de captura de CO<sub>2</sub>. A pesar de estas ventajas potenciales, un trabajo poco detallado se ha realizado para estimar los costos de captura de CO<sub>2</sub> en las plantas industriales, con la mayor parte del trabajo centrado en refinerías de

petróleo y plantas petroquímicas. Un resumen de los estudios de costos disponibles en la actualidad aparece en la Tabla 6.7.

### 6.8.1 Refinación de petróleo y plantas petroquímicas

Los calentadores de gas de proceso y calderas de vapor son responsables de la mayor parte del CO<sub>2</sub> emitido por las típicas refinerías de petróleo y plantas petroquímicas. Aunque las refinerías y plantas petroquímicas emiten grandes cantidades de CO<sub>2</sub>, incluyen múltiples fuentes de emisión que a menudo están dispersas en una amplia zona. Las economías de escala se puede lograr mediante el uso de absorbentes de CO<sub>2</sub> centralizados o regeneradores de aminas, pero algunos de los beneficios se ven contrarrestados por el costo de las tuberías y conductos. Basándose en la Tabla 6.9, el costo de la captura y compresión de CO<sub>2</sub> de las refinerías y los calentadores de una planta petroquímica con la tecnología actual se estima en 50-60 US\$/tCO<sub>2</sub> capturadas. Debido a la complejidad de estas instalaciones industriales, junto con las preocupaciones de propiedad, el costo incremental de los productos de las plantas normalmente no se informa.

El CO<sub>2</sub> de alta pureza, en la actualidad, es expulsado a la atmósfera por algunas plantas de procesamiento de gas y petroquímicas. El costo de la captura de CO<sub>2</sub> en tales casos, sería simplemente el costo del secado y la compresión del CO<sub>2</sub> a la presión necesaria para el transporte. El costo dependerá de varios factores, en particular de la escala de operación y el precio de la electricidad. Basado en 2 MtCO<sub>2</sub>/año y un precio de electricidad de \$0.05 US\$/kWh<sup>-1</sup>, el costo se estima en alrededor de 10 US\$/tCO<sub>2</sub> las emisiones evitadas. Las cuentas de electricidad por más de la mitad del costo total.

### 6.8.2 Cementeras

Las plantas de cemento son la mayor fuente industrial de CO<sub>2</sub>, aparte de las centrales eléctricas. Las cementeras normalmente queman combustibles menor con alto contenido de carbono, tales como el carbón, coque de petróleo y diversos desechos. El gas de combustión generalmente tiene una concentración de CO<sub>2</sub> de 14-33% en volumen, significativamente mayor que en las plantas de energía, porque el CO<sub>2</sub> es producido en hornos de cemento por la descomposición de minerales carbonatados, así como por la combustión del combustible. La alta concentración de CO<sub>2</sub> tendería a reducir el costo específico de captura de CO<sub>2</sub> de los gases de

combustión. La captura por precombustión, si se usa, sólo capturaría el CO<sub>2</sub> relacionado con el combustible, por lo que sería sólo una solución parcial a las emisiones de CO<sub>2</sub>. La oxicomcombustión de combustible y captura con absorbentes de calcio son otras opciones.

### 6.8.3 Acerías integradas

Fundiciones de acero integradas son algunos de los mayores emisores mundiales de CO<sub>2</sub>. Alrededor del 70% del carbono introducido en una siderúrgica integrada está contenido en el gas de alto horno en forma de CO<sub>2</sub> y CO, cada uno de los cuales representan cerca del 20% del volumen del gas. El costo de la captura de CO<sub>2</sub> de gas de alto horno se estimó en 35 US\$/tCO<sub>2</sub> sustraída (Farla et al., 1995) o 18 US\$/tCO<sub>2</sub> capturada (Gielen, 2003).

El mineral de hierro puede reaccionar con el gas de síntesis o hidrógeno para producir hierro por reducción directa (Cheeley, 2000). Los procesos de reducción directa ya se utilizan comercialmente, pero un trabajo de desarrollo adicional sería necesario para reducir sus costos a fin de hacerlos más competitivos con los procesos tradicionales de hierro. El costo de la captura de CO<sub>2</sub> de procesos de producción de hierro de reducción directa (DRI, siglas en inglés) fueron estimados en 10 US\$/tCO<sub>2</sub> (Gielen, 2003). El CO<sub>2</sub> también puede ser capturado de otros gases en fábricas de hierro y acero, pero los costos probablemente serían mayores ya que son más diluidos o en menor escala.

### 6.8.4 Plantas de biomasa

Las principales grandes fuentes de CO<sub>2</sub> procedentes de biomasa, en la actualidad, son las fábricas de pasta de madera, que emiten CO<sub>2</sub> del licor negro recuperado de las calderas y de la corteza quemada en las calderas y, de los molinos de azúcar/etanol, que emiten CO<sub>2</sub> a partir del bagazo quemado en calderas. El licor negro es un subproducto de la fabricación de pasta que contiene lignina y productos químicos utilizados en el proceso de fabricación de pasta. El costo de la captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión se estimó en 34 US\$/tCO<sub>2</sub> sustraída, en una planta que captura alrededor de 1 MtCO<sub>2</sub>/año (Möllersten et al., 2003). La gasificación de la biomasa está en fase de desarrollo como una alternativa a las calderas.

El CO<sub>2</sub> podría ser capturado de la fermentación de sacarosa y de la combustión de bagazo de caña de azúcar a un costo de alrededor de 53 US\$/tCO<sub>2</sub> sustraída para una planta que captura 0.6 MtCO<sub>2</sub>/año (Möllersten et al., 2003). El CO<sub>2</sub> procedente de la fermentación de caña de azúcar



tiene una alta pureza, de modo que sólo se necesita el secado y la compresión. El costo total es relativamente alto debido a un factor de carga anual que es inferior al de la mayoría de las centrales de energía y las grandes plantas industriales.

El CO<sub>2</sub> podría ser capturado en el vapor de las plantas o de plantas de energía que utilizan otros productos derivados de la biomasa y/o cosechados de la biomasa. En la actualidad la mayoría de las plantas de biomasa son relativamente pequeñas. El costo de la captura de 0.19 MtCO<sub>2</sub>/año en una planta IGCC de biomasa de 24 MW de potencia, en comparación con una planta IGCC de biomasa sin captura, se estima en alrededor de 70 US\$/tCO<sub>2</sub> (Audus y Freund, 2005). Se pueden construir grandes plantas con derivados de biomasa, en el futuro y la biomasa puede ser co-incinerada con combustibles fósiles para dar economías de escala. Los combustibles de biomasa producen cantidades similares o ligeramente mayores, de CO<sub>2</sub> por unidad de energía de combustible como el carbón bituminoso; por lo tanto, la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión de estos combustibles es muy parecida. Esto implica que el costo de la captura de CO<sub>2</sub> en las grandes centrales eléctricas que utilizan biomasa puede ser muy similar al costo de la captura de CO<sub>2</sub> en las grandes centrales de combustibles fósiles; en los casos donde el tamaño de la planta, la eficiencia, el factor de carga y otros parámetros claves son similares.

### ***6.9 Perspectivas para el futuro de los costos de captura de CO<sub>2</sub>***

Las siguientes secciones se centran en las tecnologías "avanzadas" que aún no están comercialmente disponibles, pero que prometen reducir los costos de captura de CO<sub>2</sub> sobre la base de datos preliminares y estudios de diseño. En secciones anteriores de este trabajo se analizaron algunos de los esfuerzos en curso en todo el mundo para desarrollar opciones de bajo costo para la captura de CO<sub>2</sub>. Algunos de estos desarrollos se basan en conceptos de proceso, mientras que otros representan mejoras en los actuales procesos comerciales. De hecho, la historia de la innovación de la tecnología indica que el cambio tecnológico gradual, sostenido durante muchos años (incluso décadas), es a menudo el camino más exitoso para importantes mejoras a largo plazo en el rendimiento y reducciones en el costo de una tecnología (Alic et al., 2003). Estas tendencias son comúnmente representadas y cuantificadas en la forma de una "curva de aprendizaje" o "curva de experiencia" que muestra la reducción de costos en función de la admisión acumulativa de una tecnología en particular (McDonald y Schrattenholzer, 2001). Un estudio reciente relevante a los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> encontró que durante los últimos 25

años, los costos de capital para los sistemas de captura de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) y óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) en centrales eléctricas norteamericanas han disminuido en un promedio del 12% por cada duplicación de la capacidad instalada en todo el mundo (un sustituto de la experiencia acumulada, incluidas las inversiones en I&D<sup>6</sup>) (Rubin et al., 2004a). Estas tecnologías de captura de llevan un número de similitudes con los sistemas actuales de captura de CO<sub>2</sub>. Otro estudio reciente (IEA, 2004) sugiere una reducción del 20% de costos para una duplicación de capacidad de la unidad de los procesos de ingeniería, debido a la formación tecnológica. Para los sistemas de CCS, la importancia de los costos relacionados con las necesidades de energía se enfatiza, ya que una reducción de esos costos es necesaria para aminorar significativamente el costo total de la captura de CO<sub>2</sub>.

Al mismo tiempo, un gran cuerpo de literatura sobre innovación de tecnología también nos enseña que las tasas de aprendizaje son muy inciertas, y que las estimaciones de costos para las tecnologías en fases iniciales de desarrollo, a menudo son poco fiables y demasiado optimistas (Merrow et al., 1981). Las descripciones cualitativas de la evolución del costo de las tecnologías y sistemas avanzados de energía, típicamente muestran los crecientes costos de la etapa de investigación a través de demostraciones a gran escala, y sólo después de que una o más plantas a gran escala comercial son desplegadas los costos comienzan a descender para las unidades posteriores (EPRI, 1993; NRC, 2003). Estudios de caso de los sistemas de captura de SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> que se han señalado anteriormente, mostraron un comportamiento similar, con un gran incremento (de dos o más factores) del costo de los primeras instalaciones FGD y SCR<sup>7</sup> a gran escala antes de volver a disminuir los costos (Rubin et al., 2004b). Por lo tanto, las estimaciones de costos para los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> deberían considerarse en el contexto de su actual fase de desarrollo. Aquí se trata de dar una perspectiva sobre los posibles costos futuros que combinan los juicios cualitativos con el costo de las estimaciones cuantitativas ofrecidas por los desarrolladores y analistas de tecnología. Las secciones siguientes volverán a las áreas de generación de energía y otros procesos industriales para destacar algunas de las perspectivas importantes para la reducción de costos de captura de CO<sub>2</sub>.

---

<sup>6</sup> I&D Investigación y desarrollo

<sup>7</sup> Reactor catalítico selectivo

## ***6.10 Costos de captura de CO<sub>2</sub> para las plantas de energía eléctrica (tecnología avanzada)***

En esta sección se examina en primer lugar la oxicomustión de combustibles, que evita la necesidad de capturar CO<sub>2</sub> mediante la producción de un flujo concentrado de CO<sub>2</sub> para la entrega a un sistema de transporte y almacenamiento. Después de esto, se examina los posibles avances en la captura por postcombustión y precombustión.

### ***6.10.1 Sistemas de oxicomustión***

En primer lugar es importante distinguir entre dos tipos de sistemas de oxicomustible: una caldera para oxicomustible (ya sea una reconversión o nuevo diseño) y ciclos de turbina de gas basadas en la combustión de oxicomustibles. Los primeros sistemas están cerca de la demostración a escala comercial, mientras que los segundos (como los sistemas ciclo de combustión química y los nuevos ciclos de energía que usan CO<sub>2</sub>/agua como fluido de trabajo) están todavía en la etapa de diseño. La Tabla 6.8 resume los principales supuestos y los resultados de costo de varios estudios recientes, de los costos de captura de CO<sub>2</sub> para sistemas de combustión oxicomustibles aplicados a nuevas o existentes, unidades de quemado de carbón. Como se indicó anteriormente en el Capítulo 4, la combustión de oxígeno produce una corriente de gas de combustión que consiste principalmente de CO<sub>2</sub> y vapor de agua, junto con pequeñas cantidades de SO<sub>2</sub>, nitrógeno y otros rastros de impurezas. Estos diseños eliminan los costos de capital y de operación de un sistema de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión, pero se incurre en nuevos costos para la planta de oxígeno y otras modificaciones en el diseño del sistema. Debido a que la combustión de oxicomustible está todavía en desarrollo y aún no ha sido utilizada ni presentada para la generación a gran escala de energía, las bases de diseño y estimaciones de costos para tales sistemas siguen siendo muy variables e inciertas. En la Tabla 6.8, esto se refleja en la amplia gama de estimaciones de costos de oxicomustibles. Sin embargo, hay que tener en cuenta, que las estimaciones de gastos para los conceptos de diseño avanzado basados en ciclos de turbina de gas con combustión de oxicomustión son más inciertas en este momento que las estimaciones de gastos para el re-equipamiento de nuevas calderas que emplean oxicomustión.

Para aplicaciones de nuevas plantas, los datos de la Tabla 6.8 indican que la oxicomustión incrementa cerca de 30-90% a los gastos de capital y 30-150% para el COE de una planta

convencional, mientras que la reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub> por kWh alrededor de 75-100%. Las aplicaciones de adaptación, presentan costos relativamente más elevados en los casos en que la planta existente es parcial o totalmente amortizada. El menor costo de un sistema de oxidación en la Tabla 6.8 es el que emplea ciclo químico para lograr una reducción de casi el 100% de las emisiones de CO<sub>2</sub>. Si bien este concepto, parece prometedor, aún tiene que ser probado y verificado en una escala significativa. Así, las estimaciones de gastos basadas en los diseños conceptuales siguen siendo muy inciertas en este momento.

Para juzgar el ahorro potencial de los oxidables en relación con los actuales sistemas de captura de CO<sub>2</sub>, es útil comparar los costos de las tecnologías alternativas evaluadas en un estudio particular basadas en un conjunto de premisas. En este sentido, el COE para el sistema adaptado con oxidación reportado por Alstom et al. (2001) en el Tabla 6.8, es 20% menor que el costo de un sistema adaptado con amina (Tabla 7.8) para la misma planta de 255 MW, mientras que el costo de CO<sub>2</sub> sustraído es un 26% más bajo. En contraste, un estudio reciente realizado por Canadian Clean Power Coalition (Stobbs y Clark, 2005) informa que el COE para un sistema de oxidable en una gran planta de lignita (Tabla 6.8) es 36% superior al de un sistema de captura de CO<sub>2</sub> con amina, mientras que el costo de CO<sub>2</sub> sustraído es más del doble de grande. La principal fuente de esta diferencia de costos era una especificación en el estudio CCPC que la unidad de oxi-alimentación también sea capaz de quemar completamente aire. Esto dio lugar a un costo de capital mucho mayor que para una nueva unidad destinada exclusivamente a la operación de oxidable. Un estudio más reciente, patrocinado por la IEA GHG<sup>8</sup> (Dillon et al., 2005) encontró que una nueva caldera carbón supercrítico con oxidación tenía un COE ligeramente más bajo (2-3%) que una planta de carbón del estado del arte con postcombustión, analizada en un estudio por separado empleando suposiciones similares (IEA GHG, 2004). Se pueden lograr más reducciones de costos con el desarrollo exitoso de nueva tecnología de producción de oxígeno de bajos costos. En el momento actual, los diseños óptimos de los sistemas de oxidación no están aún bien establecidos y los costos de los proyectos de diseños comerciales siguen siendo inciertos. Esto es especialmente cierto para los conceptos de diseño avanzado, que emplean componentes que aún no están disponibles o que aún se encuentran en fase de desarrollo, tales como las turbinas de gas de CO<sub>2</sub> o membranas cerámicas de alta temperatura para la producción de oxígeno.

---

<sup>8</sup> Agencia Internacional de la Energía, Programa de Gases de Efecto Invernadero

### 6.10.2 Sistemas avanzados de captura por postcombustión

Se han propuesto mejoras a las actuales sistemas de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión basados en aminas por un grupo de desarrolladores de proceso (Mimura et al., 2003; Muramatsu y Iijima, 2003 Reddy et al., 2003) y pueden ofrecer el más cercana potencial plazo para la reducción de costos sobre los sistemas actualmente en uso. Los nuevos sistemas presentados en la Tabla 6.2, según se informa, reducen el costo de CO<sub>2</sub> sustraído en aproximadamente un 20-30% (IEA GHG, 2004). La Tabla 6.8 indica que los avances adicionales en la integración de calor en la planta podría reducir aún más el COE de las plantas de captura en alrededor de un 5%. Estos resultados son consistentes con un estudio reciente realizado por Rao et al. (2003), que utiliza investigaciones de expertos y un modelo de simulación de plantas para cuantificar las mejoras que puedan lograrse para el año 2015, para cuatro parámetros clave del proceso: la concentración de absorbente, las necesidades energéticas de regeneración, la pérdida de absorbente y el costo absorbente. La "más probable" mejora fue una reducción del 18% del COE, mientras que las estimaciones "optimistas" depararon una reducción del 36% de costos, de las mejoras en tan sólo estos cuatro parámetros. El costo del CO<sub>2</sub> sustraído se redujo en cantidades similares. Los avances en la integración de calor más eficientemente (para la regeneración del absorbente) y una mayor eficiencia de la planta de energía podrían conducir a una reducción aún mayor en los costos de captura de CO<sub>2</sub>.

Los avances en la tecnología de turbinas de gas producen beneficios similares para los sistemas NGCC. La Tabla 6.8 muestra varios casos sobre la base del diseño de la turbina H. En relación a los casos en la Tabla 6.4, estos sistemas ofrecen una mayor eficiencia y mayores reducciones de CO<sub>2</sub> por kWh. Los grandes COE's para los sistemas avanzados NGCC reflejan el aumento de los precios del gas natural, supuesto en los estudios más recientes.

La Tabla 6.8 indica que otras tecnologías avanzadas para aplicaciones de postcombustión, tales como los sistemas de separación por membrana, y también pueden reducir el costo futuro de la captura de CO<sub>2</sub>. Las estimaciones de costos confiables de tales tecnologías, deberían esperar a su desarrollo y demostración.

### 6.10.3 Sistemas avanzados de captura por precombustión

El costo de los sistemas basados en la gasificación con captura de CO<sub>2</sub> también se puede esperar a que disminuya como resultado de continuas mejoras en la tecnología de turbinas de gas, los diseños de gasificación, los sistemas de producción de oxígeno, la tecnología de captura de carbono, la administración de energía y la optimización de las instalaciones en general. Un estudio reciente (IEA GHG, 2003) estima una reducción del 20% en el costo de la generación de electricidad de una planta IGCC basada en carbón con captura de CO<sub>2</sub>, en 2020. Esto toma en cuenta determinadas mejoras en la gasificación, la producción de oxígeno, la depuración del disolvente físico y procesos de ciclo combinado, pero no toma en cuenta todas las posibles innovaciones radicales en la tecnología de separación de CO<sub>2</sub>. Los casos adicionales IGCC mostrados en la Tabla 6.8, incluyendo los resultados recientes del Proyecto de Captura de CO<sub>2</sub> (CCP, 2005), prevén reducciones similares en el COE de los sistemas avanzados IGCC en comparación con los sistemas en la Tabla 6.5.

### 6.11 Costos de captura de CO<sub>2</sub> para la producción de hidrógeno y plantas multi-productos (tecnología avanzada)

La Tabla 6.9 muestra los resultados de varios estudios recientes, que han proyectado el rendimiento y el costo de formas nuevas o mejoradas de producción de hidrógeno y electricidad a partir de combustibles fósiles.

En comparación con las plantas comerciales actuales en la Tabla 6.6, los sistemas avanzados de un solo producto con captura de CO<sub>2</sub>; tienen reducciones de costos de hidrógeno de 16% (para el gas natural como materia prima) y el 26% (para la materia prima del carbón). Casos adicionales, en la Tabla 6.9, muestran varios sistemas de multi-productos que producen hidrógeno y electricidad. Estos casos indican el potencial de reducir sustancialmente el costo futuro de la producción de hidrógeno con captura de CO<sub>2</sub>. Como antes, los resultados son sensibles a los precios de venta fijados de la electricidad como producto. Más importante aún, estos casos suponen la ampliación exitosa y comercialización de tecnologías que aún no se han demostrado, o que todavía están en desarrollo a escalas relativamente pequeñas, como las celdas de combustible de óxido sólido (SOFC, siglas en inglés). La publicación de las estimaciones de los gastos de estos sistemas, por tanto, tienen un alto grado de incertidumbre.

### **6.12 Costos de captura de CO<sub>2</sub> para otros procesos industriales (tecnología avanzada)**

Como se señaló anteriormente, la captura de CO<sub>2</sub> para los procesos industriales no ha sido ampliamente estudiada. Los más amplios análisis se han centrado en las refinerías de petróleo, especialmente opciones de captura de CO<sub>2</sub> de los calentadores y otros procesos de combustión (véase la Tabla 6.7). El uso de oxidación ofrece un ahorro de costos en varias aplicaciones industriales. El proyecto de captura de CO<sub>2</sub> informa que el costo de la captura de CO<sub>2</sub> en los calentadores y calderas de refinerías, con una planta de transporte con membrana de iones de oxígeno, es de 31 US\$/tCO<sub>2</sub> sustraída. El costo de la captura por precombustión basada en separación por membrana y separación inversa, se prevé que será de 41 US\$/tCO<sub>2</sub> sustraída (CCP, 2005).

También puede ser posible aplicar oxidación en plantas de cemento, pero la presión parcial del CO<sub>2</sub> en el horno de cemento será mayor de lo normal y los efectos, de esta, en las reacciones de calcinación y la calidad de los productos de cemento tendrían que ser investigados. La cantidad de oxígeno requerido por tonelada de CO<sub>2</sub> capturado en una fábrica de cemento sería sólo la mitad que en una central eléctrica, ya que aproximadamente sólo la mitad del CO<sub>2</sub> es producido por la combustión de combustible. Esto implica que el costo de la captura de CO<sub>2</sub> por oxidación en las plantas de cemento grandes, sería menor que en las plantas de energía, pero falta un detallado estudio de costos de ingeniería. Las nuevas tecnologías que capturan CO<sub>2</sub> usando absorbentes a base de calcio, pueden ser competitivas en costos en las plantas de cemento en el futuro.

### **6.13 Resumen de las estimaciones de los costos de captura de CO<sub>2</sub>**

La Tabla 6.10 resume la gama actual de costos de la captura de CO<sub>2</sub> para los principales sistemas de energía eléctrica analizados en este trabajo. Estos costos se aplican a los estudios de caso de grandes centrales que emplean las actuales tecnologías comerciales. Para los sistemas PC e IGCC, los datos de la Tabla 6.10 se aplican sólo a las plantas que utilizan carbón bituminoso, y las plantas PC son sólo para las unidades supercríticas. El rango de costo para cada uno de los tres sistemas, refleja las diferencias en las suposiciones técnicas, económicas y de operación empleadas en diferentes estudios. Si bien algunas diferencias en los costos notificados, se puede atribuir a diferencias en el diseño del sistema de captura de CO<sub>2</sub>, las principales fuentes de variabilidad son las diferencias en el diseño supuesto, funcionamiento y financiamiento de la

planta de referencia a la que la tecnología de captura se aplica (es decir, factores tales como tamaño de la planta, la ubicación, eficiencia, tipo de combustible, costo del combustible, factor de capacidad y costo de capital). Debido a que ningún conjunto de suposiciones se aplica a todas las situaciones o a todas las partes del mundo, se muestran los rangos de costo representados por los estudios en las Tablas 6.3, 6.5, 6.6 y 6.7.

Para los estudios de las centrales reflejados en la Tabla 6.10, los actuales sistemas de captura de CO<sub>2</sub> reducen las emisiones de CO<sub>2</sub> por kWh en aproximadamente 85-90% en relación con una planta similar sin captura. El costo de la producción de electricidad debido a la captura de CO<sub>2</sub> aumento en un 35-70% para una central de ciclo combinado de natural gas, 40-85% para una nueva planta de carbón pulverizado y 20-55% para un ciclo combinado integrado de gas. En general, el COE para las plantas de combustibles fósiles oscila de 43-86 US\$ MWh<sup>-1</sup>, en comparación con los 31-61 US\$ MWh<sup>-1</sup> para plantas similares, sin captura. Estos costos incluyen la compresión de CO<sub>2</sub>, pero no los gastos de transporte y almacenamiento. En la mayoría de los estudios hasta la fecha, los sistemas NGCC suelen tener un menor COE que las nuevas plantas PC y IGCC (con o sin captura) para las plantas basadas en una gran carga con grandes factores de capacidad (75% o más) y precios del gas por debajo de los 4 US\$ GJ<sup>-1</sup> sobre la vida de la planta. Sin embargo, para los altos precios del gas y/o bajos factores de capacidad, las plantas NGCC suelen tener COEs más altos que las centrales de carbón, con o sin captura. Estudios recientes también encontraron que plantas IGCC eran, en promedio, un poco más costosas sin captura; y un poco menos costosas con captura que las plantas PC similares en tamaño. Sin embargo, la diferencia en costo entre las plantas PC e IGCC, con o sin captura de CO<sub>2</sub>, puede variar significativamente con el tipo de carbón y de otros factores locales, tales como el costo de capital. Dado que los sistemas PC como los IGCC, todavía no se han demostrado con captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> para una gran central de energía moderna (por ejemplo, de 500 MW), ni los costos absolutos o relativos de estos sistemas (ni tamaño de NGCC comparable con captura y almacenamiento) puede ser declarados con un alto grado de confianza en este momento, basándose en los criterios de la Tabla 6.1.

La Tabla 6.10 también muestra que los más bajos costos de captura de CO<sub>2</sub>, con la tecnología actual (tan bajo como 2 US\$/tCO<sub>2</sub> capturada o sustraída), se encontraron para procesos industriales, tales como: plantas de producción de hidrógeno basadas en carbón que producen



flujos concentrados de CO<sub>2</sub> como parte del proceso de producción. Estos procesos industriales pueden representar algunas de las primeras oportunidades para los sistemas CCS.

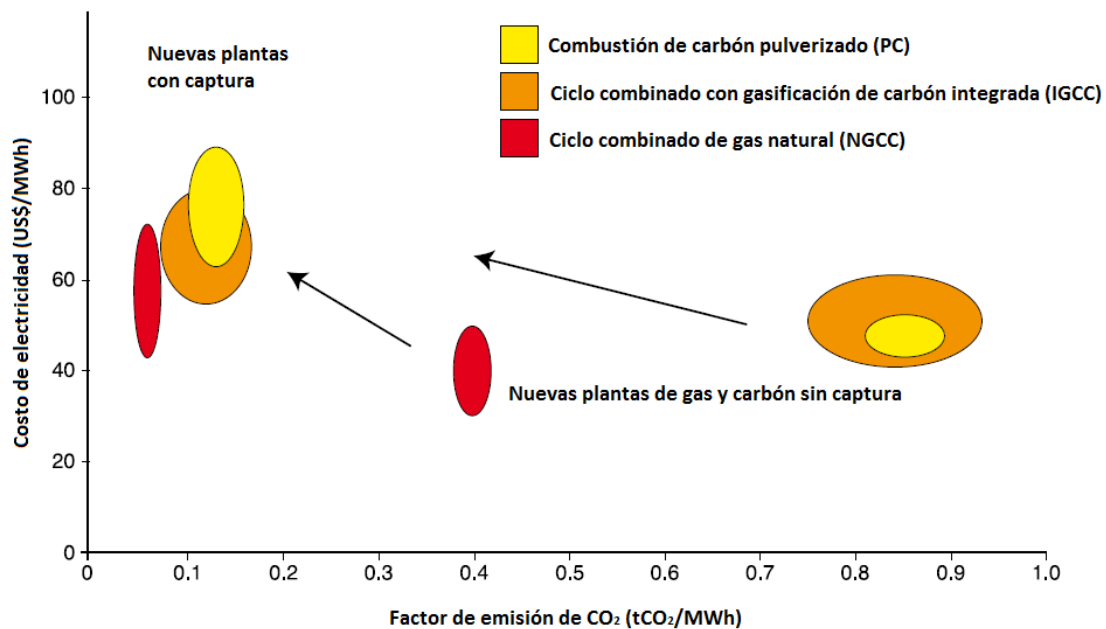
La Figura 6.1 muestra el costo normalizado de la planta de energía y los datos de emisiones de la Tabla 7.10 en forma gráfica. En este gráfico, el costo del CO<sub>2</sub> sustraído corresponde a la pendiente de una línea que une las dos plantas (o puntos) de interés. Si bien la Tabla 6.10 compara una planta de captura dada a una planta similar sin captura, en algunos casos las comparaciones pueden ser buscadas entre una planta de captura determinada y un tipo diferente de central de referencia. En la Figura 6.1 se ilustran varios casos basados en plantas de referencia PC o NGCC. En cada caso, el COE y la tasa de emisión de CO<sub>2</sub> son altamente dependientes de factores técnicos, económicos y financieros relacionados con el diseño y operación de los sistemas de energía de interés, en un lugar determinado. El costo del CO<sub>2</sub> sustraído es especialmente sensible a estos factores específicos del lugar y pueden variar por un orden de magnitud o más cuando se comparan diferentes tipos de plantas. Las comparaciones de los diferentes tipos de plantas, por lo tanto, requieren un contexto específico y la ubicación geográfica para que sean significativas y deben basarse en el COE completo, incluyendo el transporte de CO<sub>2</sub> y los costos de almacenamiento.

En contraste con las nuevas instalaciones, las opciones de captura de CO<sub>2</sub> y los costos de las centrales eléctricas existentes no han sido ampliamente estudiados. Los estudios actuales indican que estos costos son muy específicos del lugar y se dividen en dos categorías (véase la Tabla 6.3). Uno es la adaptación de un sistema de captura por postcombustión a la unidad ya existente.

La otra categoría combina la captura de CO<sub>2</sub> con la actualización o re-potenciación de la planta existente para mejorar significativamente su eficiencia y la potencia neta (véanse los Subtemas 6.4.2 y 6.5.2). En general, esta última opción parece ser más rentable. Sin embargo, se requieren de más estudios de sitios específicos para evaluar sistemáticamente la viabilidad y el costo de otras opciones de rehabilitación, en relación con la captura de CO<sub>2</sub> de las centrales existentes.

Nuevos o mejores métodos de captura de CO<sub>2</sub>, combinados con los sistemas de energía avanzada y diseño de los procesos industriales, prometen reducir significativamente los costos de captura de CO<sub>2</sub> y los requerimientos de energía asociados. De la Tabla 6.7 a la 6.9 resumen los

resultados de estudios recientes que analizan las opciones de futuro. Como se mencionó antes, hay una considerable incertidumbre sobre la magnitud y el ritmo de las reducciones de costos en el futuro, así como el potencial de costos para elevarse por encima de las estimaciones actuales, sobre todo para las tecnologías que se encuentran todavía en las primeras etapas de investigación y desarrollo. La evaluación actual se basa en estudios de las tecnologías específicas en las Tablas 6.7 a la 6.9, así como análisis de las tendencias de los costos históricos relacionados con la energía y tecnologías ambientales. Esta evaluación sugiere que las mejoras a las actuales tecnologías comerciales pueden reducir los costos de captura de CO<sub>2</sub> en al menos un 20-30% durante los próximos diez años aproximadamente, mientras que las nuevas tecnologías bajo desarrollo prometen reducciones de costos más sustanciales. Sin embargo, lograr la reducción de costos en el futuro requerirá el despliegue y la adopción de tecnologías comerciales en el mercado, así como investigación y desarrollo sostenidos.



**Fig. 6.1** Costo de la electricidad (excluidos los gastos de transporte y almacenamiento) comparado con un índice de emisiones de CO<sub>2</sub> para diferentes plantas de referencia y captura basadas en la tecnología actual. (IPCC SRCCS, 2005)

Las zonas sombreadas muestran los rangos de las tasas de emisiones de CO<sub>2</sub> de la Tabla 6.10, y el coste normalizado de electricidad (COE) para las nuevas plantas PC, IGCC y NGCC con y sin captura de CO<sub>2</sub>. Todos los datos de carbón son para planta de carbones bituminosos solamente. Las plantas PC son unidades supercríticas solamente. El costo de CO<sub>2</sub> evitado (sustraído) corresponde a la inclinación de una línea que conecta con una planta de captura y una planta de referencia sin captura (es decir, el cambio en el costo de electricidad dividido por el cambio en la tasa de emisión). Los costos de prevención para el mismo tipo de plantas con y sin captura se dan en la Tabla 6.10. Al comparar los diferentes tipos de plantas, la planta de referencia representa la planta de menor costo que «normalmente» se construirá en un lugar determinado en ausencia de una restricción de carbono. En muchas regiones, esto podría ser una planta PC o una NGCC.

Supuestos y resultados del estudio	Parsons	Parsons	Simbeck	IEA GHG	IEA GHG	Rubin et al.	Rango		NETL	Nao & Rubin	Stobbs & Clark	
	2002b	2002b	2002	2004	2004	2005	min	max	2002	2002	2005	
<b>UNIDADES SUPERCRÍTICAS/CARBÓN BITUMINOSO</b>												
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>												
Tipo de caldera (subcrítica, super, ultra)	super	ultra	ultra	ultra	ultra	super			supercrítica	subcrítica	super	
Tipo de carbón (bit, sub-bit, lig) y \$/t	bit, 2.5%\$	bit, 2.5%\$	bit, 1%\$	bit, 1%\$	bit, 1%\$	bit, 2.1%\$			bit, 2.5%\$	sub-bit, 0.5%\$	lignita	
Tecnologías de control de emisiones (SO <sub>2</sub> /No <sub>x</sub> )	FGD, SCR	FGD, SCR	FGD, SCR	FGD, SCR	FGD, SCR	FGD, SCR			FGD	FGC, SCR	FGD, SCR, LoTOx	
Producción neta de la planta de referencia (MW)	462	506	520	758	754	524	462	758	397	462	424	
Factor de capacidad de la planta (%)	65	65	80	85	85	75	65	85	85	75	90	
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	42.2	44.8	44.5	44	43.7	40.9	41	45	38.9	36.1	43.4	
Costo del carbón, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	1.29		0.98	1.5	1.5	1.25	0.98	1.5	1.03	1.25	0.88	
Tasa de emisión de la planta de referencia (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.774	0.736	0.76	0.743	0.747	0.811	0.74	0.81	0.835	0.941	0.883	
<b>Diseño de la planta de captura</b>												
Tecnología de captura de CO <sub>2</sub>	MEA	MEA	MEA	MEA	KS-1	MEA			MEA	MEA	MEA	
Producción neta de la planta con captura (MW)	329	367	408	666	676	492	329	676	283	326	311	
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	30.1	32.5	34.9	34.8	35.4	31.1	30	35	27.7	25.4	31.8	
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> (%)	90	90	85	87.5	90	90	85	90	95	90	95	
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.108	0.101	0.145	0.117	0.092	0.107	0.09	0.15	0.059	0.133	0.06	
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	1.83	2.35	2.36	4.061	4.168	3.102	1.83	4.17	2.346	2.58	2.795	
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	8.4	8.4	13.7	11	11	13.9	8	14	10.3	13.9	13.9	
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada MWh <sup>-1</sup> )	40	38	28	26	24	31	24	40	40	42	36	
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	86	86	81	84	88	87	81	88	93	86	93	
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	86	86	81	84	88	87	81	88	93	86	93	
<b>Resultados de los costos</b>												
Base anual de costos (en dólares constantes)	2000	2000	2000	2004	2004	2002			2002	2000	2003	
Factor de carga fija (%)	15.5	15.5	12.7	11	11	14.8	11	15.5	14.8	15		
Planta de referencia TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	1281	1161	1486	1319	1265	1205	1161	1486	1268	1236	1891	
Planta de captura TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	2219	1943	2578	1894	2007	1936	1894	2578	2373	2163	3252	
Incremental TCR para la captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )	938	782	1092	575	742	731	575	1092	1105	927	1361	
COE de la planta de referencia (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	51.5	51	42.9	43.9	42.8	46.1	43	52	42.3	49.2	44.5	
COE de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	85.6	82.4	70.9	62.4	63	74.1	62	86	76.6	87	74.3	
COE incremental para la captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	34.1	31.4	28	18.5	20.2	28	18	34	37.8	37.8	29.8	
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)	73	67	74	44	59	61	44	74	87	75	72	
% de aumento en el COE (sobre la planta de ref.)	66	62	65	42	47	61	42	66	81	77	67	
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	35	28	34	23	24	29	23	35	31	31	26	
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	51	49	43	29	31	40	29	51	43	47	36	
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)	Moderado						Moderado					

Tabla 6.2 Costos de captura: nuevas centrales de energía de carbón pulverizado, que usan tecnología actual.

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \* Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón. \*\* Los costos de capital reportados incrementaron en un 8% al incluir los intereses durante la construcción. \*\*\* Los costos de capital aumentaron un 15% al estimar los intereses durante la construcción y otros costos propios.

Supuestos y resultados del estudio	SISTEMA DE AMINIA ADAPTADO A LAS CALDERAS EXISTENTES										Rango		Chen et al.	
	Simberk & McDonald 2000	Alstom et al. 2001	Rao & Rubin 2002	Rao & Rubin 2002	Rao & Rubin 2002	Chen et al. 2003	Chen et al. 2003	Chen et al. 2003	Singhet al. 2003	Gibbins et al. 2005	Gibbins et al. 2006	Gibbins et al. 2006		Gibbins et al. 2006
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>														
Tipo de caldera (subcrítico, super, ultra)	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub	sub
Tipo de carbón (bit, sub-bit, ligly y HGS)	sub-bit, 0.5% \$	bit, 2.7% \$	sub-bit, 0.5% \$	sub-bit, 0.5% \$	sub-bit, 1.1% \$	sub-bit, 1.1% \$	sub-bit, 1.1% \$	sub-bit	sub-bit	sub-bit	sub-bit	sub-bit	sub-bit	sub
Tecnologías de control de emisiones (SO <sub>2</sub> /No <sub>x</sub> )	ninguna	FGD	ninguna	FGD	FGD	FGD	FGD	no reportada	no reportada	no reportada	no reportada	no reportada	no reportada	FGD
Tamaño de la planta de referencia (MW)	292	434	470	470	248	248	248	400	400	400	400	400	400	248
Factor de capacidad de la planta (%)	80	67	75	75	80	76	76	91.3	80	80	80	80	80	80
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	36.2	36.2	36.6	36.6	33.1	33.1	33.1	33.1	36	36	36	36	36	36
Costo del carbón, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	0.98	1.3	1.25	1.25	1.2	1.2	1.2	1.2	3.07	3.07	3.07	3.07	3.07	3.07
Tasa de emisión de la planta de referencia (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.901	0.908	0.941	0.95	1.004	1.004	1.004	1.004	0.925	0.925	0.925	0.925	0.925	1.004
<i>Diseño de la planta de captura</i>														
Tecnología de captura de CO <sub>2</sub>	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	MEA	KS	Selsolv
Otro equipo incluido	Nueva FGD	Actualización de la FGD	Nueva FGD	Actualización de la FGD	Actualización de la FGD	Actualización de la FGD	Actualización de la FGD	Actualización de la FGD	FGD	FGD	FGD	FGD	Adaptación de una caldera supercrítica	repotenciación (GCC+ turbina de vapor actual)
Tamaño neto de la planta con captura (MW)	294	255	275	275	140	282	282	400	400	400	400	400	400	590
Caldera auxiliar/combs. Usado (tipo, costo LHV)	NG\$4.51 GJ <sup>-1</sup>	ninguna	ninguna	ninguna	ninguna	ninguna	ninguna	NG\$3.79 GJ <sup>-1</sup>	ninguna	ninguna	ninguna	ninguna	ninguna	ninguna
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	25.3	21.3	21.4	21.4	18.7	18.7	18.7	24	24	24	24	24	24	32.6
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> (%)	90	96	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.113	0.059	0.155	0.16	0.177	0.369	0.369	0.324	0.324	0.324	0.324	0.324	0.324	0.099
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	2.09	13.7	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	3.684
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	13.7	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	13.9	10	10	10	10	10	14.5
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada MWh <sup>-1</sup> )	43	70	71	84	83	82	82	65	50	50	50	50	50	26
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	87	94	84	83	82	82	82	63	63	63	63	63	63	94
<i>Resultados de los costos</i>														
Base anual de costos (en dólares constantes)	1999	n/a	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2001	2001	2001	2001	2001	2001
Factor de carga fija (%)	12.8	13	15	15	14.8	14.8	14.8	9.4	11.8	11.8	11.8	11.8	11.8	15
Planta de referencia TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	112				0	0	0	0	160	160	160	160	160	0
Planta de captura TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	1059	1941			837	837	837	846	1028	1028	1028	1028	1028	1493
Incremental TCR para la captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )	947	1602			837	837	837	846	868	868	868	868	868	1493
COE de la planta de referencia (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	18.8		18	18	20.6	20.6	20.6	20.6	26	26	26	26	26	21
COE de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	54.3		70.4	66.7	66.8	66.8	66.8	62.2	65	65	65	65	65	62.2
COE incremental para la captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	35.5		52.4	48.7	46.2	46.2	46.2	41.7	39	39	39	39	39	41.2
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)														
% de aumento en el COE (sobre la planta de ref.)	189		291	271	225	225	225	203	150	150	150	150	150	196
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	35	42			31	31	31	40	40	40	40	40	40	56
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	45	73	67	59	56	56	56	66	55	55	55	55	55	46
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)					Moderado	Moderado	Moderado							Moderado

Tabla 6.3 Costos de captura: centrales de energía existentes de carbón pulverizado, que usan tecnología actual.

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \*Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón y 0.90 para gas natural. \*\* Los costos de capital aumentaron un 15% al estimar los intereses durante la construcción y otros costos propios.

Supuestos y resultados del estudio	Parsons	NETL	IEA GHG	IEA GHG	CCP	Rubin et al.	Rubin et al.	Rango
	2002b	2002	2004	2004	2005	2005	2005	min
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>	*					*	*	
Tipo de planta (caldera, turbina de gas, ciclo co.)	ciclo comb.	ciclo comb.	ciclo comb.	ciclo comb.	ciclo comb.	ciclo comb.	ciclo comb.	
Tamaño de la planta de referencia (MW)	509	379	776	776	392	507	507	379
Factor de capacidad de la planta (%)	65	85	85	85	95	75	50	50
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	55.1	57.9	55.6	55.6	57.6	55.8	55.8	55
Costo del carbón, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	2.82	3.55	3	3	2.96	4.44	4.44	2.82
Tasa de emisión de la planta de referencia (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.364	0.344	0.379	0.379	0.37	0.367	0.367	0.344
<i>Diseño de la planta de captura</i>								
Tecnología de captura de CO <sub>2</sub>	MEA	MEA	MEA	KS-1	MEA	MEA	MEA	
Producción neta de la planta con captura (MW)	399	327	662	692	323	432	432	323
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	47.4	49.9	47.4	49.6	47.4	47.6	47.6	47
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> , (%)	90	90	85	85	86	90	90	85
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.045	0.04	0.066	0.063	0.063	0.043	0.043	0.04
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	0.949	0.875	1.844	1.844	1.09	1.099	0.733	0.733
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	8.4	10.3	11	11	13.7	13.7	13.7	8
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada MWh <sup>-1</sup> )	16	16	15	11	22	17	17	11
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	88	88	83	83	83	88	88	83
<i>Resultados de los costos</i>								
Base anual de costos (en dólares constantes)	2000	2002	2004	2004	2001	2001	2001	
Factor de carga fija (%)			11	11	11	14.8	14.8	11
Planta de referencia TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	549	515	539	539	724	554	554	515
Planta de captura TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	1099	911	938	958	1261	909	909	909
Incremental TCR para la captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )	550	396	399	419	537	355	355	355
COE de la planta de referencia (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	34.2	34.7	31.3	31.3	34.2	43.1	50	31
COE de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	57.9	48.3	44	43.1	51.8	58.9	72	43
COE incremental para la captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	23.7	13.6	12.7	11.8	17.6	15.8	22	12
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)	100	77	74	78	74	64	64	64
% de aumento en el COE (sobre la planta de ref.)	69	39	41	38	51	37	44	37
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	57	38	34	33	46	41	57	33
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	74	45	41	37	57	49	68	37
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)								

Moderado

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \* Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV.  $\text{HHV}/\text{LHV}=0.90$  para gas natural.

Tabla 6.4 Costos de captura: centrales de energía de gas natural, que usan tecnología actual.



Supuestos y resultados del estudio	NETL	NETL	NETL	Parsons	Simbeck	Nsakala et al.	IEA GHG	IEA GHG	IEA GHG	Rubin et al.	Rubin et al.	Rango	
	2002	2002	2002	2002b	2002	2003	2003	2003	2003	2005	2005	min	max
<b>CENTRALES CON MATERIA PRIMARIA BITUMINOSOS</b>													
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*		
Nombre o tipo del gasificador	Shell, soplado de O <sub>2</sub> , CGCU	Egas, soplado de O <sub>2</sub> , CGCU	Illinois #6	Illinois #6	Enfriamiento Texaco, soplado de O <sub>2</sub>	Enfriamiento Texaco, soplado de O <sub>2</sub>	Enfriados de singas Texaco, soplado de O <sub>2</sub>	Enfriamiento Texaco, soplado de O <sub>2</sub>	Shell, soplado de O <sub>2</sub>	Enfriamiento Texaco, soplado de O <sub>2</sub>	Enfriamiento Texaco, soplado de O <sub>2</sub>		
Tipo de combs. (bit, subbit, lig. otro) y \$S	Illinois #6	Illinois #6	Illinois #6	bit	bit, 1%\$	bit, 1%\$	bit	bit, 1%\$	bit, 1%\$	bit, 1%\$	bit, 2.1%\$	bit, 2.1%\$	bit, 2.1%\$
Tamaño de la planta de referencia (MW)	413	401	571	425	521	80	827	827	776	527	527	401	827
Factor de capacidad de la planta (%)	85	85	65	65	80	80	85	85	85	75	65	65	85
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	47.4	46.7	39.1	44.8	44.6	44.6	38	38	43.1	39.1	39.1	38	47
Costo del carbón, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	1.03	1.03	1.28	1.29	0.98	1.23	1.5	1.5	1.5	1.25	1.25	0.98	1.5
Tasa de emisión de la planta de referencia (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.682	0.692	0.846	0.718	0.725	0.725	0.833	0.833	0.763	0.817	0.817	0.68	0.85
<i>Diseño de la planta de captura</i>													
Tecnología de captura de CO <sub>2</sub>	Selevol	Selevol	Selevol	Selevol	Selevol	Selevol	Selevol	Selevol, NS	Selevol	Selevol	Selevol		
Producción neta de la planta con captura (MW)	351	359	457	404	455	39	730	742	676	492	492	351	742
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	40.1	40.1	31.3	38.5	39	31.5	31.5	32	34.5	33.8	33.8	31	40
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> (%)	89.2	87	89	91	91.2	91.2	85	85	85	90	90	85	91
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.087	0.105	0.116	0.073	0.065	0.104	0.152	0.151	0.142	0.097	0.097	0.07	0.15
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	1.803	1.87	2.368	1.379	2.151	2.151	4.682	4.728	4.05	2.749	2.383	1.38	4.73
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	14.5	14.5	8.3	8.3	11	11	11	11	11	13.7	13.7	8	14
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada MWh <sup>-1</sup> )	18	16	25	16	14	14	21	19	25	16	16	14	25
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	87	85	86	90	91	91	82	82	81	88	88	81	91
<i>Resultados de los costos</i>													
Base anual de costos (en dólares constantes)	2002	2002	2002	2000	2000	2000	2002	2002	2002	2001	2001		
Factor de carga fija (%)	14.8	14.8	15	13.8	13	13	11	11	11	14.8	17.3	11	17
Planta de referencia TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	1370	1374	1169	1251	1486	1565	1187	1187	1371	1311	1311	1169	1565
Planta de captura TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	2270	1897	1549	1844	2067	2179	1495	1414	1860	1748	1748	1414	2270
Incremental TCR para la captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )	900	523	380	593	581	614	308	227	489	437	437	227	900
COE de la planta de referencia (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	40.6	40.9	43.4	47.7	43	53	45	45	48	48.3	61	41	61
COE de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	62.9	54.4	59.9	65.8	57.7	71.5	56	54	63	62.6	79	54	79
COE incremental para la captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	22.3	13.5	16.5	18.1	14.7	18.5	11	9	15	14.3	18.2	9	22
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)	66	38	33	47	39	39	26	19	36	33	33	19	66
% de aumento en el COE (sobre la planta de ref.)	55	33	38	38	34	35	24	20	31	30	30	20	55
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	32	19	18	30	21	21	13	11	19	17	21	11	32
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	37	23	23	28	22	23	16	13	24	20	25	13	37
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)	Moderado												

Tabla 6.5 Costos de captura: nuevas centrales de energía IGCC que usan tecnología actual. (Continúa en la próx. Pág.).

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \* Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón. \*\* Los costos de capital reportados incrementaron en un 8% al incluir los intereses durante la construcción. \*\*\* Los costos de capital aumentaron un 15% al estimar los intereses durante la construcción y otros costos propios.

Supuestos y resultados del estudio	Stobbs & Clark	Stobbs & Clark	Stobbs & Clark	IEA GHG
	2005	2005	2005	2000b
	CENTRALES CON OTRA MATERIA PRIMA			
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>				
Nombre o tipo del gasificador		Enfriamiento Texaco, soplado de O <sub>2</sub>	Shell, soplado de O <sub>2</sub>	Soplado de O <sub>2</sub> , oxidación parcial
Tipo de combs. (bit,subbit, lig, otro) y %S	bit	sub-bit	lignita	gas natural
Tamaño de la planta de referencia (MW)	Sin plantas IGCC de referencia			790
Factor de capacidad de la planta (%)	90	90	90	90
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)				56.2
Costo del carbón, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	1.9	0.48	0.88	2
Tasa de emisión de la planta de referencia (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )				0.37
<i>Diseño de la planta de captura</i>				
Tecnología de captura de CO <sub>2</sub>	Selexol	Selexol	Selexol	Selexol
Producción neta de la planta con captura (MW)	445	437	361	820
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	32.8	27	28.3	48.3
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> , (%)	87	92	86	85
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.13	0.102	0.182	0.065
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	3.049	4.04	3.183	2.356
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	13.9	13.9	13.9	11
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada MWh <sup>-1</sup> )				14
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)				82
<i>Resultados de los costos</i>				
Base anual de costos (en dólares constantes)	2003	2003	2003	2000
Factor de carga fija (%)				11
Planta de referencia TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )				447
Planta de captura TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	2205	2518	3247	978
Incremental TCR para la captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )				593
COE de la planta de referencia (US\$ MWh <sup>-1</sup> )				47.7
COE de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	68.4	62.1	83.9	34.4
COE incremental para la captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )				12.8
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)				119
% de aumento en el COE (sobre la planta de ref.)				59
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )				35
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	31	33	56	42
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)	Moderado			

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \*Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón. \*\* Los costos de capital reportados incrementaron en un 8% al incluir los intereses durante la construcción. \*\*\* Los costos de capital aumentaron un 15% al estimar los intereses durante la construcción y otros costos propios.

Tabla 6.5 continuación.



Supuestos y resultados del estudio	PRODUCTOS: HIDRÓGENO Y ELECTRICIDAD								
	Simbeck	NRC	NRC	Parsons	Mitretek	Kreutz et al.	Kreutz et al.	Rango	
	2005	2004	2004	2002a	2003	2005	2005	min	max
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>	*			*	*				
Productos de la planta (primario/secundario)	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad		
Proceso o tipo de producción	reformado con vapor	reformado con vapor	Enfriamiento Texaco, CGCU	Conv E-gas CGCU, co-producto H2SO4	Enfriamiento Texaco, CGCU, co-producto Claus/Scot azufre	Enfriamiento Texaco	Enfriamiento Texaco		
Materia prima	gas natural	gas natural	carbón	carbón Pgh #8	carbón	carbón	carbón		
Costo de la materia prima, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	5.26	4.73	1.2	0.89	1.03	1.26	1.26	0.89	5.26
Capacidad de entrada de la planta de ref. LHV (GJ h <sup>-1</sup> )	9848	7235	8861	2627	2954	6706	6706	2627	9848
Capacidad de producción de la planta de ref., LHV: Combs. (GJ h <sup>-1</sup> )	7504	5513	6004	1419	1579	3853	3853	1419	7504
Electricidad (MW)	-44	-32	-121	38	20	78	78	-121	78
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	74.6	74.6	62.9	59.2	55.9	61.7	61.7	55.9	74.6
Factor de capacidad de la planta (%)	90	90	90	80	85	80	80	80	90
CO <sub>2</sub> emitido (MtCO <sub>2</sub> año <sup>-1</sup> )	4.693	3.339	7.399	1.795	2.148	4.215	4.215	1.8	7.4
Carbono exportado en combustibles (MtC año <sup>-1</sup> )	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total de carbono liberado (kg CO <sub>2</sub> GJ <sup>-1</sup> )	81	78	168	164	174	145	145	78	174
<i>Diseño de la planta de captura</i>									
Tecnología de captura/separación de CO <sub>2</sub>	Depurador con amina, SMR	Depurador con MEA	No reportado	Selexol	No reportado	Selexol	co-captura de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S, Selexol		
Capacidad de entrada de la planta de captura, LHV (GJ h <sup>-1</sup> )	11495	8339	8861	2627	2954	6706	6706	2627	11495
Capacidad de producción de la planta de captura, LHV: combs. (GJ h <sup>-1</sup> )	7504	6004	6004	1443	1434	3853	3853	1434	7504
Electricidad (MW)	-129	-91	-187	12	27	39	35	-187	39
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	61.2	68.1	60.2	56.6	51.8	59.5	59.3	51.8	68.1
Eficiencia de captura de CO <sub>2</sub> , (%)	90	90	90	92	87	91	95	87	95
CO <sub>2</sub> emitido (MtCO <sub>2</sub> año <sup>-1</sup> )	1.28	0.604	1.181	0.143	0.279	0.338	0.182	0.14	1.28
Carbono exportado en combustibles (MtC año <sup>-1</sup> )	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total de carbono liberado (kg CO <sub>2</sub> GJ <sup>-1</sup> )	23	13.5	28.1	13.7	24.5	12.1	6.5	6.5	28.1
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	4.658	3.378	6.385	1.654	1.869	3.882	4.037	1.7	6.4
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	13.7	13.7	13.7	13.4	20	15	15	13.4	20
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada/GJ <sup>-1</sup> producción de la planta)	21.8	9.5	4.5	4.7	7.9	3.6	3.9	3.6	21.8
<b>Reducción de CO<sub>2</sub> /unidad de producto</b>	<b>72</b>	<b>83</b>	<b>83</b>	<b>92</b>	<b>86</b>	<b>92</b>	<b>96</b>	<b>72</b>	<b>96</b>
<i>Resultados de los costos</i>									
Base anual de costos (en dólares constantes)	2003	2000	2000	2000	2000	2002	2002		
Factor de carga fija (%)	20	16	16	14.3	13	15	15	13	20
Planta de referencia TCR (Millones de US\$)	668	469	1192	357	365	887	887	357	1192
Planta de captura TCR (Millones de US\$)	1029	646	1218	415	409	935	872	409	1218
% de aumento en el costo de capital (%)	54.1	37.7	2.2	16.5	11.9	5.4	-1.7	-1.7	54.1
Precio de electricidad de la planta de refe. (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	50	45	45	30.8	35.6	46.2	46.2	30.8	50
Precio de electricidad de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	50	45	45	30.8	53.6	62.3	60.5	30.8	62.3
% de aumento en el precio supuesto de electricidad	0	0	0	0	50.6	0	0	0	50.6
Costo del combustible de la planta de ref., LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	10.03	8.58	7.99	6.51	7.29	7.19	7.19	6.51	10.03
Costo del combustible de la planta de captura, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	13.29	10.14	8.61	7.9	8.27	7.86	7.52	7.52	13.29
Aumento en el costo del combs. producido (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	3.26	1.56	0.62	1.38	0.98	0.67	0.32	0.32	3.26
% de aumento en el costo del combs. producido	32.5	18.2	7.7	21.1	13.4	9.3	4.5	4.5	32.5
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	38.9	20.7	4.1	8.7	6	4.8	2.2	2.2	38.9
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	56.3	24.1	4.4	9.2	6.5	5	2.3	2.3	56.3
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)	Ato		Alto	Moderado					

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \*Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón, 0.846 para hidrógeno y 0.93 para líquidos F-T. \*\* Eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>=(C en CO<sub>2</sub> capturado)/(C en el combustible de alimentación – C en los productos carbonosos de la planta) x 100.; el C asociado con la electricidad que se importa no se incluye. \*\*\*Incluye el CO<sub>2</sub> emitido en la producción de electricidad que se importa por la planta. Los valores de inversión total a la planta aumentaron en un 3.5% al estimar el requerimiento de capital total.

**Tabla 6.6 Costos de captura: centrales de energía de hidrógeno y multi-productos que usan tecnología actual o casi comercial. (Continúa en la próx. Pág.).**

Supuestos y resultados del estudio	PRODUCTOS: COMBUSTIBLES LÍQUIDOS Y ELECTRICIDAD									
	Mitretek	Larson/Ren	Larson/Ren	Larson/Ren	Larson/Ren	Celik et al.	Celik et al.	Celik et al.	Celik et al.	Rango
	2003	2003	2003	2003	2003	2005	2005	2005	2005	min max
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>	*									
Productos de la planta (primario/secundario)	Líquidos F-T+ electricidad	MeOH + electricidad	MeOH + electricidad	DME + electricidad	DME + electricidad	DME + electricidad	DME + electricidad	DME + electricidad	DME + electricidad	
Proceso o tipo de producción	Gasificador inespecificado, reactor de síntesis inespecificado	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	Enfriamiento Texaco, reactor fase liq., config. "una vez a través"	
Materia prima	carbón	carbón	carbón	carbón	carbón	carbón	carbón	carbón	carbón	
Costo de la materia prima, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	1.09	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00 1.09
Capacidad de entrada de la planta de ref. LHV (GJ h <sup>-1</sup> )	16136	9893	9893	8690	8690	7931	7931	7931	7931	7931 16136
Capacidad de producción de la planta de ref., LHV: Combs.	7161	2254	2254	2160	2160	2161	2161	2161	2161	2160 7161
Electricidad (MW)	697	625	625	552	552	490	490	490	490	490 697
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	59.9	45.5	45.5	47.7	47.7	49.5	49.5	49.5	49.5	45.5 59.9
Factor de capacidad de la planta (%)	90	85	85	85	85	80	80	80	80	80 90
CO <sub>2</sub> emitido (MTCO <sub>2</sub> año <sup>-1</sup> )	8.067	5.646	5.646	4.895	4.895	4.077	4.077	4.077	4.077	4.08 8.07
Carbono exportado en combustibles (MTC año <sup>-1</sup> )	1.19	0.317	0.317	0.334	0.334	0.274	0.274	0.274	0.274	0.27 1.19
Total de carbono liberado (kg CO <sub>2</sub> GJ <sup>-1</sup> )	163	203	203	198	198	185	185	185	185	163 203
<i>Diseño de la planta de captura</i>										
Tecnología de captura/separación de CO <sub>2</sub>	Depurador con amina	Selexol	co-captura de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S, Selexol	Selexol	co-captura de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S, Selexol	co-captura de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S, Rectisol	co-captura de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S, Rectisol	co-captura de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S, Rectisol	co-captura de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S, Rectisol	
Capacidad de entrada de la planta de captura, LHV (GJ h <sup>-1</sup> )	16136	9893	9893	8690	8690	7931	7931	7931	7931	7931 16136
Capacidad de producción de la planta de captura, LHV: combs. (GJ h <sup>-1</sup> )	7242	2254	2254	2160	2160	2161	2160	2160	2160	2160 7242
Electricidad (MW)	510	582	577	531	527	469	367	365	353	353 582
Eficiencia de captura de CO <sub>2</sub> , (%)	56.3	44	43.8	46.9	46.9	48.5	43.9	43.8	43.2	43 56
CO <sub>2</sub> emitido (MTCO <sub>2</sub> año <sup>-1</sup> )	0.733	2.377	2.099	3.32	3.076	2.598	0.39	0.288	0.028	0.03 3.32
Carbono exportado en combustibles (MTC año <sup>-1</sup> )	1.2	0.317	0.317	0.294	0.294	0.274	0.274	0.274	0.274	0.274 1.2
Total de carbono liberado (kg CO <sub>2</sub> GJ <sup>-1</sup> )	71.7	109.2	101	144.9	137.4	134	57	53	43	43 145
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	7.26	3.269	3.547	1.574	1.819	1.479	3.692	3.79	4.021	1.48 7.26
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	13.8	15	15	15	15	15	15	15	15	14 15
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada/GJ <sup>-1</sup> )	6.5	3.6	4	1.9	2	12.8	13	14.5	1.9	1.9 14.5
Reducción de CO <sub>2</sub> /unidad de producto	56	46	50	27	31					27 56
<i>Resultados de los costos</i>										
Base anual de costos (en dólares constantes)						2003	2003	2003	2003	
Factor de carga fija (%)	12.7	15	15	15	15	15	15	15	15	12.7 15
Planta de referencia TCR (Millones de US\$)	2160	1351	1351	1215	1215	1161	1161	1161	1161	1161 2160
Planta de captura TCR (Millones de US\$)	2249	1385	1220	1237	1090	1066	1128	1164	1172	1066 2249
% de aumento en el costo de capital (%)	3.8	2.6	-9.7	1.8	-10.3	-8.1	-2.8	0.2	0.9	-10.3 3.8
Precio de electricidad de la planta de refe. (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	35.6	42.9	42.9	42.9	42.9	44.1	44.1	44.1	44.1	35.6 44.1
Precio de electricidad de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	53.6	42.9	42.9	42.9	42.9	58	58	58	58	42.9 58
% de aumento en el precio supuesto de electricidad	50.5	0	0	0	0	31.5	31.5	31.5	31.5	0 50.5
Costo del combustible de la planta de ref., LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	5.58	9.12	9.12	8.68	8.68	7.41	7.41	7.41	7.41	5.6 9.1
Costo del combustible de la planta de captura, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	5.43	10.36	8.42	9.37	7.57	6.73	7.18	7.65	8.09	5.4 10.4
Aumento en el costo del combs. producido (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	-0.15	1.24	-0.7	0.69	-1.11	-0.68	-0.23	0.24	0.68	-1.1 1.2
% de aumento en el costo del combs. producido	-5.7	13.6	-7.7	7.9	-12.8	-9.2	-3.1	3.2	9.2	-12.8 13.6
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )		12.3	-6.4	13.3	-18.4	-12.4	-1.5	1.5	4.1	-18.4 13.3
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )		13.2	-6.9	13	-18.3	-13.3	-1.8	1.8	4.8	-18.3 13.2
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)	Moderado	Moderado	Moderado			De bajo a moderado				

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \*Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón, 0.846 para hidrógeno y 0.93 para líquidos F-T. \*\* Eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>=(C en CO<sub>2</sub> capturado)/(C en el combustible de alimentación – C en los productos carbonosos de la planta) x 100.; el C asociado con la electricidad que se importa no se incluye. \*\*\*Incluye el CO<sub>2</sub> emitido en la producción de electricidad que se importa por la planta. Los valores de inversión total a la planta aumentaron en un 3.5% al estimar el requerimiento de capital total.

Tabla 6.6 continuación.

Supuestos y resultados del estudio	TECNOLOGÍA ACTUAL						TECNOLOGÍA AVANZADA						
	Faria et al. 1995	IEA GHG 2000c	IEA GHG 2000b	IEA GHG 2000c	Möllersten et al. 2003	Möllersten et al. 2003	Möllersten et al. 2003	CCP 2005	CCP 2005	CCP 2005	CCP 2005	CCP 2005	CCP 2005
Proceso industrial	producción de acero												
Refinación petroquímica de aceite	refinación petroquímica de aceite	plantas de celulosa	plantas de celulosa	plantas de celulosa	fermentación de etanol	calderas y calentadores de refinería	turbinas de gas pequeñas	calderas y calentadores de refinería	turbinas de gas pequeñas	turbinas de gas pequeñas	turbinas de gas pequeñas	turbinas de gas pequeñas	
Materia prima	coque	gas de refinación/ gas natural	gas de refinación/ gas natural	gas de refinación/ gas natural	licor negro y corteza	licor negro	azúcar de caña	mezcla	mezcla	mezcla	mezcla	gas natural	gas natural
Tamaño de la planta (especificar unidades)	168 kg s <sup>-1</sup> acero	315 kg s <sup>-1</sup> aceite crudo	315 kg s <sup>-1</sup> aceite crudo	315 kg s <sup>-1</sup> aceite crudo	17.9 kg s <sup>-1</sup> pulpa	17.9 kg s <sup>-1</sup> pulpa	9.1 kg s <sup>-1</sup> etanol	1351 MWt	1351 MWt	1351 MWt	1351 MWt	358 MWt	358 MWt
Factor de capacidad de la planta (%)	95.3	90	90	90	90.4	90.4	49.3	90.4	90.4	90.4	90.4	98.5	98.5
Costo de la materia prima (US\$ por unidad especificada)					US\$3 GJ <sup>-1</sup> LHV	US\$3 GJ <sup>-1</sup> LHV		0.22	0.22	0.22	0.22		
Tasa de emisión de la planta de ref. (kgCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )								0.22	0.22	0.22	0.22	0.82	0.82
Diseño de la planta de captura													
Tecnología de captura/separación de CO <sub>2</sub>	MDEA	MEA	precomb.	precomb.	amina	solvente físico							
Ubicación de la captura de CO <sub>2</sub>	alto horno	calentadores y planta de H <sub>2</sub>	calentadores y planta de H <sub>2</sub>	calentadores y planta de H <sub>2</sub>	Caldera	IGCC	bagazo de la caldera y fermentación	base MEA (postcomb.)	base MEA (postcomb.)	membrana convertidora (precomb.)	gas combustible e reciclado e ITM (oxicomb.)	ATR a grande escala (precomb.)	Absorción mejorada (precomb.)
Tamaño de la unidad de captura (especificar unidades)	90	95	91	91	392 MW combustible	338 MW combustible	100/90	1351 MWt	1351 MWt	1351 MWt	1351 MWt	358 MWt	358 MWt
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> (%)													
Fuentes de energía para la captura (tipo + fuera o dentro del lugar)													
Toda la energía está relacionada con las emisiones de CO <sub>2</sub> ?								si	si	si	si	si	si
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )								0.09	0.09	0.09	0.05	0.10	0.14
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	2.795	1.013	1.175	1.175	0.969	0.399	0.56						
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	11	11	8	11	10	10	10						
Reducción de CO <sub>2</sub> por unidad de producto (%)								60.3	60.3	58.4	75.8	87.4	82.2
Resultados de los costos													
Base anual de costos (en dólares constantes)													
Factor de carga fija (%)					15	15	15	11	11	11	11	11	11
Costo de capital de la planta de ref. (US\$ por unidad de capacidad)													
Costo de capital de la planta de captura (US\$ por unidad de capacidad)													
Costo incremental de capital (millones US\$ por kg s <sup>-1</sup> CO <sub>2</sub> )	3.8	4.1	4.9	4.9	3.2	1.9	2.6						
Costo del producto de la planta de ref. (US\$/unidad)								10.2	10.2	6.1	6.8	54.2	48.2
Costo del producto de la planta de captura (US\$/unidad)								10.2	10.2	6.1	6.8	54.2	48.2
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)													
% de aumento en el costo por unidad de producto (sobre la planta de ref.)													
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	35	74	116	116	34	23	53	55.3	55.3	36.4	38.2	59	60.5
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)					Moderado			78.1	78.1	48.1	41	76	71.8

Tabla 6.7 Costos de captura: otros procesos industriales que usan tecnología actual o avanzada.

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \*Los costos de capital son los costos incrementales de la captura de CO<sub>2</sub>, excluyendo el costo del vapor reparador y la generación de energía; también se excluye los intereses durante la construcción y otros costos propios.

Supuestos y resultados del estudio	OXICOMBUSTIÓN						PC AVANZADA	
	Alstom et al. 2001	Singh et al. 2003	Stobbs & Clark 2005	Dillon et al. 2005	Nsakala et al. 2003	Nsakala et al. 2003	Gibbins et al. 2005	Gibbins et al. 2005
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>	*				*	*		
Tipo de central de energía	adaptación de PC subcrit	adaptación de PC y NGCC aux	adaptación de PC	Nueva PC	CFB con quemado de aire	CFB con quemado de aire	PC subcrit con doble recalentamiento	PC subcrit con doble recalentamiento
Tipo de comb. (bit, sub-bit, GN, otro) y \$\$	bit, 2.7%\$	sub-bit	lignita	bit	bit, 2.3%\$	bit, 2.3%\$		
Tamaño neto de la planta de referencia	434	400	300	677	193	193		
Factor de capacidad de la planta (%)	67	91	90	85	80	80	85	85
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)				44.2	37	37	45.6	45.6
Costo del combustible, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	1.3			1.5	1.23	1.23	1.5	1.5
Tasa de emisión de la planta de ref. (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )	0.908	0.925	0.883	0.722	0.909	0.909		
<i>Diseño de la planta de captura</i>								
Tecnología de captura de CO <sub>2</sub>	oxicombustión	oxicombustión	oxicombustión	oxicombustión	oxicombustión	oxicombustión con CMB	MEA	KS-1
Tamaño neto de la planta con captura (MW)	273	400		532	135	197	165	
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	23.4			35.4	25.8	31.3	32.3	36.5
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> (%)				cerca del 91				
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> MWh <sup>-1</sup> )		0.238	0.145	0.085	0.086	0.073	0.005	
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)		2.664						
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	13.9	15	13.7	11				11
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada MWh <sup>-1</sup> )				25	43	18	15	33
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	**	74		88.2	90.5	92	99.5	
<i>Resultados de los costos</i>		**						
Base anual de costos (en dólares constantes)		2001	2000		2003	2003		
Factor de carga fija (%)	13	9.4		11			11	11
Planta de referencia TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )		0		1260	1500	1500	1022	1022
Planta de captura TCR (US\$ kW <sup>-1</sup> )	1527	909	4570	1857	2853	2731	1784	1678
Incremental TCR para la captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )	1198	909		597	1354	1232	762	656
COE de la planta de referencia (US\$ MWh <sup>-1</sup> )			44.5	44	45.3	45.3	37	37
COE de la planta de captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )			97.5	61.2	82.5	70.5	61	57
COE incremental para la captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	44.5	23.9	53	17.2	37.2	25.2	24	20
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)				47	90	82	75	64
% de aumento en el COE (sobre la planta de ref.)			119	39	82	56	65	54
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )		29						
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	54	35	72	27	45	30	14	
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)			Bajo			Muy bajo		De bajo a moderado

Tabla 6.8 Costos de captura: tecnologías avanzadas para las centrales de energía eléctrica. (Continúa en la próx. Pág.)

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \*Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón y 0.90 para gas natural. \*\* Los costos de capital aumentaron un 15% al estimar los intereses durante la construcción y otros costos propios.

Supuestos y resultados del estudio	NGCC AVANZADO					IGCC AVANZADO					HIBRIDOS AVANZADOS		
	Simbeck 2002	Parsons 2002b	Parsons 2005	CCP 2005	CCP 2005	Dillon et al. 2005	Parsons 2002b	NETL 2002	NETL 2002	CCP 2005	CCP 2005	NETL 2002	Parsons 2002b
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>													
Tipo de central de energía	ciclo comb. Con turbina clase H	ciclo comb. Con turbina clase H	ciclo comb. Con turbina clase H			NGCC	E-gas, O <sub>2</sub> , depurador de agua, turbina clase H	E-gas, O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , compresión hidráulica de aire	gasificación de coque de Canadá	gasificación de coque de Canadá	E-gas, O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, "GT", SOFC	CHAT/SOFC	
Tipo de comb. (bit, sub-bit, GN, otro) y %S						gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Tamaño neto de la planta de referencia	480	384	392	392	388	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Factor de capacidad de la planta (%)	80	80	95	95	85	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	60	59.5	57.6	57.6	56	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Costo del combustible, LHV (US\$/GJ)	4.86	2.82	2.96	2.96	3	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Tasa de emisión de la planta de ref. (tCO <sub>2</sub> /MWh <sup>-1</sup> )	0.342	0.338	0.37	0.37	0.371	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
<i>Diseño de la planta de captura</i>													
Tecnología de captura de CO <sub>2</sub>	MEA	MEA	Membrana conectora (K-S) (postcomb.)	Membrana reformadora de hidrógeno (precomb.)	Absorción mejorada intercambio agua aire (IRA) (precomb.)			Selsolv	Selsolv	IGCC con captura (precomb.)	Selsolv	IGCC con captura (precomb.)	
Tamaño neto de la planta con captura (MW)	413	311	345	335	361	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	51.7	48.1	50.6	49.2	53	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Eficiencia del sistema de captura de CO <sub>2</sub> (%)	85	90	86	86	100	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Tasa de emisión de CO <sub>2</sub> después de la captura (tCO <sub>2</sub> /MWh <sup>-1</sup> )	0.06	0.042	0.06	0.06	0	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	0.98	0.669	0.823	1.09	1.27	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	13.7	8.3	8.3	8.3	11	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Requerimiento energético del sist. CCS (% más entrada/MWh <sup>-1</sup> )	16	24	24	24	25	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	82	88	84.1	83.6	97	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
<i>Resultados de los costos</i>													
Base anual de costos (en dólares constantes)	2001	2000	2000	2000	2000	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Factor de carga fija (%)	15		11	11	11	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Planta de referencia TCR (US\$/kW <sup>2</sup> )	582	539	724	724	724	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Planta de captura TCR (US\$/kW <sup>2</sup> )	1216	1026	1002	1225	1058	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Incremental TCR para la captura (US\$/kW <sup>2</sup> )	634	487	278	501	334	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
COE de la planta de referencia (US\$/MWh <sup>-1</sup> )	42.9	33.5	34.2	34.2	34.2	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
COE de la planta de captura (US\$/MWh <sup>-1</sup> )	65.9	54.1	48.8	45.1	48.9	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
COE incremental para la captura (US\$/MWh <sup>-1</sup> )	23	20.6	18.1	14.7	9	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
% de aumento en el costo de capital (sobre la planta de ref.)	109	90	38	69	46	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
% de aumento en el COE (sobre la planta de ref.)	54	61	59	43	26	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )		48	30.2	39.5	22.5	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Costo del CO <sub>2</sub> astringido (US\$/tCO <sub>2</sub> )	82	70	61	47.5	24.4	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	gas nat.	
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)		De bajo a moderado		De bajo a muy bajo									

Tabla 6.8 continuación.

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \* Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón y 0.90 para gas natural. \*\* Los costos de capital aumentaron un 15% al estimar los intereses durante la construcción y otros costos propios.

Supuestos y resultados del estudio	PRODUCTOS: COMBUSTIBLES LÍQUIDOS Y ELECTRICIDAD										Rango	
	Simbeck 2005	MRC 2004	MRC 2004	NRC 2004	Parsons 2002a	Miretek 2003	Miretek 2003	Miretek 2003	Miretek 2003	Miretek 2003	min	max
<i>Planta de referencia (sin captura)</i>	*				*	*	*	*	*	*		
Productos de la planta (primario/secundario)	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad	H <sub>2</sub> + electricidad		
Proceso o tipo de producción	reformado autotermal con O <sub>2</sub> proporcionado por ITM											
Materia prima	gas natural	gas natural	gas natural	carbón	Carbón Pgh#8	carbón	carbón	carbón	carbón	carbón		
Costo de la materia prima, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	5.26	4.73	4.73	1.20	0.89	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.00	5.00
Factor de capacidad de la planta (%)	90	90	90	90	80	85	85	85	85	85	80	90
Tecnología de captura/separación de CO <sub>2</sub>	oxicombus.				oxicombus.	oxicombus.	oxicombus.	oxicombus.	oxicombus.	oxicombus.		
Capacidad de entrada de la planta de ref. LHV (GJ h <sup>-1</sup> )	9527	7697	7697	8121	2794	3020	6051	6051	6051	6051	2794	9527
Capacidad de producción de la planta de ref., LHV: Combs. (GJ h <sup>-1</sup> )	7504	6004	6004	6004	1956	1904	1844	1808	1808	1808	1808	7404
Electricidad (MW)	-13	-66	-66	-88	7	25	416	519	519	519	-88	519
Eficiencia neta de la planta, LHV (%)	78.3	74.9	74.9	70	70.9	66	55.2	60.7	60.7	60.7	55	78
Eficiencia de captura de CO <sub>2</sub> , (%)	95	90	90	90	94	100	100	95	95	95	90	100
CO <sub>2</sub> emitido (MtCO <sub>2</sub> año <sup>-1</sup> )	0.086	0.505	0.505	0.873	0.117	0.000	0.000	0.191	0.191	0.191	0.000	0.873
Carbono exportado en combustibles (MTC año <sup>-1</sup> )	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total de carbono liberado (kg CO <sub>2</sub> GJ <sup>-1</sup> )	1.46	11.10	11.10	19.45	8.45	0.00	0.00	6.96	6.96	6.96	0	19.5
CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)	4.074	3.119	3.119	5.853	1.855	1.918	3.846	3.652	3.652	3.652	1.9	5.9
Presión del producto CO <sub>2</sub> (MPa)	13.7	13.7	13.7	13.7	13.4	20	20	20	20	20	13.4	20
<i>Resultados de los costos</i>												
Base anual de costos (en dólares constantes)	2003	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000
Factor de carga fija (%)	20	16	16	16	14.3	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	12.7	20
Planta de captura TCR (Millones de US\$)	725	441	441	921	398	441	950	1023	1023	1023	398	1023
Precio de elect. de la planta de captura TCR (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	50	45	45	45	30.8	53.6	53.6	53.6	53.6	53.6	31	54
Costo del combustible de la planta de captura, LHV (US\$ GJ <sup>-1</sup> )	9.84	8.53	8.53	6.39	5.79	6.24	3.27	1.13	1.13	1.13	1.13	9.84
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	De bajo a muy bajo	Muy bajo	Muy bajo	Muy bajo	Muy bajo	Muy bajo	Muy bajo	Muy bajo

Nota: Todos los costos en esta tabla son exclusivamente para la captura y no incluyen los costos de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. \*Los valores HHV reportados aquí convertidos a LHV, suponen una LHV/HHV=0.96 para carbón, 0.846 para hidrógeno. \*\* Eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>=(C en CO<sub>2</sub> capturado)/(C en el combustible de alimentación - C en los productos carbonosos de la planta) x 100.; el C asociado con la electricidad que se importa no se incluye. \*\*\*Incluye el CO<sub>2</sub> emitido en la producción de electricidad que se importa por la planta. Los valores de inversión total a la planta aumentaron en un 3.5% al estimar el requerimiento de capital total.

Tabla 6.9 Costos de captura: plantas multi-productos que usan tecnología avanzada.



Medidas de rendimiento y de costos	Nueva planta MGCC			Nueva planta PC			Nueva planta IGCC			Nueva planta de hidrógeno			Unidades para la planta de H <sub>2</sub>
	Rango		Valor rep.	Rango		Valor rep.	Rango		Valor rep.	Rango		Valor rep.	
	Bajo	Alto		Bajo	Alto		Bajo	Alto		Bajo	Alto		
Tasa de emisión sin captura (kgCO <sub>2</sub> /MWh <sup>-1</sup> )	334	379	367	736	811	762	682	846	773	78	174	137	kgCO <sub>2</sub> /GJ <sup>-1</sup> (sin captura)
Tasa de emisión con captura (kgCO <sub>2</sub> /MWh <sup>-1</sup> )	40	66	52	92	145	112	65	152	108	7	28	17	kgCO <sub>2</sub> /GJ <sup>-1</sup> (con captura)
Porcentaje de reducción de CO <sub>2</sub> por kWh (%)	83	88	86	81	88	85	81	91	86	72	96	86	% de reducción/unidad de producto
Eficiencia de la planta con captura, LHV (%)	47	50	48	30	35	33	31	40	35	52	68	60	Eficiencia de la planta de captura (% LHV)
Requerimientos energéticos de la captura (% más MWh <sup>-1</sup> de entrada)	11	22	16	24	40	31	14	25	19	4	22	8	% más energía de entrada GJ <sup>-1</sup> producido
Requerimiento total de capital sin captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )	515	724	568	1161	1486	1286	1169	1565	1326	(sin una normalización única para las plantas multi-productos)			Requerimiento de capital sin captura
Requerimiento total de capital con captura (US\$ kW <sup>-1</sup> )	909	1261	998	1894	2578	2096	1414	2270	1825				Requerimiento de capital con captura
Porcentaje de aumento en el costo de capital con captura (%)	64	100	76	44	74	63	19	66	37	-2	54	18	% de aumento en el costo de capital
COE sin captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	31	50	37	43	52	46	41	61	47	6.5	10	7.8	Costo de H <sub>2</sub> sin captura (US\$ GJ <sup>-1</sup> )
COE con captura (US\$ MWh <sup>-1</sup> )	43	72	54	62	86	73	54	79	62	7.5	13.3	9.1	Costo de H <sub>2</sub> con captura (US\$ GJ <sup>-1</sup> )
Aumento en el COE con la captura (%)	12	24	17	18	34	27	9	22	16	0.3	3.3	1.3	Aumento en el costo de H <sub>2</sub> (US\$ GJ <sup>-1</sup> )
Porcentaje de incremento en el COE con captura (%)	37	69	46	42	66	57	20	55	33	5	33	15	% de aumento en e costo de H <sub>2</sub>
Costo del CO <sub>2</sub> capturado (US\$/tCO <sub>2</sub> )	33	57	44	23	35	29	11	32	20	2	39	12	US\$/tCO <sub>2</sub> capturado
Costo del CO <sub>2</sub> sustraído (US\$/tCO <sub>2</sub> )	37	74	53	29	51	41	13	37	23	2	56	15	US\$/tCO <sub>2</sub> sustraído
Nivel de confianza del costo de captura (ver Tabla 7.1)	Moderado			Moderado			Moderado			De moderado a alto			Nivel de confianza (ver Tabla 7.1)

Tabla 6.10 Resumen del rendimientos de centrales nuevas y costos de captura de CO<sub>2</sub>, basado en la tecnología actual.

# Conclusiones

Un modelo energético global dependiente del petróleo, el carbón y el gas con la quema de combustibles fósiles se libera dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) a la atmósfera. La captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> es una de las soluciones más prometedoras para cumplir los objetivos, que el consenso científico considera, para que el calentamiento global sea inferior.

Tenemos una necesidad urgente de reducir drásticamente las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) en las próximas décadas para prevenir un cambio climático peligroso. El Protocolo de Kioto es un primer paso esencial en la dirección correcta.

Para que cualquier programa de captura y secuestro de carbono sea seguro y eficaz, tendría que eliminarse cualquier posibilidad de escapes a la atmósfera. Durante este siglo, la captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, juega un papel significativo en la reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, todavía quedan muchos puntos por resolver antes de que estas técnicas se extiendan a gran escala con lo que los costos se verían reducidos.

Para aumentar el conocimiento y la experiencia sobre estas técnicas, deben realizarse proyectos de gran escala para analizar y reducir los costos. Si se dan las condiciones y se resuelven los vacíos de conocimiento, en unas cuantas décadas los sistemas de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> podrían implementarse a gran escala, en tanto que se establezcan políticas que limiten sustancialmente las emisiones de GEI.

Por otra parte, si se requiere aumentar la capacidad de producción en los países en un corto intervalo de tiempo. Este aumento debe ir motivado para mejorar el nivel de vida y debe ir acompañado por un respeto al medioambiente.

De nada sirve aumentar la potencia sin enfrentarse al problema de las emisiones de CO<sub>2</sub>. El no hacerlo tiene, principalmente, dos connotaciones negativas:



1. No se resuelve el problema de calentamiento global dejando que unos actúen y otros no; el problema se agrava.
2. Se pierde la posibilidad de comenzar un importante desarrollo tecnológico a la par que el resto de países desarrollados. Al final, habrá que ir a buscar y depender de las tecnologías exteriores.

Todas las opciones mencionadas en este trabajo deben estar encaminadas a hacer que los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> sean más eficientes y de menor costo (en comparación con las opciones principales). Además, tendrían que ser desarrollados transportes eficientes, económicos y tecnologías de captura/separación para permitir el uso a gran escala de los depósitos geológicos. En la actualidad, los gastos de captura/separación representan el obstáculo financiero más grande. Los problemas de seguridad y estrategias de control son componentes clave de la evaluación riesgo/desempeño.

Es importante comprender que esta amplia variedad de soluciones de captura de CO<sub>2</sub> tenderán a establecerse con el tiempo así como los beneficios esperados, y esto se hace evidente con los nuevos resultados de las investigaciones actuales y futuras y, proyectos de demostración.

En un futuro con restricciones mundiales de carbono, estos independientes y continuos desarrollos en la eficiencia del ciclo de energía resultaran en menores emisiones de CO<sub>2</sub> por kWh producido y por lo tanto una menor pérdida total en el rendimiento del ciclo cuando sea aplicada la captura por postcombustión.

**Absorción** Asimilación química o física de moléculas dentro de un volumen de líquido o sólido, para formar ya sea una solución o un compuesto.

**Adiabático** Un proceso en el que no se libera ni se gana calor en el sistema.

**Adsorción** Captación de moléculas en la superficie de un sólido o un líquido.

**Amina** Compuesto químico orgánico que contiene uno o más de los grupos nitrógeno  $-NH_2$ ,  $-NH$  o  $-N$ .

**APEC** Cooperación Económica Asia-Pacífico.

**ARC** Consejo de Investigación de Alberta.

**ASU** Unidad de Separación Criogénica de Aire.

**ATR** Proceso de Reformado Auto-térmico: un proceso en el que el calor para la reacción de  $CH_4$  con vapor es generado por la oxidación parcial del  $CH_4$ .

**AZEP** Avanzada Planta de Electricidad con Cero Emisiones.

**Biomasa** Materia derivada actualmente de la Biosfera.

**Carbón bituminoso** Un rango intermedio de carbón, comprendido entre los extremos de la antracita y la turba, más cercano a la antracita.

**CBM** Metano en Capas de Carbón.

**CCS** Captura y Almacenamiento de  $CO_2$ .

**Celda de combustible** Dispositivo electroquímico en el que se oxida un combustible de manera controlada para

producir una corriente eléctrica y calor, directamente.

**CF** Factor de Capacidad.

**CFBC** Combustión en Capas Fluidizadas de Carbón.

**Circuito químico de combustión** Un proceso en el que la combustión de un combustible fósil se lleva a cabo por reacciones de reducción y oxidación por separado, usando un óxido metálico como portador de oxígeno entre los dos reactores.

**CMCC** Convención Marco sobre el Cambio Climático.

**$CO_2$  evitado** La diferencia entre el  $CO_2$  capturado, transportado y/o almacenado, y la cantidad de  $CO_2$  generado por el sistema sin captura, las emisiones netas no capturadas por el sistema con captura de  $CO_2$ .

**Combustión de un oxcombustible** Combustión de un combustible con oxígeno puro o una mezcla de oxígeno, agua y dióxido de carbono.

**COE** Costo normalizado de la electricidad, su valor es calculado por la ecuación (1) del Capítulo 6.

**CP** Central de Carbón Pulverizado.

**COREX** Un proceso para producir acero.

**Criogénico** Perteneciente a bajas temperaturas, comúnmente por debajo de los  $-100$  °C.

**DEA** Di-etanolamina.

**DRI** Hierro Reducido Directamente.

**ECBM** Recuperación Mejorada de Gas Metano a través de yacimientos de Carbón.

**Eficiencia de captura** La fracción de CO<sub>2</sub> separado de la corriente de gas de una fuente.

**EGR** Recuperación Mejorada de Gas.

**Endotérmica** Concerniente a una reacción química que absorbe calor, o requiere calor para llevarse a cabo.

**EOR** Recuperación Mejorada de Petróleo.

**ESA** Adsorción por Variación de la Presión.

**ESP** Precipitador Electrostático.

**Exotérmica** Concerniente a una reacción química que libera calor, como la combustión.

**Fase de demostración** Significa que la tecnología está siendo implementada en un proyecto piloto o a una pequeña escala, pero aún no es factible a gran escala.

**Fase densa** Un gas comprimido a una densidad próxima a la de un líquido.

**FBC** Lecho fluidizado de combustión.

**FC** Costo del combustible.

**FCF** Factor de Carga Fija.

**FGD** Unidad de Desulfuración de los Gases de Combustión.

**Fischer-Tropsch** Un proceso que transforma una mezcla de gas de CO y H<sub>2</sub> en un hidrocarburos líquidos y agua.

**FOM** Costos Fijos de Operación.

**Gas ácido** Cualquier mezcla gaseosa que se convierte a un ácido cuando es disuelto en agua (normalmente referido a H<sub>2</sub>S + CO<sub>2</sub> de un gas amargo).

**Gases de combustión** Gases producidos por la combustión de un combustible que son normalmente emitidos a la atmósfera.

**Gasificación** Proceso mediante el que un combustible sólido, que contiene carbono, es transformado a carbono y un combustible gaseoso que contiene hidrógeno.

**GEI** Gas(es) de Efecto Invernadero. Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), metano (CH<sub>4</sub>), hidrofluorocarbonos (HFCs), etc.

**GNCC** Ciclo Combinado de Gas Natural.

**HHV** Valor Calorífico Superior: energía liberada por la combustión de un combustible que incluye el calor latente del agua.

**HR** Tasa Neta de Calor de la Planta.

**HSE** Seguridad, Salud y Medio Ambiente.

**I&D** Investigación y Desarrollo.

**IEA** Agencia Internacional de la Energía.

**IGCC** Ciclo Combinado con Gasificación Integrada.

**Ion** Un átomo o molécula que ha adquirido una carga ya sea ganando o perdiendo electrones.

**LHV** Valor Calorífico Inferior: energía liberada por la combustión de un combustible que excluye el calor latente del agua.

**Lignita/carbón sub-bituminoso** Carbón relativamente joven de bajo rango con un relativo alto contenido de hidrógeno y oxígeno.

**MDEA** Metil Di-etanolamina.

**MEA** Monoetanolamina.

**Membrana** Una lámina o bloque de material que separa selectivamente los componentes de una mezcla de fluidos.

**MTI** Membranas de Transporte de Iones.

**MTO** Membranas de Transporte de Oxígeno.

**MWh** Megawatt hora

**NO<sub>x</sub>** Óxidos de Nitrógeno.

**O&M** Operación y Mantenimiento de la planta.

**Oxidación** La pérdida de uno o más electrones de un átomo, molécula o ion.

**Oxidación parcial** La oxidación de un combustible, que contiene carbono, bajo condiciones que producen una gran fracción de CO e hidrógeno.

**PIB** Producto Interno Bruto.

**Planta Claus** Una planta que transforma el H<sub>2</sub>S a Azufre elemental.

**POX** Proceso de Oxidación Parcial.

**Presión parcial** La presión que podría ser ejercida por un gas particular, en una mezcla de gases si los otros gases no estuviera presentes.

**PSA** Operación de Variación de la Presión.

**PTSA** Operación de Variación de la Presión y Temperatura.

**Rango** Criterios de calidad para el carbón.

**RCE** Reducciones Certificadas de Emisiones.

**Reducción** La adquisición de uno o más electrones de un átomo, molécula o ion.

**Reducción directa** Es el proceso mediante el cual se obtiene hierro esponja a partir de mineral de hierro. Para lograr la reducción del mineral se hace uso de gases reductores, compuestos en su mayor parte por H<sub>2</sub> y CO, obtenidos de la reformación catalítica del CH<sub>4</sub>.

**Sal de calor estable** Se adiciona al absorbedor para no gastar más calor del se requiera o sea necesario.

**SCR** Reactor Catalítico Selectivo.

**Selexol** Un proceso comercial de absorción física para eliminar CO<sub>2</sub>, y que usa glicol dimetil éter.

**SER** Reacción Mejorada de Absorción.

**Singas** Gas de Síntesis (CO+H<sub>2</sub>).

**SMR** Reformado con Vapor Metano.

**SNG** Gas Natural Sintético.

**SO<sub>x</sub>** Óxidos de Azufre.

**TCR** Exigencia Total de Capital.

**TSA** Operación de Variación de la Temperatura.

**Turbina de gas** Una máquina en la que un combustible es quemado con aire comprimido u oxígeno, y de la que se

obtiene trabajo por la expansión de los productos calientes (gases).

**VOM** Costos Variables de Operación.

**ZECA** Proceso Cero Emisiones con Carbón Alianza.

**ZEFF** Combustibles Fósiles con Cero Emisiones.

Este trabajo adopta las convenciones de la comunidad técnica CCS, que expresa los valores en dólares de EUA por tonelada de CO<sub>2</sub> (\$/tCO<sub>2</sub>) y en millones de toneladas de CO<sub>2</sub> (MtCO<sub>2</sub>) o miles de millones de toneladas de CO<sub>2</sub> (GtCO<sub>2</sub>). Los costos pueden ser convertidos a dólares por tonelada de carbono (\$/tC) multiplicando por 3,644 y los datos de masa se pueden convertir en carbono (C) con unidades base de la comunidad técnica del cambio climático dividiendo la masa expresada en unidades de CO<sub>2</sub> por 3,664.

Este trabajo hace uso frecuente de una medida muy grande de masa conocida como "gigatón". Un gigatón de CO<sub>2</sub> (GtCO<sub>2</sub>) es una medida estándar para los científicos y los responsables políticos familiarizados con la gestión del carbono, pero para otras audiencias la magnitud de esta unidad es a veces difícil de comprender. Un gigatón es aproximadamente igual a 77 edificios "Empire State" si fueran completamente de plomo; 10,718 portaaviones el tamaño de la USS Enterprise, o toda el hierro mineral extraído anualmente en el mundo. En unidades prácticas de campo (Petroteras) un gigatón es aproximadamente igual a  $2.44 \times 10^{17}$  pies<sup>3</sup> o  $6.89 \times 10^{15}$  m<sup>3</sup>. Para obtener más ejemplos de cuán grande es un gigatón consulte C.L. Davidson y J.J. Dooley, "Un Gigaton es..." PNWD-3299 (College Park, MD: Joint Global Change Research Institute, Battelle Pacific Northwest, División, July 2003).

# Referencias

1. **Abanades**, J.C., E.J. Anthony, D. Alvarez, D.Y. Lu, and C. Salvador, 2004a: Capture of CO<sub>2</sub> from Combustion Gases in a Fluidised Bed of CaO. *AIChE J*, **50**, No. 7, 1614-1622.
2. **Abanades**, J.C., E.S. Rubin and E.J. Anthony, 2004b: Sorbent cost and performance in CO<sub>2</sub> capture systems. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **43**, 3462-3466.
3. **Abbot**, J., B. Crewdson, and K. Elhius, 2002: Efficient cost effective and environmentally friendly synthesis gas technology for gas to liquids production. IBC Gas to Liquids Conference, London.
4. **Aboudheir**, A., P. Tontiwachwuthikul, A. Chakma, and R. Idem, 2003: Kinetics of the reactive absorption of carbon dioxide in high CO<sub>2</sub>-loaded, concentrated aqueous monoethanolamine solutions. *Chemical Engineering Science* **58**, 5195-5210.
5. **Alic**, J.A., D.C. Mowery, and E.S. Rubin, 2003: *U.S. Technology and Innovation Policies: Lessons for Climate Change*. Pew Center on Global Climate Change, Arlington, VA, November.
6. **Allam**, R.J., E.P. Foster, V.E. Stein, 2002: Improving Gasification Economics through ITM Oxygen Integration. Proceedings of the Fifth Institution of Chemical Engineers (UK) European Gasification Conference, Noordwijk, The Netherlands.
7. **Alstom Power Inc.**, ABB Lummus Global Inc., Alstom Power Environmental Systems and American Electric Power, 2001: *Engineering feasibility and economics of CO<sub>2</sub> capture on an existing coal-fired power plant*. Report no. PPL-01-CT-09 to Ohio Department of Development, Columbus, OH and US Department of Energy/NETL, Pittsburgh, PA.
8. **American Institute of Chemical Engineers**, 1995: Centre for Chemical Process Safety. Guidelines for Technical Planning for On-site Emergencies *Wiley*, New York.
9. **Anderson**, R., H. Brandt, S. Doyle, K. Pronske, and F. Viteri, 2003: Power generation with 100% carbon capture and sequestration. Second Annual Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, VA.
10. **Apple**, M. 1997: Ammonia. Methanol. Hydrogen. Carbon Monoxide. Modern Production Technologies. A Review. Published by *Nitrogen - The Journal of the World Nitrogen and Methanol Industries*. CRU Publishing Ltd.
11. **Aresta**, M.A. and A. Dibenedetto, 2003: New Amines for the reversible absorption of carbon dioxide from gas mixtures. *Greenhouse Gas Control Technologies*, Proceedings of the 6th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK. 1599-1602.
12. **Armstrong**, P.A., D.L. Bennett, E.P. Foster, and V.E. Stein, 2002: Ceramic membrane development for oxygen supply to gasification applications. Proceedings of the Gasification Technologies Conference, San Francisco, CA, USA.
13. **Arnold**, D.S., D.A. Barrett and R.H. Isom, 1982: CO<sub>2</sub> can be produced from flue gas. *Oil & Gas Journal*, November, 130-136.
14. **Aroonwilas**, A., A. Chakma, P. Tontiwachwuthikul, and A. Veawab, 2003: Mathematical Modeling of Mass-Transfer and Hydrodynamics in CO<sub>2</sub> Absorbers Packed with Structured Packings, *Chemical Engineering Science*, **58**, 4037-4053.
16. **Astarita**, G., D.W. Savage, and A. Bisio, 1983: Gas Treating with Chemical Solvents, Chapter 9 Removal of Carbon Dioxide. *Wiley*, New York.
17. **Audus**, H. and P. Freund, 2005: Climate change mitigation by biomass gasification combined with CO<sub>2</sub> capture and storage. Proceedings of 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. E.S. Rubin, D.W. Keith, and C.F. Gilboy (eds.), Vol. 1: Peer-Reviewed Papers and Overviews, E.S. Rubin, D.W. Keith and C.F. Gilboy (eds.), Elsevier Science, Oxford, UK, 187-200.
18. **Babcock Energy Ltd**, Air Products Ltd, University of Naples and University of Ulster, 1995: Pulverised coal combustion system for CO<sub>2</sub> capture. Final report 2.1.1, European Commission JOULE II Clean Coal Technology Programme - Powdered Coal Combustion Project.
19. **Babovic**, M., A. Gough, P. Leveson, and C. Ramshaw, 2001: Catalytic Plate Reactors for Endo- and Exothermic Reactions. 4th International Conference on Process Intensification for the Chemical Industry, Brugge, Belgium, 10-12 September.

20. **Bachu, S.**, and W. Gunter, 2005: Overview of Acid Gas Injection in Western Canada. In E.S.Rubin, D.W. Keith, and C.F. Gilboy (eds.), Proceedings of 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume I: Peer Reviewed Papers and Overviews, *Elsevier Science*, Oxford, UK, 443-448.
21. **Bai, H.**, A.C. Yeh, 1997: Removal of CO<sub>2</sub> Greenhouse Gas by Ammonia Scrubbing. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **36** (6), 2490-2493.
22. **Bandi, A.**, M. Specht, P. Sichler, and N. Nicoloso, 2002: In situ Gas Conditioning in Fuel Reforming for Hydrogen Generation. 5<sup>th</sup> International Symposium on Gas Cleaning at High Temperature. U.S. DOE National Energy Technology Laboratory, Morgantown, USA.
23. **Barchas, R.**, R. Davis, 1992: The Kerr-McGee / ABB Lummus Crest Technology for the Recovery of CO<sub>2</sub> from Stack Gases. *Energy Conversion and Management*, **33**(5-8), 333-340.
24. **Beecy, D.J.** and Kuuskraa, V.A., 2005: Basic Strategies for Linking CO<sub>2</sub> enhanced oil recovery and storage of CO<sub>2</sub> emissions. In E.S.Rubin, D.W. Keith and C.F. Gilboy (eds.), Proceedings of the 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-7), September 5-9, 2004, Vancouver, Canada. Volume I: Peer Reviewed Papers and Overviews, *Elsevier Science*, Oxford, UK, 351-360.
25. **Blomen, L.J.N.J.** and M.N. Mugerwa, 1993: Fuel Cell systems, Plenum Press, New York, 1993, ISBN 0-36-44158-6.
26. **Bock, B.**, R. Rhudy, H. Herzog, M. Klett, J. Davison, D. De la Torre Ugarte, and D.Simbeck, 2003: Economic Evaluation of CO<sub>2</sub> Storage and Sink Options, DOE Research Report DE-FC26-00NT40937, U.S. Department of Energy, Pittsburgh Energy Technology Center, Pittsburgh, PA.
27. **Bouwmeester, H.J.M.**, L.M.Van Der Haar, 2002: Oxygen permeation through mixed-conducting perovskite oxide membranes. *Ceramic Transactions*, **127**, Materials for Electrochemical Energy Conversion and Storage, 49-57.
28. **BP**, 2004: *Statistical Review of World Energy*. [Http://www.bp.com](http://www.bp.com).
29. **Bracht, M.**, Alderliesten P.T., R. Kloster, R. Pruschek, G. Haupt, E. Xue, J.R.H. Ross, M.K. Koukou, and N. Papayannakos, 1997: Water gas shift membrane reactor for CO<sub>2</sub> control in IGCC systems: techno-economic feasibility study, *Energy Conversion and Management*, **38** (Suppl.), S159-S164, 1997.
30. **Brandvoll, Ø.** and O. Bolland, 2004: Inherent CO<sub>2</sub> capture using chemical looping combustion in a natural gas fired power cycle. ASME Paper No. GT-2002-30129, *ASME Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, **126**, 316-321.
31. **Bredesen, R.**, K. Jordal and O. Bolland, 2004: High-Temperature Membranes in Power Generation with CO<sub>2</sub> capture. *Journal of Chemical Engineering and Processing*, **43**, 1129-1158.
32. **Breton, D.L.** and P. Amick, 2002: Comparative IGCC Cost and Performance for Domestic Coals, Proceedings of the 2002 Gasification Technology Conference, San Francisco, October.
33. **Campanari, S.**, 2002: Carbon dioxide separation from high temperature fuel cell power plants. *Journal of Power Sources*, **112** (2002), 273-289.
34. **Carolan, M.F.**, P.N. Dyer, E. Minford, T.F. Barton, D.R. Peterson, A.F. Sammells, D.L. Butt, R.A. Cutler, and D.M. Taylor, 2001: Development of the High Pressure ITM Syngas Process, Proceedings of the 6th Natural Gas Conversion Symposium, Alaska, 17-22 June.
35. **Castle, W.F.**, 1991: Modern liquid pump oxygen plants: Equipment and performance, Cryogenic Processes and Machinery, AIChE Series No: 294; 89:14-17, 8<sup>th</sup> Intersociety Cryogenic Symposium, Houston, Texas, USA.
36. **CCP**, 2005: Economic and Cost Analysis for CO<sub>2</sub> Capture Costs in the CO<sub>2</sub> Capture Project, Scenarios. In D.C. Thomas (Ed.), Volume 1 - Capture and Separation of Carbon Dioxide from Combustion Sources, Elsevier Science, Oxford, UK.
37. **Celik, F.**, E.D. Larson, and R.H. Williams, 2005: Transportation Fuel from Coal with Low CO<sub>2</sub> Emissions, Wilson, M., T. Morris, J. Gale and K. Thambimuthu (eds.), Proceedings of 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume II: Papers, Posters and Panel Discussion, *Elsevier Science*, Oxford UK, 1053-1058.
38. **Chakma, A.**, P. Tontiwachwuthikul, 1999: Designer Solvents for Energy Efficient CO<sub>2</sub> Separation from Flue Gas Streams. Greenhouse Gas Control Technologies. Riemer, P., B. Eliasson, A. Wokaun (eds.), *Elsevier Science, Ltd.*, United Kingdom, 35-42.
39. **Chakma, A.**, 1995: An Energy Efficient Mixed Solvent for the Separation of CO<sub>2</sub>. *Energy Conversion and Management*, **36**(6-9), 427-430.
40. **Chakravarty, S.**, A. Gupta, B. Hunek, 2001: Advanced technology for the capture of carbon dioxide from flue gases, Presented at First National Conference on Carbon Sequestration, Washington, DC.
41. **Chapel, D.G.**, C.L. Mariz, and J. Ernest, 1999: Recovery of CO<sub>2</sub> from flue gases: commercial trends, paper No. 340 at the Annual Meeting of the Canadian Society of Chemical Engineering, Saskatoon, Canada, October.



43. **Chatel-Pelage**, F., M. Ovidiu, R. Carty, G. Philo, H. Farzan, S. Vecci, 2003: A pilot scale demonstration of oxy-fuel combustion with flue gas recirculation in a pulverised coal-fired boiler, Proceedings 28<sup>th</sup> International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems, Clearwater, Florida, March 10-13.
44. **Cheeley**, R., 2000: Combining gasifiers with the MIDREX<sup>®</sup> direct reduction process, Gasification 4 Conference, Amsterdam, Netherlands, 11-13 April.
45. **Chen**, C., A.B. Rao, and E.S. Rubin, 2003: Comparative assessment of CO<sub>2</sub> capture options for existing coal-fired power plants, presented at the Second National Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, VA, USA, 5-8 May.
46. **Chen**, H., A.S. Kovvali, S. Majumdar, K.K. Sirkar, 1999: Selective CO<sub>2</sub> separation from CO<sub>2</sub>-N<sub>2</sub> mixtures by immobilised carbonate-glycerol membranes, *Ind. Eng. Chem.*, **38**, 3489-3498.
47. **Chiesa**, P., S. Consonni, T. Kreutz, and R. Williams, 2005: Coproduction of hydrogen, electricity and CO<sub>2</sub> from coal with commercially ready technology. Part A: Performance and emissions, *International Journal of Hydrogen Energy*, **30** (7): 747-767.
48. **Cho**, P., T. Mattisson, and A. Lyngfelt, 2002: Reactivity of iron oxide with methane in a laboratory fluidised bed – application of chemical-looping combustion, 7th International Conference on Circulating Fluidised Beds, Niagara Falls, Ontario, May 5-7, 2002, 599-606.
49. **Croiset**, E. and K.V. Thambimuthu, 2000: Coal combustion in O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> Mixtures Compared to Air. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, **78**, 402-407.
50. **Cullinane**, J.T. and G. T. Rochelle, 2003: Carbon Dioxide Absorption with Aqueous Potassium Carbonate Promoted by Piperazine, Greenhouse Gas Control Technologies, Vol. II, J. Gale, Y. Kaya, Elsevier Science, Ltd., United Kingdom, 1603-1606.
51. **Curran**, G P., C.E. Fink, and E. Gorin, 1967: Carbon dioxide-acceptor gasification process. Studies of acceptor properties. *Adv. Chem. Ser.*, **69**, 141-165.
52. **Damle**, A.S. and T.P. Dorchak, 2001: Recovery of Carbon Dioxide in Advanced Fossil Energy Conversion Processes Using a Membrane Reactor, First National Conference on Carbon Sequestration, Washington, DC.
53. **Davison**, J.E., 2005: CO<sub>2</sub> capture and storage and the IEA Greenhouse Gas R&D Programme. Workshop on CO<sub>2</sub> issues, Middelfart, Denmark, 24 May, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
54. **Dijkstra**, J.W. and D. Jansen, 2003: Novel Concepts for CO<sub>2</sub> capture with SOFC, Proceedings of the 6th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6) Volume I, Page 161-166, 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, Gale J. and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Kidlington, Oxford, UK.
55. **Dillon**, D.J., R.S. Panesar, R.A.Wall, R.J. Allam, V. White, J. Gibbins, and M.R. Haines, 2005: Oxy-combustion processes for CO<sub>2</sub> capture from advanced supercritical PF and NGCC power plant, In: Rubin, E.S., D.W. Keith, and C.F. Gilboy (eds.), Proceedings of 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume I: Peer Reviewed Papers and Overviews, Elsevier Science, Oxford, UK, 211-220.
56. **Dongke**, M.A., L. Kong, and W.K. Lu, 1988: Heat and mass balance of oxygen enriched and nitrogen free blast furnace operations with coal injection. I.C.S.T.I. Iron Making Conference Proceedings.
57. **Duarte**, P.E. and E. Reich, 1998: A reliable and economic route for coal based D.R.I. production. I.C.S.T.I. Ironmaking Conference Proceedings 1998.
58. **Dyer**, P.N., C.M. Chen, K.F. Gerdes, C.M. Lowe, S.R. Akhave, D.R. Rowley, K.I. Åsen and E.H. Eriksen, 2001: An Integrated ITM Syngas/Fischer-Tropsch Process for GTL Conversion, 6th Natural Gas Conversion Symposium, Alaska, 17-22 June 2001.
59. **Dyer**, P.N., R.E. Richards, S.L. Russek, D.M. Taylor, 2000: Ion transport membrane technology for oxygen separation and syngas production, *Solid State Ionics*, **134** (2000) 21-33.
60. **EPRI**, 1993: Technical Assessment Guide, Volume 1: Electricity Supply-1993 (Revision 7), Electric Power Research Institute, Palo Alto, CA, June.
61. **Erga**, O., O. Juliussen, H. Lidal, 1995: Carbon dioxide recovery by means of aqueous amines, *Energy Conversion and Management*, **36**(6-9), 387-392.
62. **European Chemicals Bureau**, 2003: Technical Guidance Document on Risk Assessment. European Communities. EUR 20418, <http://ecb.jrc.it/>.
63. **Falk-Pedersen**, O., H. Dannström, M. Grønvold, D.-B. Stuksrud, and O. Rønning, 1999: Gas Treatment Using Membrane Gas/Liquid Contractors, Greenhouse Gas Control Technologies. B. Eliasson, P. Riemer and A. Wokaun (eds.), Elsevier Science, Ltd., United Kingdom 115-120.
64. **Farla**, J.C., C.A. Hendriks, and K. Blok, 1995: Carbon dioxide recovery from industrial processes, *Climate Change*, **29**, (1995), 439-61.
65. **Feron**, P.H.M and A.E. Jansen, 2002: CO<sub>2</sub> Separation with polyolefin membrane contactors and dedicated absorption liquids: Performances and prospects, *Separation and Purification Technology*, **27**(3), 231-242.

67. **Feron**, P.H.M., 1992: Carbon dioxide capture: The characterization of gas separation/removal membrane systems applied to the treatment of flue gases arising from power plant generation using fossil fuel. IEA/92/08, IEA Greenhouse Gas R&D programme, Cheltenham, UK.
68. **Feron**, P.H.M., 1994: Membranes for carbon dioxide recovery from power plants. In Carbon Dioxide Chemistry: Environmental Issues. J. Paul, C.M. Pradier (eds.), The Royal Society of Chemistry, Cambridge, United Kingdom, 236-249.
69. **Gibbins**, J., R.I. Crane, D. Lambropoulos, C. Booth, C.A. Roberts, and M. Lord, 2005: Maximising the effectiveness of post-combustion CO<sub>2</sub> capture systems. Proceedings of the 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume I: Peer Reviewed Papers and Overviews, E.S. Rubin, D.W. Keith, and C.F. Gilboy (eds.), Elsevier Science, Oxford, UK, 139-146.
70. **Gielen**, D.J., 2003: CO<sub>2</sub> removal in the iron and steel industry, *Energy Conversion and Management*, **44** (7), 1027-1037.
71. **Göttlicher**, G., 1999: Energetik der Kohlendioxidrückhaltung in Kraftwerken, Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 6: Energietechnik Nr. 421, VDI Düsseldorf, Dissertation Universität Essen 1999, ISBN 3-18-342106-2.
72. **Gray**, D. and G. Tomlinson, 2001: Coproduction of Ultra Clean Transportation Fuels, Hydrogen, and Electric Power from Coal, Mitretek Technical Report MTR 2001-43, prepared for the National Energy Technology Laboratory, US DOE, July.
73. **Gray**, D. and G. Tomlinson, 2003: Hydrogen from Coal. Mitretek Technical Paper MTR-2003-13, prepared for the National Energy Technology Laboratory, US DOE, April.
74. **Green**, D.A., B.S. Turk, R.P. Gupta, J.W. Portzer, W.J. McMichael, and D.P. Harrison, 2002: Capture of Carbon Dioxide from flue gas using regenerable sorbents. 19<sup>th</sup> Annual International Pittsburgh Coal Conference. September 23-27, Pittsburgh, Pennsylvania, USA.
75. **Griffin**, T., S.G. Sundkvist, K. Aasen, and T. Bruun, 2003: Advanced Zero Emissions Gas Turbine Power Plant, ASME Turbo Expo Conference, paper# GT-2003-38120, Atlanta, USA.
76. **Haines**, M.R., 1999: Producing Electrical Energy from Natural Gas using a Solid Oxide Fuel Cell. Patent WO 99/10945, 1-14.
77. **Hazardous Substances Data Bank**, 2002: US National Library of Medicine, Specialized Information Services: Hazardous Substances Data Bank. Carbon dioxide. 55 pp.
78. **Hendriks**, C., 1994: Carbon dioxide removal from coal-fired power plants, Dissertation, Utrecht University, Netherlands, 259 pp.
79. **Herzog**, H.J., 1999: The economics of CO<sub>2</sub> capture. Proceedings of the Fourth International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, B. Eliasson, P. Riemer, and A. Wokaun (eds.), 30 August-2 September 1998, Interlaken, Switzerland, Elsevier Science Ltd., Oxford, UK, 101-106.
80. **Herzog**, H., D. Golomb, S. Zemba, 1991: Feasibility, modeling and economics of sequestering power plant CO<sub>2</sub> emissions in the deep ocean, *Environmental Progress*, **10**(1), 64-74.
81. **Hoffman**, J.S., D.J. Fauth., and H.W. Pennline, 2002: Development of novel dry regenerable sorbents for CO<sub>2</sub> capture. 19<sup>th</sup> Annual International Pittsburgh Coal Conference. September 23-27, 2002 Pittsburgh, Pennsylvania, USA.
82. **Holt**, N., G. Booras, and D. Todd, 2003: Summary of recent IGCC studies of CO<sub>2</sub> for sequestration, Proceedings of Gasification Technologies Conference, October 12-15, San Francisco.
83. **Hufton**, J.R., R.J. Allam, R. Chiang, R.P. Middleton, E.L. Weist, and V. White, 2005: Development of a Process for CO<sub>2</sub> Capture from Gas Turbines using a Sorption Enhanced Water Gas Shift Reactor System. Proceedings of 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume I: Peer Reviewed Papers and Overviews, E.S. Rubin, D.W. Keith, and C.F. Gilboy (eds.), Elsevier Science, Oxford, UK, 2005, 253-262.
84. **Hufton**, J.R., S. Mayorga, S. Sircar, 1999: Sorption Enhanced Reaction Process for Hydrogen Production *AIChE J*, **45**, 248-254.
85. **IEA WEO**, 2004: IEA World Energy Outlook 2004, International Energy Agency, Paris France.
86. **IEA**, 2004: Prospects for CO<sub>2</sub> capture and storage, ISBN 92-64-10881-5.
87. **IEA CCC**, 2005: IEA CCC (IEA Clean Coal Centre) The World Coal-fired Power Plants Database, Gemini House, Putney, London, United Kingdom.
88. **IEA GHG**, 1996: De-carbonisation of fossil fuels, Report PH2/2, March 1996, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
89. **IEA GHG**, 1999: The reduction of greenhouse gas emissions from the cement industry. Report PH3/7, May 1999, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
90. **IEA GHG**, 2000a: Greenhouse gas emissions from major industrial sources III - Iron and Steel Production Report PH3/30, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
91. **IEA GHG**, 2000b: Leading options for the capture of CO<sub>2</sub> emissions at power stations, report PH3/14, Feb. 2000, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.

92. **IEA GHG**, 2000c: CO<sub>2</sub> abatement in oil refineries: fired heaters, report PH3/31, Oct. 2000, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
93. **IEA GHG**, 2000d: Key Components for CO<sub>2</sub> abatement: Gas turbines, report PH3/12 July 2000, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
94. **IEA GHG**, 2001: CO<sub>2</sub> abatement by the use of carbon-rejection processes, report PH3/36, February 2001, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
95. **IEA GHG**, 2002a: Transmission of CO<sub>2</sub> and Energy, report PH4/6, March 2002, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
96. **IEA GHG**, 2002b: Opportunities for early application of CO<sub>2</sub> sequestration technologies, report PH4/10, Sept. 2002, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
97. **IEA GHG**, 2003: Potential for improvements in gasification combined cycle power generation with CO<sub>2</sub> Capture, report PH4/19, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
98. **IEA GHG**, 2004: Improvements in power generation with postcombustion capture of CO<sub>2</sub>, report PH4/33, Nov. 2004, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
99. **IEA GHG**, 2005: Retrofit of CO<sub>2</sub> capture to natural gas combined cycle power plants, report 2005/1, Jan. 2005, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.
100. **Ishibashi**, M., K. Otake, S. Kanamori, and A. Yasutake, 1999: Study on CO<sub>2</sub> Removal Technology from Flue Gas of Thermal Power Plant by Physical Adsorption Method, Greenhouse Gas Control Technologies. P. Riemer, B. Eliasson, and A. Wokaun (eds.), Elsevier Science, Ltd., United Kingdom, 95-100.
101. **Ishida**, M. and H. Jin, 1994: A New Advanced Power-Generation System Using Chemical-Looping Combustion, *Energy*, **19**(4), 415-422.
102. **Jansen**, D. and J.W. Dijkstra, 2003: CO<sub>2</sub> capture in SOFC-GT systems, Second Annual Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, Virginia USA, May 5-7.
103. **Jericha**, H., E. Göttlich, W. Sanz, F. Heitmeir, 2003: Design optimisation of the Graz cycle power plant, ASME Turbo Expo Conference, paper GT-2003-38120, Atlanta, USA.
104. **Jordal**, K., R. Bredesen, H.M. Kvamsdal, O. Bolland, 2003: Integration of H<sub>2</sub>-separating membrane technology in gas turbine processes for CO<sub>2</sub> sequestration. Proceedings of the 6th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), Vol 1, 135-140, 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK.
105. **Karg**, J. and F. Hannemann, 2004: IGCC - Fuel-Flexible Technology for the Future, Presented at the Sixth European Gasification Conference, Brighton, UK, May 2004.
106. **Klett**, M.G., R.C. Maxwell, and M.D. Rutkowski, 2002: The Cost of Mercury Removal in an IGCC Plant. Final Report for the US Department of Energy National Energy Technology Laboratory, by Parsons Infrastructure and Technology Group Inc., September.
107. **Kohl**, A.O. and R.B. Nielsen, 1997: Gas purification, Gulf Publishing Co., Houston, TX, USA.
108. **Kovvali**, A.S. and K.K. Sirkar, 2001: Dendrimer liquid membranes: CO<sub>2</sub> separation from gas mixtures, *Ind. Eng. Chem.*, **40**, 2502-2511.
109. **Kreutz**, T., R. Williams, P. Chiesa, and S. Consonni, 2005: Coproduction of hydrogen, electricity and CO<sub>2</sub> from coal with commercially ready technology. Part B: Economic analysis, *International Journal of Hydrogen Energy*, **30** (7): 769-784.
110. **Kvamsdal**, H., O. Maurstad, K. Jordal, and O. Bolland, 2004: Benchmarking of gas-turbine cycles with CO<sub>2</sub> capture. Proceedings of 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume I: Peer Reviewed Papers and Overviews, E.S. Rubin, D.W. Keith, and C.F. Gilboy (eds.), Elsevier Science, Oxford, UK, 2005, 233-242.
111. **Lackner**, K.S., 2003: Climate change: a guide to CO<sub>2</sub> sequestration, *Science*, **300**, issue 5626, 1677-1678, 13 June.
112. **Lackner**, K., H.J. Ziock, D.P. Harrison, 2001: Hydrogen Production from carbonaceous material. United States Patent WO 0142132.
113. **Larson**, E.D., and T. Ren, 2003: Synthetic fuels production by indirect coal liquefaction, *Energy for Sustainable Development*, **VII**(4), 79-102.
114. **Latimer**, R.E., 1967: Distillation of air. *Chem Eng Progress*, **63**(2), 35-59.
115. **Leites**, I.L., D.A. Sama, and N. Lior, 2003: The theory and practice of energy saving in the chemical industry: some methods for reducing thermodynamic irreversibility in chemical technology processes. *Energy*, **28**, N 1, 55-97.
116. **Leites**, I.L., 1998: The Thermodynamics of CO<sub>2</sub> solubility in mixtures monoethanolamine with organic solvents and water and commercial experience of energy saving gas purification technology. *Energy Conversion and Management*, **39**, 1665-1674.

118. Lin, S.Y., Y. Suzuki, H. Hatano, and M. Harada, 2002: Developing an innovative method, HyPr-RING, to produce hydrogen from hydrocarbons, *Energy Conversion and Management*, **43**, 1283-1290.
119. Lowe, C., V. Francuz, and C. Behrens, 2003: Hydrogen Membrane Selection for a Water Gas Shift Reactor. Second DoE Annual Conference on Carbon Sequestration. May, Arlington, VA.
120. Maddox, R.N. and D.J. Morgan, 1998: Gas Conditioning and Processing. Volume 4: Gas treating and sulfur recovery. Campbell Petroleum Series, Norman, OK, USA.
121. Mano, H., S. Kazama, and K. Haraya, 2003: Development of CO<sub>2</sub> separation membranes (1) Polymer membrane, In Greenhouse Gas Control Technologies. J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science, Ltd., United Kingdom, 1551-1554.
122. Marin, O., Y. Bourhis, N. Perrin, P. DiZanno, F. Viteri, and R. Anderson, 2003: High efficiency Zero Emission Power Generation based on a high temperature steam cycle, 28<sup>th</sup> Int. Technical Conference On Coal Utilization and Fuel Systems, Clearwater, FL, March.
123. Mathieu, P., 2003: Mitigation of CO<sub>2</sub> emissions using low and near zero CO<sub>2</sub> emission power plants. Clean Air, *International Journal on Energy for a Clean Environment*, **4**, 1-16.
124. McDaniel, J.E. and M.J. Hornick, 2002: Tampa Electric Polk Power Station Integrated Gasification Combined Cycle Project, Final Technical Report to the National Energy Technology Laboratory, US Department of Energy, August.
125. McDonald, A. and L. Schrattenholzer, 2001: Learning rates for energy technologies. *Energy Policy* **29**, pp. 255-261.
126. McDonald, M. and M. Palkes, 1999: A design study for the application of CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> combustion to an existing 300 MW coal-fired boiler, Proceedings of Combustion Canada 99 Conference-Combustion and Global Climate Change, Calgary, Alberta.
127. Merrow, E.W., K.E. Phillips and L.W. Myers, 1981: Understanding cost growth and performance shortfalls in pioneer process plants, Rand Publication No. R-2569-DOE, Report to the U.S. Department of Energy by Rand Corporation, Santa Monica, California, September.
128. Middleton, P., H. Solgaard-Andersen, T. Rostrup-Nielsen T. 2002: Hydrogen Production with CO<sub>2</sub> Capture Using Membrane Reactors. 14<sup>th</sup> World Hydrogen Energy Conference, June 9-14, Montreal, Canada.
129. Mimura, T., H. Simayoshi, T. Suda, M. Iijima, S. Mitsuoka, 1997: Development of Energy Saving Technology for Flue Gas Carbon Dioxide Recovery in Power Plant by Chemical Absorption Method and Steam System. *Energy Conversion and Management*, **38**, S57-S62.
130. Mimura, T., S. Satsumi, M. Iijima, S. Mitsuoka, 1999: Development on Energy Saving Technology for Flue Gas Carbon Dioxide Recovery by the Chemical Absorption Method and Steam System in Power Plant, Greenhouse Gas Control Technologies. P. Riemer, B. Eliasson, A. Wokaun (eds.), Elsevier Science, Ltd., United Kingdom, 71-76.
131. Mimura, T., S. Shimojo, T. Suda, M. Iijima, S. Mitsuoka, 1995: Research and Development on Energy Saving Technology for Flue Gas Carbon Dioxide Recovery and Steam System in Power Plant, *Energy Conversion and Management*, **36**(6-9), 397-400.
132. Mimura, T., T. Nojo, M. Iijima, T. Yoshiyama and H. Tanaka, 2003: Recent developments in flue gas CO<sub>2</sub> recovery technology. Greenhouse Gas Control Technologies, Proceedings of the 6<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK.
133. Mitretek, 2003: Hydrogen from Coal, Technical Paper MTR-2003-13, Prepared by D. Gray and G. Tomlinson for the National Energy Technology Laboratory, US DOE, April.
134. Möllersten, K., J. Yan, and J. Moreira, 2003: Potential market niches for biomass energy with CO<sub>2</sub> capture and storage – opportunities for energy supply with negative CO<sub>2</sub> emissions, *Biomass and Bioenergy*, **25**(2003), 273-285.
135. Möllersten, K., L. Gao, J. Yan, and M. Obersteiner, 2004: Efficient energy systems with CO<sub>2</sub> capture and storage from renewable biomass in pulp and paper mills, *Renewable Energy*, **29**(2004), 1583-1598.
136. Muramatsu, E. and M. Iijima, 2003: Life cycle assessment for CO<sub>2</sub> capture technology from exhaust gas of coal power plant. Greenhouse Gas Control Technologies. Proceedings of the 6<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK.
137. Muramatsu, E. and M. Iijima, 2003: Life cycle assessment for CO<sub>2</sub> capture technology from exhaust gas of coal power plant. Greenhouse Gas Control Technologies. Proceedings of the 6<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK.
138. Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK.
139. Nakagawa, K., T. Ohashi 1998: A novel method of CO<sub>2</sub> capture from high temperature gases, *Journal Electrochem. Soc.*, **145**(4): 1344-1346.
140. NETL, 2002: Advanced fossil power systems comparison study, Final report prepared for NETL by E.L. Parsons (NETL, Morgantown, WV), W.W. Shelton and J.L. Lyons (EG&G Technical Services, Inc., Morgantown, WV), December.

141. **NETL-DOE**, 2002: Worldwide Gasification Database online, Pittsburgh, PA, USA. [http://www.netl.doe.gov/coalpower/gasification/models/dtbs\(excel.pdf](http://www.netl.doe.gov/coalpower/gasification/models/dtbs(excel.pdf).
142. **Noble**, R. and Stern (eds.), 1995: Membrane Separations Technology, Elsevier Science, Amsterdam, The Netherlands, 718 pp.
143. **NRC**, 2003: Review of DOE's Vision 21 Research and Development Program - Phase I, Board on Energy and Environmental Systems of the National Research Council, The National Academies Press, Washington, DC, 97 p.
144. **NRC**, 2004: The Hydrogen Economy: Opportunities, Costs, Barriers, and R&D Needs, Prepared by the Committee on Alternatives and Strategies for Future Hydrogen Production and Use, Board on Energy and Environmental Systems of the National Research Council, The National Academies Press, Washington, DC.
145. **Nsakala**, N., G. Liljedahl, J. Marion, C. Bozzuto, H. Andrus, and R. Chamberland, 2003: Greenhouse gas emissions control by oxygen firing in circulating fluidised bed boilers. Presented at the Second Annual National Conference on Carbon Sequestration. Alexandria, VA May 5-8, USA.
146. **Nsakala**, Y.N., J. Marion, C. Bozzuto, G. Liljedahl, M. Palkes, D. Vogel, J.C. Gupta, M. Guha, H. Johnson, and S. Plasynski, 2001: Engineering feasibility of CO<sub>2</sub> capture on an existing US coalfired power plant, Paper presented at First National Conference on Carbon Sequestration, Washington DC, May 15-17.
147. **Okabe**, K., N. Matsumija, H. Mano, M. Teramoto, 2003: Development of CO<sub>2</sub> separation membranes (1) Facilitated transport membrane, In Greenhouse Gas Control Technologies. J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science, Ltd., United Kingdom, 1555-1558.
148. **Parsons Infrastructure & Technology Group, Inc.**, 2002b: *Updated cost and performance estimates for fossil fuel power plants with CO<sub>2</sub> removal*. Report under Contract No. DE-AM26-99FT40465 to U.S.DOE/NETL, Pittsburgh, PA, and EPRI, Palo Alto, CA., December.
149. **Parsons Infrastructure and Technology Group, Inc.**, 2002a: *Hydrogen Production Facilities: Plant Performance and Cost Comparisons*, Final Report, prepared for the National Energy Technology Laboratory, US DOE, March.
150. **Quinn**, R., D.V. Laciak, 1997: Polyelectrolyte membranes for acid gas separations, *Journal of Membrane Science*, **131**, 49-60.
151. **Ramsaier**, M., H.J. Sternfeld, K. Wolfmuller, 1985: European Patent 0197 555 A2.
152. **Rao**, A.B. and E.S. Rubin, 2002: A technical, economic, and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control. *Environmental Science and Technology*, **36**, 4467-4475.
153. **Rao**, A.B., E.S. Rubin and M. Morgan, 2003: Evaluation of potential cost reductions from improved CO<sub>2</sub> capture systems. 2nd Annual Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, VA, USA, 5-8 May, U.S. Department of Energy, NETL, Pittsburgh, PA.
154. **Reddy**, S., J. Scherffius, S. Freguia and C. Roberts, 2003: Fluor's Econamine FG Plus<sup>SM</sup> technology - an enhanced amine-based CO<sub>2</sub> capture process, 2nd Annual Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, VA, USA, 5-8 May, U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, Pittsburgh, PA.
155. **Renzenbrink**, W., R. Wischnewski, J. Engelhard, A. Mittelstadt, 1998: High Temperature Winkler (HTW) Coal Gasification: A Fully Developed Process for Methanol and Electricity Production, paper presented at the Gasification Technology Conference, October 1998, San Francisco, CA, USA.
156. **Richards**, D., 2003: Dilute oxy-fuel technology for zero emission power, First International Conference on Industrial Gas Turbine Technologies, Brussels (available on [www.came-gt.com](http://www.came-gt.com)).
157. **Richter**, H.J., K. Knoche 1983: Reversibility of Combustion processes, Efficiency and Costing - Second Law Analysis of Processes, *ACS Symposium series*, **235**, p. 71-85.
158. **Rierner**, P.W.F. and W.G. Ormerod, 1995: International perspectives and the results of carbon dioxide capture disposal and utilization studies, *Energy Conversion and Management*, **36**(6-9), 813-818.
159. **Rizeq**, G., R. Subia, J. West, A. Frydman, and V. Zamansky, 2002: Advanced-Gasification Combustion: Bench-Scale Parametric Study. 19th Annual International Pittsburgh Coal Conference September 23-27, 2002, Pittsburgh, PA, USA.
160. **Robinson**, A.L., J.S. Rhodes, and D.W. Keith, 2003: Assessment of potential carbon dioxide reductions due to biomass-coal cofiring in the United States, *Environmental Science and Technology*, **37**(22), 5081-5089.
161. **Rubin**, E.S. and A.B. Rao, 2003: Uncertainties in CO<sub>2</sub> capture and sequestration costs, Greenhouse Gas Control Technologies, Proceedings of the 6<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK.
162. **Rubin**, E.S., 2001: *Introduction to Engineering and the Environment*. McGraw-Hill, Boston, MA, 701 p.
163. **Rubin**, E.S., A.B. Rao, and C. Chen, 2005: Comparative Assessments of Fossil Fuel Power Plants with CO<sub>2</sub> Capture and Storage. Proceedings of 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Volume 1: Peer-Reviewed Papers and Overviews, E.S. Rubin, D.W. Keith and C.F. Gilboy (eds.), Elsevier Science, Oxford, UK, 285-294.



164. **Rubin**, E.S., D.A. Hounshell, S. Yeh, M. Taylor, L. Schrattenholzer, K. Riahi, L. Barreto, and S. Rao, 2004b: The Effect of Government Actions on Environmental Technology Innovation: Applications to the Integrated Assessment of Carbon Sequestration Technologies, Final Report of Award No. DE-FG02-00ER63037 from Carnegie Mellon University, Pittsburgh, PA to Office of Biological and Environmental Research, U.S. Department of Energy, Germantown, MD, January, 153 p.
165. **Rubin**, E.S., S. Yeh, D.A. Hounshell, and M.R. Taylor, 2004a: Experience Curves for Power Plant Emission Control Technologies, *International Journal of Energy Technology and Policy*, **2**, No.1/2, 52-68, 2004.
166. **Ruthven**, D.M., S. Farooq, and K.S. Knaebel, 1994: Pressure Swing Adsorption. VCH, New York, 352 pp.
167. **Sander**, M.T., C.L. Mariz, 1992: The Fluor Daniel® Econamine™ FG Process: Past Experience and Present Day Focus, *Energy Conversion Management*, **33**(5-8), 341-348.
168. **Shilling**, N. and R. Jones, 2003: The Response of Gas Turbines to a CO<sub>2</sub> Constrained Environment Paper Presented at the Gasification Technology Conference, October 2003, San Francisco, CA, USA, Available at [www.gasification.org](http://www.gasification.org).
169. **Shimizu**, T., T. Hirama, H. Hosoda, K. Kitano, M. Inagaki, and K. Tejima, 1999: A Twin Fluid-Bed Reactor for removal of CO<sub>2</sub> from combustion processes. *ICHEME*, **77**- A, 62-70.
170. **Sikdar**, S.K. and U. Diwekar (eds.), 1999: Tools and Methods for Pollution Prevention. Proceedings of NATO Advanced Research Workshop. NATO Science Series, No. 2: Environmental Security - Vol. 62. Dordrecht: Kluwer. 12-14 October 1998, Prague, Czech Republic.
171. **Simbeck**, D.R., 1999: A portfolio selection approach for power plant CO<sub>2</sub> capture, separation and R&D options. Proceedings of the 4th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, 30 Aug. - 2 Sept. 1998, Interlaken, Switzerland, B. Eliasson, P. Riemer and A. Wokaun (eds.), Elsevier Science Ltd., Oxford, UK.
172. **Simbeck**, D.R., 2001a: World Gasification Survey: Industrial Trends and Developments. Paper presented at the Gasification Technology Conference, San Francisco, CA, USA, October. [www.gasification.org](http://www.gasification.org).
173. **Simbeck**, D. R. and M. McDonald, 2001b: Existing coal power plant retrofit CO<sub>2</sub> control options analysis, Greenhouse Gas Control Technologies, Proceedings of the 5th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, 13-16 Aug. 2000, Cairns, Australia, D. Williams et al. (eds.), CSIRO Publishing, Collingwood, Vic., Australia.
174. **Simbeck**, D.R., 2002: New power plant CO<sub>2</sub> mitigation costs, SFA Pacific, Inc., Mountain View, California, April.
175. **Simbeck**, D.R., 2004: Overview and insights on the three basic CO<sub>2</sub> capture options, Third Annual Conference on Carbon Capture and Sequestration, Alexandria, Virginia, May.
176. **Simbeck**, D.R., 2005: Hydrogen Costs with CO<sub>2</sub> Capture. M. Wilson, T. Morris, J. Gale and K. Thambimuthu (eds.): Proceedings of 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume II: Papers, Posters and Panel Discussion, Elsevier Science, Oxford UK, 1059-1066.
177. **Singh**, D., E. Croiset, P.L. Douglas and M.A. Douglas, 2003: Technoeconomic study of CO<sub>2</sub> capture from an existing coal-fired power plant: MEA scrubbing vs. O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion. *Energy Conversion and Management*, **44**, p. 3073-3091.
178. **Sircar**, S., 1979: Separation of multi-component gas mixtures, US Patent No. 4171206, October 16th.
179. **Sircar**, S., C.M.A. Golden, 2001: PSA process for removal of bulk carbon dioxide from a wet high-temperature gas. US Patent No. 6322612.
180. **Skinner**, S.J. and J.A. Kilner, 2003: Oxygen ion conductors. *Materials Today*, **6**(3), 30-37.
181. **Stobbs**, R. and Clark, P., 2005: Canadian Clean Power Coalition: The Evaluation of Options for CO<sub>2</sub> Capture From Existing and New Coal-Fired Power Plants, In, Wilson, M., T. Morris, J. Gale and K. Thambimuthu (eds.), Proceedings of 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Volume II: Papers, Posters and Panel Discussion, Elsevier Science, Oxford, UK, 1187-1192.
182. **Sundnes**, A., 1998: Process for generating power and/or heat comprising a mixed conducting membrane reactor. International patent number WO98/55394 Dec. 1998.
183. **Tabe-Mohammadi**, A., 1999: A review of the application of membrane separation technology in natural gas treatment, *Sep. Sci. & Tech.*, **34**(10), 2095-2111.
184. **Takamura**, Y. Y. Mori, H. Noda, S. Narita, A. Saji, S. Uchida, 1999: Study on CO<sub>2</sub> Removal Technology from Flue Gas of Thermal Power Plant by Combined System with Pressure Swing Adsorption and Super Cold Separator. Proceedings of the 5th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, 13-16 Aug. 2000, Cairns, Australia, D. Williams et al. (eds.), CSIRO Publishing, Collingwood, Vic., Australia.
185. **Tan**, Y., M.A., Douglas, E. Croiset, and K.V. Thambimuthu, 2002: CO<sub>2</sub> Capture Using Oxygen Enhanced Combustion Strategies for Natural Gas Power Plants, *Fuel*, **81**, 1007-1016.
186. **Teramoto**, M., K. Nakai, N. Ohnishi, Q. Huang, T. Watari, H. Matsuyama, 1996: Facilitated transport of carbon dioxide through supported liquid membranes of aqueous amine solutions, *Ind. Eng. Chem.*, **35**, 538-545.
187. **Todd**, D.M. and Battista, R.A., 2001: Demonstrated Applicability of Hydrogen Fuel for Gas Turbines, 4th European Gasification Conference 11-13th April, Noordwijk Netherlands.

188. **Van der Sluijs**, J.P., C.A. Hendriks, and K. Blok, 1992: Feasibility of polymer membranes for carbon dioxide recovery from flue gases, *Energy Conversion Management*, **33**(5-8), 429-436.
189. **Von Bogdandy**, L., W. Nieder, G. Schmidt, U. Schroer, 1989: Smelting reduction of iron ore using the COREX process in power compound systems. *Stahl und Eisen*, **109**(9,10), p 445.
190. **Wabash River Energy Ltd.**, 2000: Wabash River Coal Gasification Repowering Project, Final Technical Report to the National Energy Technology Laboratory, US Department of Energy, August.
191. **Wang**, J., E.J. Anthony, J.C. Abanades, 2004: Clean and efficient use of petroleum coke for combustion and power generation. *Fuel*, **83**, 1341-1348.
192. **Wilkinson**, M.B. and Clarke, S.C., 2002: Hydrogen Fuel Production: Advanced Syngas Technology Screening Study. 14<sup>th</sup> World Hydrogen Energy Conference, June 9-14, 2002, Montreal, Canada.
193. **Wilkinson**, M.B., J.C. Boden, T. Gilmartin, C. Ward, D.A. Cross, R.J. Allam, and N.W. Ivens, 2003b: CO<sub>2</sub> capture from oil refinery process heaters through oxy-fuel combustion, Greenhouse Gas Control Technologies, Proc. of the 6<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK. 69-74.
194. **Wilkinson**, M.B., M. Simmonds, R.J. Allam, and V. White, 2003a: Oxy-fuel conversion of heaters and boilers for CO<sub>2</sub> capture, 2<sup>nd</sup> Annual Conf on Carbon Sequestration, Virginia (USA), May 2003.
195. **Williams**, R.H. (Convening Lead Author), 2000: Advanced energy supply technologies, Chapter 8, 274-329, in *Energy and the Challenge of Sustainability - the World Energy Assessment World Energy Assessment*, 508 pp., UN Development Programme, New York.
196. **World Bank**, 1999: Pollution Prevention and Abatement Handbook: Toward Cleaner Production. Washington: The World Bank Group in collaboration with United Nations Industrial Development Organization and United Nations Environment Programme.
197. **Yantovskii**, E.I., K.N. Zvagolsky, and V.A. Gavrilenko, 1992: Computer exergonomics of power plants without exhaust gases *Energy Conversion and Management*, **33**, No. 5-8, 405-412.
198. **Yokoyama**, T., 2003: Japanese R&D on CO<sub>2</sub> Capture. Greenhouse Gas Control Technologies, Proc. of the 6<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK. 13-18.
199. **Zafar**, Q., T. Mattisson, and B. Gevert, 2005: Integrated Hydrogen and Power Production with CO<sub>2</sub> Capture Using Chemical-Looping Reforming-Redox Reactivity of Particles of CuO, Mn<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, NiO, and Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Using SiO<sub>2</sub> as a Support, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **44**(10), 3485-3496.
200. **Zheng**, X.Y., Y.-F. Diao, B.-S. He, C.-H. Chen, X.-C. Xu, and W. Feng, 2003: Carbon Dioxide Recovery from Flue Gases by Ammonia Scrubbing. Greenhouse Gas Control Technologies, Proc. of the 6<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-6), 1-4 Oct. 2002, Kyoto, Japan, J. Gale and Y. Kaya (eds.), Elsevier Science Ltd, Oxford, UK. 193-200.