



**Universidad de Valladolid**



**ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES**

**UNIVERSIDAD DE VALLADOLID**

**ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES**

**Grado en Ingeniería Química**

# **CAPTACIÓN DE CO<sub>2</sub> MEDIANTE CICLOS DE CARBONATACIÓN/CALCINACIÓN**

**Autor:**

**Antolín Calvo, Carlos**

**Tutores:**

**Fidel A Mato Chaín**

**Bernardo Martínez Marcos**

**Ingeniería Química y Tecnología del  
Medio Ambiente/Ingeniería  
Química**

**Valladolid, Julio 2016**

## RESUMEN

La captación de CO<sub>2</sub> mediante ciclos de carbonatación/calcinación es una tecnología en desarrollo que tiene un gran potencial de ser aplicada en la industria en los próximos años dada la grave preocupación mundial por el cambio climático.

Dicha tecnología se basa en la reacción del CaO (cal viva) con el CO<sub>2</sub> para formar CaCO<sub>3</sub> denominada “carbonatación”, y su posterior reacción de descomposición a alta temperatura denominada “calcinación” para liberar el CO<sub>2</sub> capturado para su posterior almacenamiento.

En este trabajo de fin de grado se ha estudiado en profundidad la aplicación de dicho sistema de captación en postcombustión a una central térmica de carbón. Se han calculado los balances de materia y energía a partir de los datos de una simulación y se ha estudiado su posible integración energética así como una primera estimación económica para plantear su posible viabilidad de implantación en un futuro próximo.



## ÍNDICE

RESUMEN .....	1
1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS .....	5
2. DESARROLLO DEL TFG .....	11
2.1 ESTADO DEL ARTE .....	11
2.2 SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS .....	43
2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	45
2.4 CÁLCULOS.....	49
2.5 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	57
2.6 EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	63
2.7 SEGURIDAD.....	65
2.8 IMPACTO AMBIENTAL.....	69
3. CONCLUSIONES .....	71
3.1 VIABILIDAD TÉCNICA .....	71
3.2 VIABILIDAD ECONÓMICA.....	71
3.3 ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES.....	72
4. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	73
4.1 BIBLIOGRAFÍA .....	73
4.2 WEBGRAFÍA .....	73
5. ANEXOS .....	75
5.1 DIAGRAMA DEL PROCESO (CASO BASE) .....	75
5.2 DIAGRAMA DEL PROCESO DESPUÉS DE LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA .....	76
5.3 TABLA DE CORRIENTES DEL PROCESO (CASO BASE) .....	77
5.4 TABLA DE CORRIENTES DEL PROCESO (REPOTENCIA) .....	83
5.5 TABLA DE CORRIENTES (REDUCCIÓN DE ESCALA) .....	89
5.6 RESULTADOS DE LA ESTIMACIÓN ECONÓMICA.....	95



## 1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

El calentamiento global se ha convertido en uno de los grandes problemas de la Tierra que se deben solucionar a corto/medio plazo. La causa fundamental (con una certeza del 95%) es el aumento de la presencia en la atmósfera de gases de efecto invernadero producidos por actividades humanas, como la quema de combustibles fósiles (carbón, gasolina, gas natural...) o el aumento derivado de la deforestación.

Los principales gases de efecto invernadero (GEI) son los siguientes:

- Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>)
- Metano (CH<sub>4</sub>)
- Óxido de Nitrógeno (N<sub>2</sub>O)
- Gases Fluorados

No obstante su concentración en la atmósfera no es equitativa:

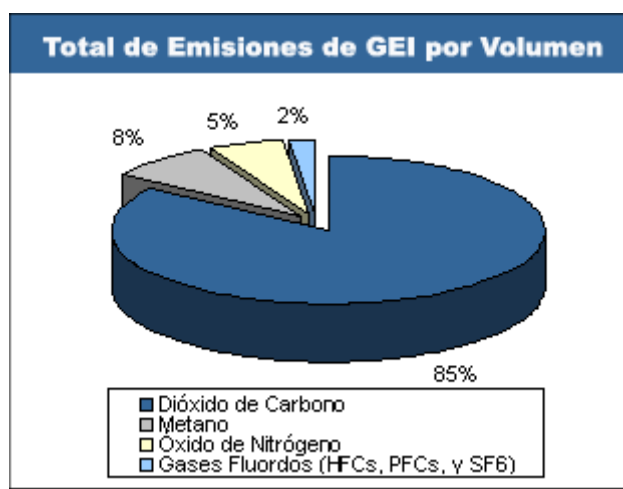


Figura 1 – Total de Emisiones de GEI por Volumen (EPA 2011)

Un 85% del total de gases de efecto invernadero emitidos a la atmósfera es dióxido de carbono (**Ver Figura 1**), por lo que es fundamental plantear soluciones con el objetivo de disminuir las emisiones de este gas.

Un primer paso a la hora de encarar este problema es analizar cuáles son las principales fuentes de emisión de CO<sub>2</sub> (**ver Figura 2**):

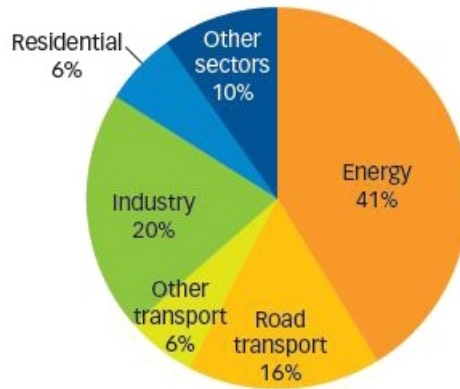


Figura 2 – Emisiones de CO<sub>2</sub> por sectores. (Itek Energy. 2016)

Como podemos observar, un 41% de las emisiones de CO<sub>2</sub> globales se deben a las actividades de generación de energía eléctrica y un 20% a actividades de la industria; motivo más que suficiente para actuar sobre estos dos sectores.

**Generación de energía eléctrica**

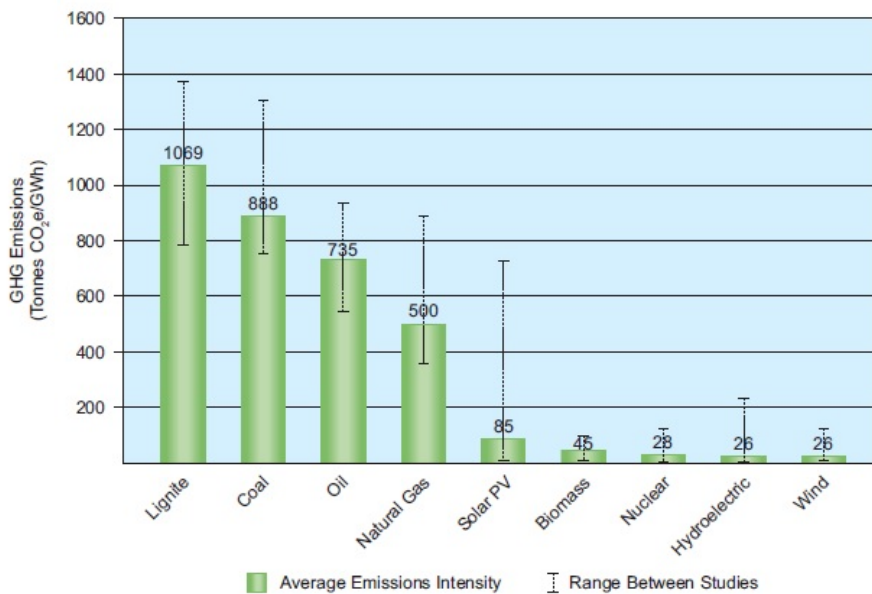


Figura 3 – Emisiones de CO<sub>2</sub> por fuente de energía. (Emissions, G. G. 2011)

En la **Figura 3** se muestra la cantidad de CO<sub>2</sub> emitida por las diferentes centrales eléctricas en función del combustible utilizado. Como podemos observar los distintos tipos de carbones son los que más CO<sub>2</sub> producen en su combustión.

Las centrales térmicas de carbón siguen siendo a día de hoy las más extendidas mundialmente. De hecho, gran parte de los países con economías emergentes

como China se abastece básicamente de este tipo de centrales, de ahí que se disparen las emisiones de CO<sub>2</sub> (Figura 4):

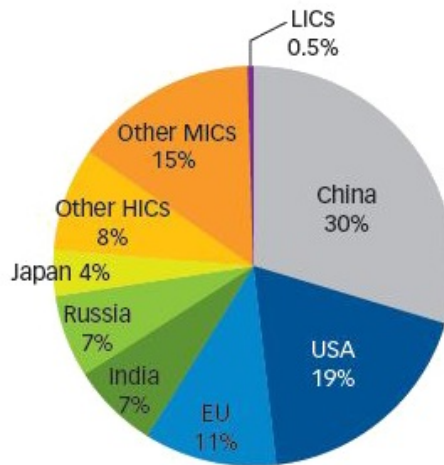


Figura 4 – Emisiones de CO<sub>2</sub> por países (Itek Energy. 2016)

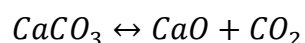
La economía china ha crecido por el fuerte consumo de carbón, que supone dos terceras partes del consumo de energía primaria en este país para abastecer de electricidad a la industria. En consecuencia, el impacto medioambiental adquiere una dimensión planetaria.

No obstante, según Klaus Hubacek, profesor de la Universidad de Maryland, "las emisiones de CO<sub>2</sub> relacionadas con las exportaciones chinas no son solo fruto de la ingente cantidad de productos exportados basados en un modelo de industria que necesita altos niveles energéticos. Además, la industria manufacturera china está todavía poco avanzada y depende fundamentalmente del carbón". (Expansión. 2015)

### Emisiones de CO<sub>2</sub> en la industria

La mayor parte de los procesos industriales tienen en mayor o menor medida emisiones de CO<sub>2</sub>. De entrada, cualquier industria que utilice vapor necesita de una caldera para generarlo y el vapor es una utility muy extendida en la industria de procesos.

Cabe destacar el alto nivel de emisiones de la industria cementera. Se estima que este tipo de industrias generan el 5% de las emisiones globales de CO<sub>2</sub>. Esto se debe principalmente a la quema de combustible en los hornos, ya que se requiere alcanzar temperaturas de hasta 2000°C y también a la reacción de calcinación de la caliza que se da en los hornos para la producción de clínker:





## Soluciones

Las opciones que comúnmente se han propuesto para reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera en el sector energético son:

- 1) Mejorar la eficiencia energética de los procesos de conversión de energía (Integración energética).
- 2) Usar combustibles fósiles con un menor contenido en carbono, como el gas natural.
- 3) Incrementar el uso de fuentes de energía limpia con bajo o nulo contenido en carbono, como las energías renovables o la energía nuclear.
- 4) El uso de tecnologías de Captura y Almacenamiento de Carbono (CAC), que separan el CO<sub>2</sub> generado en los procesos de combustión o procesos industriales para su posterior almacenamiento.
- 5) La firma de acuerdos internacionales para reducir las emisiones de GEI.

La Captura y Almacenamiento de CO<sub>2</sub> (CAC) se ha identificado como una tecnología clave para la reducción de las emisiones en los sectores eléctrico e industrial en el medio plazo y su desarrollo está recibiendo un importante apoyo por parte de un buen número de países y, especialmente, por la Unión Europea. Prueba de ello es la decisión tomada por la Comisión Europea de financiar a partir de 2009 acciones iniciales para poner en marcha 6 proyectos de demostración de las tecnologías CAC en Europa aplicadas al sector eléctrico.

Los modelos desarrollados por el Panel Intergubernamental sobre el Cambio Climático (IPCC), en función de diversos escenarios de desarrollo económico, demográfico y tecnológico, atribuyen a la CAC un potencial de reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> de entre 15 y 50 % con respecto del total de reducción de emisiones conseguido por el resto de medidas citadas anteriormente. De esta forma, la CAC es una medida imprescindible para la utilización de combustibles fósiles. *(Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)*

Esta captura se puede realizar por varios métodos, no obstante **en este trabajo de fin de grado se plantea la captación de CO<sub>2</sub> mediante ciclos de carbonatación y calcinación en postcombustión aplicada a los gases de combustión de una central térmica**. Una vez que se ha captado, el CO<sub>2</sub> puede ser almacenado para otros usos, como la extracción de petróleo.

Destacar además que esta tecnología CAC no se restringe a las centrales termoeléctricas sino que tiene aplicación en cualquier tipo de industria que emita CO<sub>2</sub>.

A la hora de la implantación industrial de este proceso se presentan varias dificultades, principalmente relacionadas con la viabilidad económica, por tanto se realiza un estudio de integración energética para reducir costes de operación con el fin de que en un futuro próximo estos sistemas de captación puedan ser utilizados.



## 2. DESARROLLO DEL TFG

### 2.1 ESTADO DEL ARTE

#### Definición

La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) (CAC) constituyen un proceso consistente en la separación del CO<sub>2</sub> emitido por la industria y fuentes relacionadas con la energía, su transporte a un lugar de almacenamiento y su aislamiento de la atmósfera a largo plazo. (Metz, B., Davidson, O., Coninck, H., Loos, M., & Meyer, M. 2005)

#### Historia

La idea de capturar CO<sub>2</sub> de los efluentes de plantas energéticas, al contrario de lo que se podría pensar, **no surgió como medida ambiental** para evitar el efecto invernadero, sino como una **posible fuente de CO<sub>2</sub> para ser utilizado en las operaciones de “extracción mejorada de petróleo” (EOR)**. Dicha técnica consiste en inyectar CO<sub>2</sub> presurizado en los yacimientos petrolíferos del subsuelo para aumentar la cantidad de petróleo extraído.

Operator	Location	Capacity (tons/day CO <sub>2</sub> )	Fuel Source	CO <sub>2</sub> Use	Technology	Status
Carbon Dioxide Technology	Lubbock, TX	1200	gas boiler	EOR	Dow MEA	Shut
North American Chemical Co.	Trona, CA	800	coal boiler	Carbonation of brine (soda ash)	Kerr-McGee MEA	Operational since 1978
Mitchell Energy	Bridgeport, TX	493	gas heaters, engines, turbine	EOR	Inhibited MEA	Shut
Northeast Energy Associates	Bellingham, MA	320	gas turbines	PURPA (food-grade)	Fluor Daniel	Operational since 1991
Soda Ash Botswana	Sua Pan,	300	coal boiler	Carbonation of brine (soda ash)	Kerr-McGee MEA	Operational since 1991
Applied Energy Systems	Poteau, OK	200	coil boiler (fluidized bed)	PURPA (food-grade)	Kerr-McGee MEA	Operational since 1991
Sumitomo Chemicals	Chiba, Japan	165	gas boilers plus oil/coal boiler	food-grade	Fluor Daniel	Operational since 1994
Luzhou Natural Gas	China	160	NH <sub>3</sub> plant reformer exhaust	Urea	Dow MEA	No Information
Indo Gulf Fertilizer Co.	India	150	NH <sub>3</sub> plant reformer exhaust	Urea	Dow MEA	Operational since ~1988
N-ReN Southwest	Carlsbad, NM	104	gas boiler plus NH <sub>3</sub> reformer exhaust	EOR	Retrofit to Dow MEA	Shut
Prosint	Rio de Janeiro, Brazil	90	gas boiler	food-grade	Fluor Daniel	Operational since 1997
Liquid Air Australia	Australia	2 x 60	gas boiler	food-grade	Dow MEA	Operational since ~1985

Notes:

1. ABB Lummus Crest licensed the Kerr-McGee MEA technology in 1990.
2. Fluor Daniel licensed the Dow MEA technology (ECONAMINE FG) in 1989.
3. A number of small plants (~6 tons/day CO<sub>2</sub>) producing food-grade CO<sub>2</sub> exist in the Philippines and other places using Fluor Daniel/ Dow MEA technology.

Tabla 1 – Plantas instaladas de captación de CO<sub>2</sub>. (Herzog, H. 1999)

Las primeras plantas de captación de CO<sub>2</sub> se construyeron a finales de la década de los 70 y principios de los 80 (Tabla 1) en Estados Unidos. Cuando bajó el precio

del petróleo a mediados de los 80 la captación de CO<sub>2</sub> dejó de ser rentable, por lo que la mayoría de estas plantas se vieron forzadas a cerrar, a excepción de la “North American Chemical Plant” en Trona (California), centrada en la producción de salmuera que sigue operando hoy en día.

Más adelante se construyeron más plantas de captación de CO<sub>2</sub> para su posterior venta a otras industrias en mercados comerciales.

En los últimos años, se ha demostrado el potencial de las tecnologías de **Captura y Almacenamiento de Carbono (CAC)** como método de separación del CO<sub>2</sub> generado en los procesos de combustión o procesos industriales para su posterior almacenamiento subterráneo y permitir al mismo tiempo el uso continuado de combustibles fósiles para conseguir satisfacer los objetivos de estabilización de la concentración de CO<sub>2</sub> en la atmósfera.

Destacamos **las tecnologías de carbonatación-calcinación** que se basan en la reacción reversible y a alta temperatura entre el CO<sub>2</sub> y el CaO. El hecho de que estos procesos tengan lugar a alta temperatura permite la integración con un ciclo de vapor produciendo potencia adicional, y reduciendo por tanto la penalización energética de la etapa de captura de CO<sub>2</sub>.

Actualmente, existen tecnologías de CAC disponibles a escala comercial para llevar a cabo la separación de CO<sub>2</sub> de gases de combustión, aunque los costes asociados a su aplicación representan aproximadamente 0.03 €/kWh sobre el precio de la electricidad. Se estima que la etapa de captura de CO<sub>2</sub> constituye en torno al 80% del coste total de la CAC, motivo por el cual se está estudiando el desarrollo a nivel mundial de diversas tecnologías avanzadas de captura de CO<sub>2</sub> cuyo principal objetivo es reducir el coste y mejorar el rendimiento energético de dicha etapa.

### Alternativas respecto al objetivo

A la hora de elegir la tecnología para captar CO<sub>2</sub> primero debemos considerar dos puntos de vista (Herzog, H. 1999):

1. Si capturamos CO<sub>2</sub> para su venta en mercados comerciales.
2. Si capturamos (o secuestramos) CO<sub>2</sub> con la finalidad de reducir emisiones a la atmósfera.

Estos dos puntos de vista tienen una vital importancia principalmente a la hora de analizar la viabilidad económica del proceso, ya que generalmente siempre va a ser más caro capturar CO<sub>2</sub> que emitirlo a la atmósfera directamente, por lo que debemos dar un motivo de peso para hacerlo.

La principal diferencia entre ambos es el rol de la energía. En el primer caso, la energía es una “commodity” y solo nos preocupamos por su coste. En el segundo caso, hay que tener en cuenta que utilizar energía para secuestrar CO<sub>2</sub> genera indirectamente más emisiones, precisamente lo que queremos evitar. Por tanto si nuestra finalidad es reducir emisiones, se debe hacer especial énfasis en reducir la energía utilizada en el proceso de captación.

La necesidad de reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> para satisfacer las exigencias de sostenibilidad que la sociedad actual reclama, está obligando no solo a la industria española sino al conjunto de la industria mundial a buscar desarrollos tecnológicos que permitan una reducción drástica de las emisiones sin que la producción se vea afectada. La captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> se encuadra dentro de este esfuerzo y es una de las líneas donde mayores avances se están produciendo. Sin embargo, las técnicas CAC no están exentas de inconvenientes, técnicos, económicos y sociales, lo que en la actualidad impide que sean de aplicación. No obstante, el objetivo es que en el año 2020 se hayan superado los problemas técnicos y que el coste de captura y almacenamiento de una tonelada de CO<sub>2</sub> se sitúe entre los 15 y 35 €.

En cuanto al proceso, nuestro principal objetivo es obtener una corriente pura y concentrada de CO<sub>2</sub> a una presión alta (del orden de 100 atm). Esto se debe a que el transporte de CO<sub>2</sub> va a verse favorecido por las condiciones citadas de la corriente.

### **Procesos de captación de CO<sub>2</sub>**

Inicialmente vamos a discutir las diferentes tecnologías aplicables para la captación de CO<sub>2</sub> en la actualidad. Vamos a analizar diferentes procesos, el tipo de industria al que pueden ser aplicados y su viabilidad económica.

Las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> se dividen en tres grandes grupos en función del método de captura y del punto del proceso donde se realice (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011):

- **Precombustión:** El combustible debe transformarse y pasar a tener un bajo o nulo contenido en carbono. En el proceso se obtiene H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>, el primero queda disponible para su combustión en turbinas de gas y el segundo se captura para su posterior almacenamiento.

La captura durante la precombustión consiste en la separación previa a la combustión del carbono presente en el hidrocarburo obteniendo hidrogeno que se utiliza como combustible. Esta separación se consigue bien haciendo reaccionar el combustible fósil con oxígeno para obtener monóxido de carbono o bien haciendo reaccionar gas natural con vapor de agua obteniendo monóxido de carbono e hidrogeno. En ambos casos el proceso se completa combinando el monóxido de carbono con agua para obtener

CO<sub>2</sub>, el cual es capturado fácilmente, y el H<sub>2</sub> que se utiliza como combustible. El mayor problema al que se enfrenta este tipo de captura es el carácter explosivo del hidrogeno.

- **Oxicombustión parcial y total:** La combustión se realiza en presencia de oxígeno puro o con una mezcla enriquecida en oxígeno en lugar de aire. El resultado en ambos casos es un gas efluente con un alto contenido en CO<sub>2</sub> (su concentración dependerá del contenido de O<sub>2</sub> en la mezcla utilizada en la combustión). En ambos casos es necesario utilizar técnicas de separación de gases para capturar el CO<sub>2</sub> de los gases efluentes. Las técnicas que se utilicen dependerán de la concentración de CO<sub>2</sub> de los mismos.

Esta reacción produce CO<sub>2</sub> y agua que son fácilmente separables por condensación de este último compuesto, obteniendo de esta manera una corriente de gases con una concentración de CO<sub>2</sub> en torno al 95%, lo que permite su compresión para el posterior transporte y almacenamiento. El oxígeno se genera en la denominada cámara de separación de aire en un proceso muy costoso. Los altos costes solo son justificables gracias al aumento del rendimiento del proceso, aunque en la actualidad siguen siendo demasiado elevados.

- **Post-combustión:** Se trata de técnicas que se aplican al final del proceso de combustión. El objetivo es separar el CO<sub>2</sub> que se encuentra diluido en los gases efluentes del resto de componentes del gas mediante técnicas de separación de gases: membranas, absorción química, adsorción física, ciclos de calcinación-carbonatación, etc.

Es el grupo de técnicas más desarrolladas. Consiste en la separación del CO<sub>2</sub> de los humos emitidos por métodos físicos y químicos. Probablemente **la técnica más utilizada, por ser la más económica, sean las membranas de adsorción y de absorción química**, las cuales son capaces de retener el CO<sub>2</sub> presente en el gas emitido, aunque su rendimiento suele ser bajo por lo que necesitan de la recirculación del mismo en varias ocasiones. Aparte de las membranas, la separación del CO<sub>2</sub> en los humos de salida también se puede llevar a cabo mediante disolventes de compuestos de amoníaco que fijan el dióxido de carbono, mediante **procesos de separación criogénica** o mediante **ciclos de carbonatación-calcinación** en los que se licuan los gases para su destilación posterior.

Se trata de la técnica más avanzada dada su facilidad de aplicación sobre un gran número de plantas y ya se está aplicando en varios mercados.

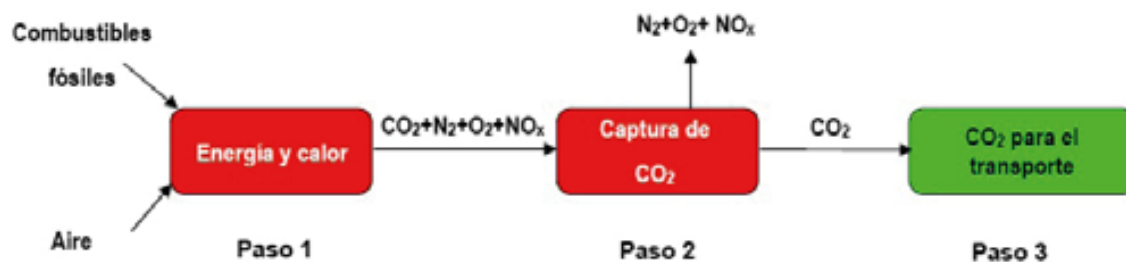


Figura 5 – Esquema general de captación de CO<sub>2</sub> en post-combustión (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Método	Ventajas	Desventajas
Precombustión	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Obtención de Gas de Síntesis</li> <li>- Aprovechamiento de H<sub>2</sub> para producir energía</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Carácter explosivo del H<sub>2</sub></li> <li>- Necesidad de una cámara de separación de aire para obtener O<sub>2</sub> (Alto coste)</li> </ul>
Oxicombustión parcial y total	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Obtención de efluentes con alta concentración de CO<sub>2</sub> (95%)</li> <li>- No es necesario un sistema de captura de CO<sub>2</sub>.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Necesidad de una cámara de separación de aire para obtener O<sub>2</sub> (Alto coste)</li> </ul>
Post-combustión	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Aplicable a una amplia variedad de industrias.</li> <li>- Económica.</li> <li>- Técnica más avanzada</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Necesidad de un sistema de separación de gases y captura de CO<sub>2</sub>.</li> </ul>

Tabla 2– Tabla comparativa de tipos de métodos de captación de CO<sub>2</sub>.

### TÉCNICAS DE SEPARACIÓN DE GASES Y CAPTURA DE CO<sub>2</sub>

1. Adsorción por cambio de presión (PSA)
2. Separación de gases mediante membranas
3. Absorción
4. Separación criogénica
5. Carbonatación mineral (ciclos de carbonatación-calcinación)
6. Captura de CO<sub>2</sub> mediante algas



## 1. ADSORCIÓN POR CAMBIO DE PRESIÓN (PSA)

Los procesos de PSA se utilizan fundamentalmente para la producción de oxígeno mediante la separación del nitrógeno del aire. El proceso consiste en bombear aire a través de un filtro que adsorbe preferentemente nitrógeno (aunque hay adsorbentes de O<sub>2</sub> como las zeolitas) sin oponer ningún tipo de resistencia al oxígeno. Finalmente, el adsorbente se satura de nitrógeno y se debe regenerar. El nitrógeno se adsorbe a una presión de 150 kPa y se desadsorbe a presiones atmosféricas. Este proceso cíclico de presurización y despresurización da nombre al proceso. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Los filtros de que se utilizan en este tipo de procesos deben tener una elevada superficie específica, bien sea carbón activo o zeolitas.

La idea sería utilizar esta técnica para adsorber el nitrógeno de los gases de combustión y así separar el CO<sub>2</sub>. Recordamos que el nitrógeno (salvo en casos de oxidación) es el componente mayoritario en los gases de combustión (73.5% en volumen).

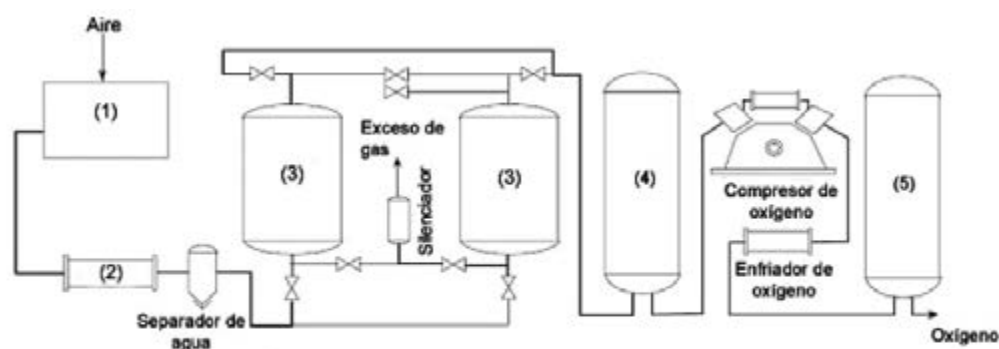


Figura 6 – Ciclo de PSA. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Este sistema de captación puede usar distintos tipos de filtros o materiales adsorbentes:

### a) Tamiz de carbón molecular (CMS)

Se trata de un sistema de separación de nitrógeno. Los pares de columnas de aluminio extruido de doble cámara, rellenos con un tamiz de carbón molecular, están unidos mediante un colector superior e inferior para generar un sistema de dos lechos. El aire comprimido penetra por la parte inferior del lecho situado “en línea” y fluye hacia arriba a través del CMS. El CMS adsorbe preferentemente oxígeno y gases traza, dejando que el nitrógeno lo atraviese.

Transcurrido un tiempo prefijado, el sistema de control cambia automáticamente el lecho al modo de regeneración. El CMS expulsa todos los contaminantes y una pequeña parte del gas nitrógeno de salida se expande en el lecho para acelerar la regeneración. En el mismo momento, el segundo lecho pasa a estar en línea y se encarga del proceso de separación.

Los lechos CMS alternan entre los modos de separación y regeneración para asegurar una producción continua e ininterrumpida de nitrógeno.

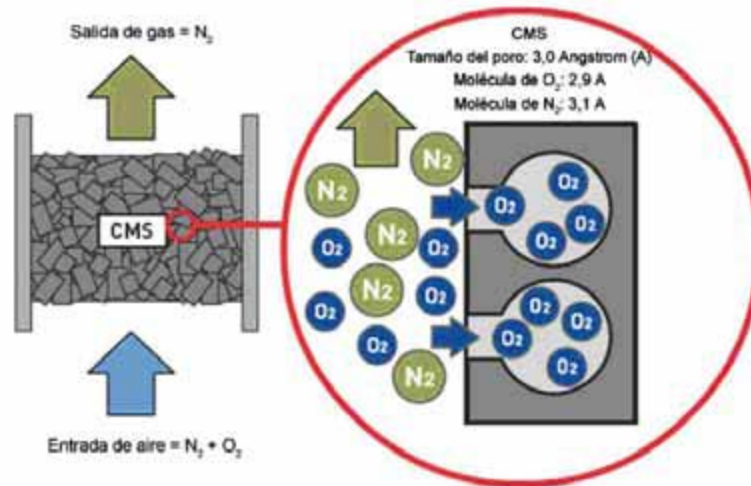


Figura 7 – Tamiz de carbón molecular (CMS). (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

## b) Zeolitas

Las zeolitas son minerales silicoaluminosos con unas estructuras cristalinas complejas formadas por anillos cerrados e interconectados de iones de sílice, aluminio y oxígeno.

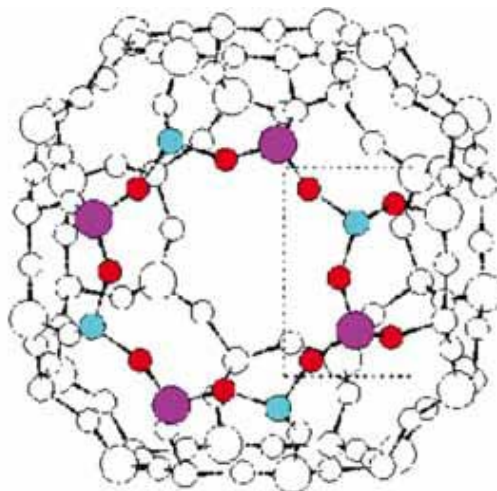


Figura 8 – Estructura química de una zeolita. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Las zeolitas son eficientes por dos motivos:

### Adsorción física

Cuando el nitrógeno se encuentra próximo a los cationes expuestos del cristal de zeolita, se induce una carga bipolar que atrae al nitrógeno debido a que es más polarizable que el oxígeno, por lo que la zeolita adsorbe selectivamente el primer compuesto, permitiendo que el oxígeno fluya sin ningún tipo de restricción.

La superficie específica de las zeolitas es muy grande, por lo que proporciona un alto grado de adsorción por volumen de zeolita.

### Bloqueo estérico

La celosía de la estructura de las zeolitas esta cuidadosamente diseñada para permitir el paso del nitrógeno y bloquear las moléculas de oxígeno. Dicha estructura también impide el paso de las moléculas de argón, por lo que el oxígeno producido en una planta PSA tiene un contenido en argón de aproximadamente un 5%.

## 2 - SEPARACIÓN DE GASES MEDIANTE MEMBRANAS

La separación de gases mediante membranas no requiere un cambio de fase, por lo que implica un ahorro energético significativo. Adicionalmente, las unidades de separación de gases suelen tener un tamaño menor que otras instalaciones de captura de CO<sub>2</sub>, por lo que se reduce su impacto ambiental. Las técnicas de separación de gases mediante membranas se pueden considerar un proceso intermedio entre la adsorción y la absorción. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Las membranas adsorben el gas deseado en una de las caras, generalmente a altas presiones. La molécula es entonces absorbida por la membrana hacia la otra cara donde se desadsorbe bajo condiciones de baja presión.

Durante el proceso de separación de gases mediante membranas se distinguen tres corrientes de gases diferentes:

- **Gas de entrada:** es una mezcla de gases a altas presiones que circulan a lo largo de una cara de la membrana.
- **Gas permeable:** donde las moléculas que atraviesan la membrana son barridas por una corriente de gases en la otra cara de la membrana.
- **Gas residual:** formado por las moléculas no permeables que permanecen en la cara por donde se alimenta la membrana.

La mayor parte de las veces, el proceso de permeabilidad está dirigido por la diferencia de presión entre ambas caras de la membrana.

### **3 - ABSORCIÓN**

La separación de gases mediante procesos de absorción descansa en el principio de que diferentes especies de gases son capaces de pasar de la corriente de alimentación a la fase líquida del absorbente o disolvente. El líquido y los gases se ponen en contacto y, en función de la solubilidad de los componentes de los gases de alimentación, las tipologías de gases pueden ser absorbidos de manera selectiva por el disolvente líquido, mientras que el resto de gases de la corriente de alimentación atraviesan el disolvente y se emiten a la atmósfera. Al final del proceso, el disolvente, rico en CO<sub>2</sub>, se regenera mediante la aplicación de calor o presión, dependiendo del disolvente.

El CO<sub>2</sub> capturado se separa del absorbente y se captura, mientras que el absorbente se recicla. La separación de dióxido de carbono por absorción puede alcanzarse mediante procesos de absorción física, química o híbridos. La diferencia entre los tres radica en la unión que se produce entre el CO<sub>2</sub> y el absorbente.

En la absorción física, el CO<sub>2</sub> se absorbe mediante la ley de Henry; en la absorción química el CO<sub>2</sub> reacciona con el disolvente creando compuestos con uniones débiles; y en los procesos híbridos se produce una mezcla de ambos.

La mayor diferencia entre la absorción física y la absorción química es que en la primera, la solubilidad del gas objetivo en los disolventes crece linealmente con la presión parcial del gas objetivo. La absorción química de gases tiene rendimientos elevados a bajas presiones. Por lo tanto, la absorción química es preferible para la separación de gases a bajas presiones (procesos de post-combustión), mientras que la absorción física se utiliza principalmente en procesos de precombustión y generación de hidrógeno. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

#### **1. Absorción Química**

La principal técnica utilizada a nivel comercial para la captura de CO<sub>2</sub> en los procesos de post-combustión es la captura mediante aminas. La depuración de aire mediante aminas viene siendo utilizada en las industrias químicas y petrolíferas para la eliminación del sulfuro de hidrógeno y del CO<sub>2</sub> de la corriente de gases.

Como se trata de una tecnología que se implementa al final del proceso, su uso es viable en la industria del cemento. Se pueden alcanzar ratios de captura del 98% con un grado de pureza superior al 99%.

Previamente a la captura de CO<sub>2</sub>, los gases se suelen enfriar y también se eliminan impurezas y partículas. A continuación, el proceso de depurado se inicia tal y como se muestra en la figura:

- Una solución acuosa de aminas se pone en contacto dentro de una columna de absorción con la corriente de gases de salida que contienen CO<sub>2</sub>.
- Las aminas reaccionan con los vapores ácidos de CO<sub>2</sub> para formar una sal disuelta. El gas purificado sale del absorbente.
- La solución de aminas rica en CO<sub>2</sub> se regenera en la columna de desorción, donde la presión se reduce y/o la temperatura de incremento hasta los 120 °C aproximadamente con el objetivo de liberar el CO<sub>2</sub>.
- La solución de aminas libres de CO<sub>2</sub> se devuelven a la columna de absorción para volver a comenzar el proceso.

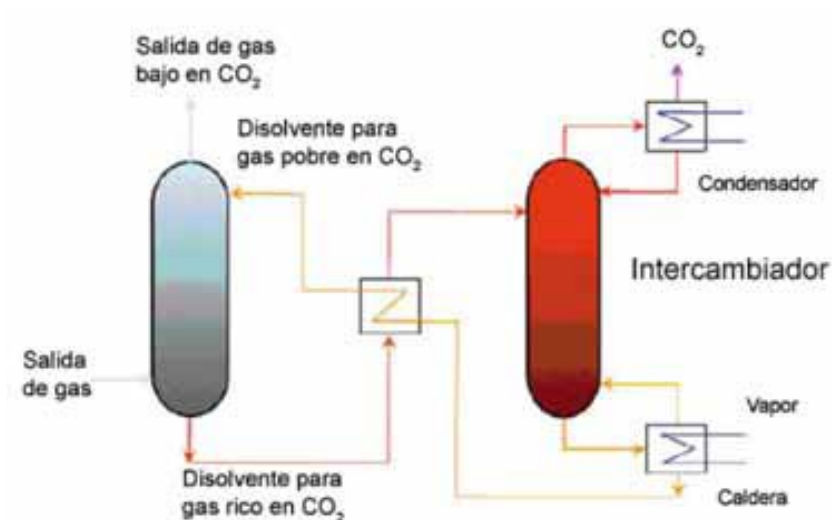


Figura 9 - Esquema de proceso de absorción de CO<sub>2</sub> (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Absorbente	Ventajas	Desventajas
Monoetanolamina (MEA)	Técnica probada Tasa de absorción elevada	Gran cantidad de energía consumida Degradación de los absorbentes
Piperazina/aminas terciarias (MDEA)	Técnica probada Tasa de absorción elevada Menor consumo de energía	Más cara que la MEA Degradación de los absorbentes Marca registrada
Otras aminas bajo patente	Técnica probada Tasa de absorción elevada Menor consumo de energía Menor degradación	Más cara que la MEA Degradación de los absorbentes Marca registrada
Amoniaco refrigerado	Absorbente barato Insensible a las impurezas del gas	Necesidad de refrigeración Exceso de amoníaco Baja tasa de absorción

Tabla 3 – Tabla comparativa de absorbentes de CO<sub>2</sub> utilizados en la industria. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

## 2. Absorción Física

En la absorción física, el CO<sub>2</sub> se absorbe de acuerdo a la ley de Henry, lo que significa que depende de la presión y temperatura, produciéndose el proceso a elevadas presiones parciales de CO<sub>2</sub> y bajas temperaturas. La ventaja de este proceso es que requiere una cantidad de energía relativamente pequeña, pero la presión parcial del CO<sub>2</sub> debe ser muy elevada, por lo que es especialmente indicada para los procesos de precombustión. Los gases de alimentación de un proceso de estas características se encuentran en un rango comprendido entre las 20 y las 130 atmósferas, con una concentración de CO<sub>2</sub> en volumen entre el 5 y el 60%. La eficiencia del proceso se sitúa aproximadamente en un 90 %.

La mayoría de los disolventes utilizados en la absorción física son orgánicos con puntos de ebullición elevados y bajas presiones de vapor.

## 4- SEPARACIÓN CRIOGÉNICA

Cuando los gases tienen diferentes puntos de ebullición, se pueden separar enfriándolos hasta que alcanzan dos estados diferentes. Los procesos de criogenización se han utilizado ampliamente para separar gases en corrientes de aire muy puras. La separación de CO<sub>2</sub> de otros gases implica una alta presión, por encima de 5,1 atm, y muy baja temperatura, -56,6 °C. En consecuencia, se trata de un proceso intensivo en energía, con un consumo teórico de 1,9 kJ/kg de CO<sub>2</sub>. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

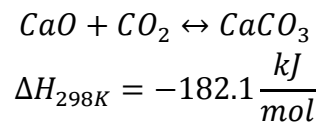
Otro de los inconvenientes es el hecho de que es necesario eliminar el agua de los gases antes del enfriamiento para evitar que se forme una masa sólida arruinando el proceso.

Otra aplicación de la separación criogénica es la producción de oxígeno para los procesos de oxidación. El aire se enfría hasta que el nitrógeno se licua. Esto se produce a una temperatura de -196 °C y la energía utilizada es de 700 kJ/kg de aire.

## 5- CARBONATACIÓN MINERAL (Ciclos de Carbonatación Calcinación)

### Tecnologías de carbonatación-calcinación.

El proceso de captura de CO<sub>2</sub> mediante los ciclos de carbonatación/calcinación se basa en la reacción del CaO con el CO<sub>2</sub> presente en una corriente gaseosa, y en la reacción inversa de calcinación del CaCO<sub>3</sub> en un segundo reactor, a mayor temperatura en una atmósfera concentrada de CO<sub>2</sub>. (Martínez, I., Grasa, G. S., & Abanades, J. C. 2015)



El proceso puede tener distintas configuraciones posibles:

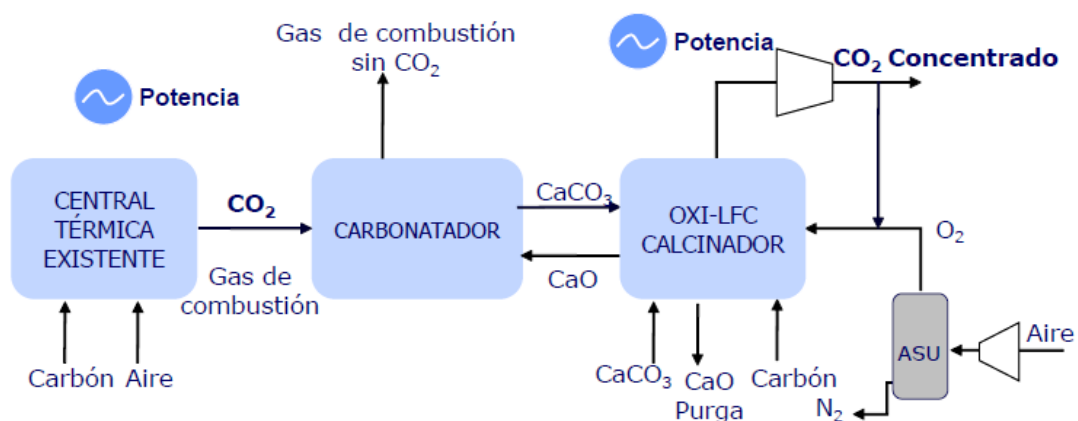


Figura 10 - Diagrama conceptual de sistema de carbonatación/calcinación con CaO en post-combustión, aplicable a centrales térmicas (CT) existentes. (Martínez, I., Grasa, G. S., & Abanades, J. C. 2015)

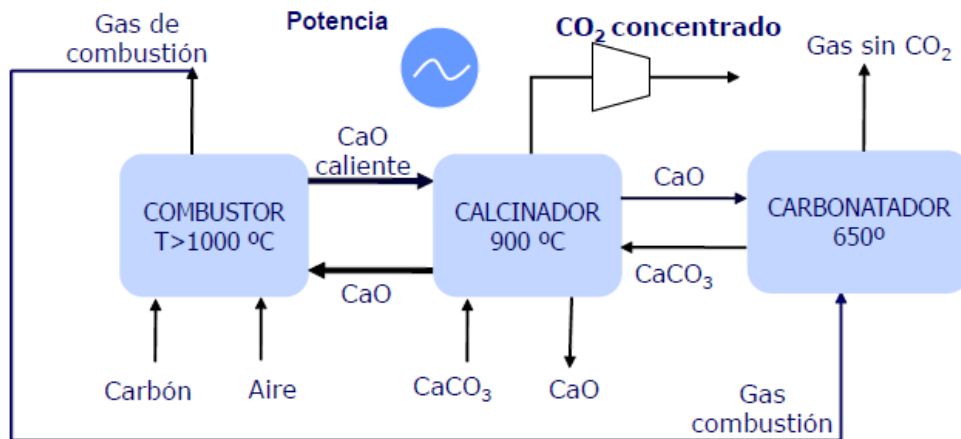


Figura 11 - Diagrama conceptual de sistema de carbonatación/calcinación con CaO en post-combustión. Nuevo concepto de CT con captura integrada mediante carbonatación/calcinación. (Martínez, I., Grasa, G. S., & Abanades, J. C. 2015)

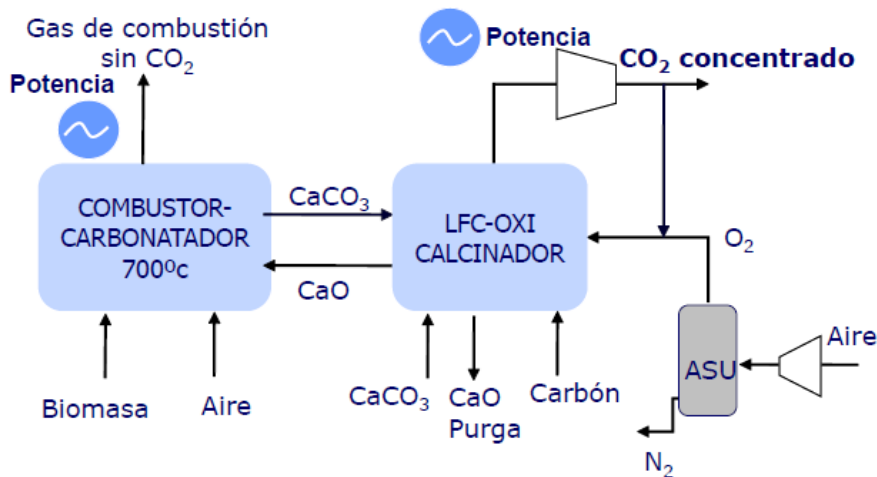


Figura 12 - Diagrama conceptual de captura de combustión de biomasa con captura in situ de CO<sub>2</sub>. (Martínez, I., Grasa, G. S., & Abanades, J. C. 2015)

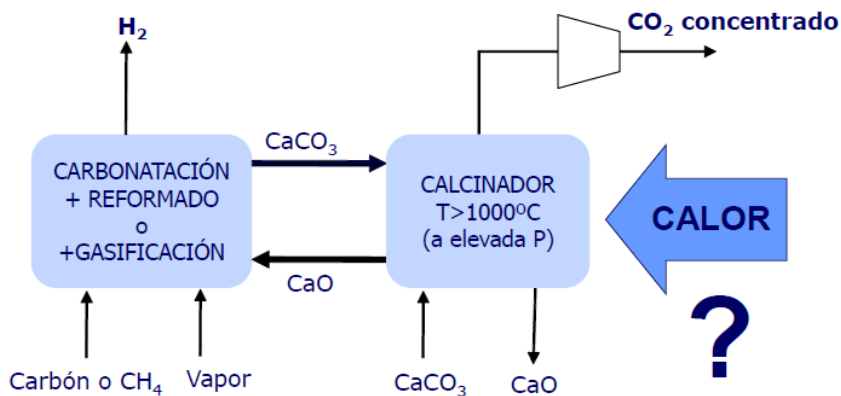


Figura 13 - Diagrama conceptual de producción de H<sub>2</sub> con captura in situ de CO<sub>2</sub>. (Martínez, I., Grasa, G. S., & Abanades, J. C. 2015)



En general, y atendiendo a los diagramas de bloques de las Figuras 10 y 11, la configuración más apropiada para lograr altas eficacias de captura de CO<sub>2</sub> consiste en dos reactores de Lecho Fluidizado Circulante (LFC) interconectados entre sí a modo de carbonatador y calcinador, que permiten trabajar con altas velocidades superficiales de gas y altas circulaciones de sólido.

Cuando este sistema de captura de CO<sub>2</sub> se aplica al gas de combustión de una CT de carbón se propone habitualmente quemar carbón adicional con O<sub>2</sub> en el calcinador para aportar la energía necesaria en este reactor, obteniéndose así a la salida del calcinador principalmente CO<sub>2</sub> y vapor de agua.

El total de energía suministrada en el calcinador (entre un 30 y 50% del total de energía en el proceso completo) se emplea en suministrar la energía necesaria para la calcinación y en calentar los sólidos procedentes del carbonatador hasta la temperatura de operación del calcinador. La energía se recupera principalmente en el interior del carbonatador a 600-700°C y como corrientes gaseosas alta temperatura a la salida de los reactores, y se puede aprovechar para generar vapor y producir potencia adicional que permitiría reducir la penalización energética asociada a la implantación del sistema de captura de CO<sub>2</sub>. Se han analizado numerosas alternativas en la literatura con el objetivo de reducir el consumo de energía en el calcinador y/o prescindir de la unidad de separación de aire. Entre ellas, se ha planteado un nuevo concepto de CT de carbón con captura integrada de CO<sub>2</sub> con CaO cuyo diagrama se representa en la Figura 10.

Los gases generados en el combustor como resultado de la combustión de carbón con aire (operando a ~1050°C) se introducen en el carbonatador del sistema de captura donde el CO<sub>2</sub> reacciona con CaO para formar CaCO<sub>3</sub>. La corriente de sólidos resultante se alimenta al calcinador donde el CaCO<sub>3</sub> se descompone gracias al calor sensible aportado por una corriente caliente de sólidos (principalmente CaO y cenizas) que proviene del combustor a ~1050°C. De esta forma, no es necesario aportar energía al calcinador quemando carbón adicional y se prescinde de la unidad de separación de aire, siendo la única penalización importante en este proceso el consumo del compresor de CO<sub>2</sub>.

Análogamente, se han propuesto otras configuraciones de proceso en las que la carbonatación del CaO ocurre in situ en la propia combustión (en el caso de biomasa) o etapa de gasificación/reformado (en el caso de carbón o CH<sub>4</sub>), de acuerdo con los esquemas de la Figura 13. La integración en la etapa de combustión de biomasa (Figura 12) constituiría un caso de emisiones negativas de CO<sub>2</sub> viable económicamente al ser integrado en una CT de mayor tamaño (co-combustión). En el caso de incorporar la etapa de carbonatación del CaO en un reactor de reformado de hidrocarburos gaseosos (Figura 13) introduciendo un

sorbente de CO<sub>2</sub> basado en CaO junto con el catalizador, tendrían lugar las reacciones de reformado de CH<sub>4</sub> y de 'water gas shift' junto con la de carbonatación del CaO, favoreciendo así el equilibrio termodinámico hacia la formación de H<sub>2</sub>. En este caso, es posible obtener un gas con una concentración de H<sub>2</sub> en torno a 96 % (en base seca) operando a temperaturas de 600-700°C. Generalmente se propone aportar la energía necesaria en el calcinador quemando con O<sub>2</sub> combustible adicional, en este caso gas natural, para evitar diluir el CO<sub>2</sub> generado durante la calcinación del CaCO<sub>3</sub> (Martínez, I., Grasa, G. S., & Abanades, J. C. 2015).

### **Historia:**

Desde el siglo XIX han sido muchos los autores que han propuesto el uso de CaO como sorbente de CO<sub>2</sub>. Los primeros trabajos entre los años 1868-1880 proponían el uso de sorbentes basados en CaO para mejorar la producción de H<sub>2</sub> en procesos de gasificación de carbón con vapor. Un siglo más tarde, este concepto se aplicó al proceso conocido como "CO<sub>2</sub> acceptor gasification process" que proponía llevar a cabo la gasificación de un carbón con vapor a presión en presencia de caliza o dolomita. (Martínez Berges, I. 2014)

De esta forma, mejora el poder calorífico del producto obtenido aumentando el contenido en H<sub>2</sub> al eliminar el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S mediante la reacción con CaO, y se aprovecha la energía proveniente de la carbonatación sin necesidad de emplear O<sub>2</sub> en el gasificador. En 1974 se probó por primera vez este proceso en una planta piloto de 40 ton/día de carbón, que sirvió para demostrar por primera vez el concepto básico de captura de CO<sub>2</sub> con CaO. En todos estos casos, el objetivo no era capturar el CO<sub>2</sub> generado en la etapa de calcinación y la energía necesaria en la calcinación se aportaba quemando una parte del combustible con aire, por lo que el CO<sub>2</sub> se obtenía diluido en N<sub>2</sub>.

Cuando surgió la necesidad de obtener una corriente concentrada en CO<sub>2</sub> en el calcinador, Silaban y Harrison propusieron el uso de la reacción reversible de carbonatación/calcinación como mecanismo de separación de CO<sub>2</sub> a alta temperatura para producción de H<sub>2</sub>. Shimizu y Cols. fueron los primeros en proponer esta reacción de carbonatación/calcinación para eliminar el CO<sub>2</sub> de un gas de combustión empleando la combustión de carbón adicional con O<sub>2</sub> como fuente de energía en el calcinador.

### **Plantas piloto**

A continuación se muestran las diferentes plantas piloto de captación de CO<sub>2</sub> mediante carbonatación/calcinación en los últimos años:

Localización	Tamaño planta <sup>a</sup>	Configuración reactores	Aporte energía calcinador	Principales resultados	Referencias
Universidad de Stuttgart, IFK (Alemania)	10 kW	Carbonatador: LFC Calcinador: LFB	Resistencias eléctricas y combustión CH <sub>4</sub> con aire	Ec > 90 % a 600-660°C en el carbonatador, con baja actividad de los sólidos (alta circulación) ( $u_{gas}=4-6$ m/s)	(Chaitos et al., 2010)
Instituto Nacional del Carbón, INCAR, Oviedo (España)	30 kW	Carbonatador y calcinador: LFC	Resistencias eléctricas y combustión de carbón con aire	Ec > 90 % a ~630°C en el carbonatador con alta actividad de los sólidos ( $u_{gas}=1.1-3.5$ m/s)	(Abanades et al., 2009; Alonso et al., 2010; Rodríguez et al., 2011)
CANMET Energy Technology Centre, Ottawa (Canadá)	75 kW	Carbonatador: LFB dividido en dos zonas (combustión y carbonatación) / Calcinador: LFC	Combustión de carbón o biomasa con mezcla O <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>	Ec > 75% a 650-700°C tras más de 25 ciclos con actividad moderada de los sólidos ( $u_{gas}\sim 0.6$ m/s)	(Abanades et al., 2004a; Hughes et al., 2005; Lu et al., 2008)
Universidad Estatal de Ohio (Estados Unidos)	120 kW	Carbonatador: lecho de arrastre / Calcinador: horno rotatorio	Resistencias eléctricas	Ec > 90 % a ~500°C en el carbonatador, empleando Ca(OH) <sub>2</sub>	(Wang et al., 2010a)
Universidad de Stuttgart (Alemania)	200 kW	Carbonatador y calcinador: LFC	Combustión de carbón o biomasa con mezcla O <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>	Ec > 90 % a ~600-650°C en el carbonatador	(Hawthorne et al., 2011; Dieter et al., 2013)
Universidad de Darmstadt (Alemania)	1 MW	Carbonatador y calcinador: LFC	Combustión de carbón o propano con aire enriquecido en O <sub>2</sub>	Ec ~ 85 % a 650°C en el carbonatador con baja actividad sólidos ( $u_{gas}=2-3$ m/s)	(Galloy et al., 2011, 2012; Kremer et al., 2013)
Central térmica de carbón de La Pereda, Asturias (España)	1.7 MW	Carbonatador y calcinador: LFC	Combustión de carbón con mezcla O <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub>	Ec > 90 % ~600°C en amplio rango de condiciones, incluso con baja actividad sólidos ( $u_{gas}\sim 4$ m/s)	(Sánchez-Biezma et al., 2011; Arias et al., 2013; Sánchez-Biezma et al., 2013)

<sup>a</sup>El tamaño de la planta se calcula como la energía del carbón ( $PCI_{carbón} \cdot m_{carbón}$ ) alimentado a la caldera que genera el gas de combustión alimentado al carbonatador

Tabla 4 – Principales plantas piloto de captación de CO<sub>2</sub> mediante ciclos de carbonatación/calcinación. (Martínez Berges, I. 2014)

### Ventajas y desventajas de la carbonatación mineral

La principal **ventaja** es que son procesos a alta temperatura en los que es posible aprovechar las corrientes calientes disponibles para generar vapor y producir potencia adicional en un nuevo ciclo de vapor. Además, el material utilizado como precursor de CaO puede ser caliza o dolomita natural, que se caracterizan por su bajo coste, su abundancia, su amplia disponibilidad geográfica y sus elevadas cinéticas de reacción.

Como principales **debilidades** de los procesos de carbonatación/calcinación destacan la escasa estabilidad química y mecánica de la caliza o dolomita natural, que se traduce en una disminución de la conversión del CaO en la reacción con el CO<sub>2</sub> al ser sometido a sucesivos ciclos de carbonatación/calcinación y en una pérdida de material del sistema por atrición, respectivamente. Esta pérdida de material se puede compensar mediante un aporte de sorbente fresco que sirve además para contrarrestar la pérdida de actividad de las partículas de CaO presentes en el sistema y reemplazar el material desactivado. La escasa estabilidad química de las partículas de CaO al ser sometidas a sucesivas carbonataciones y calcinaciones se debe a un cambio estructural del sólido, que pierde porosidad y evoluciona hacia una estructura con poros de mayor tamaño, y en definitiva de menor área superficial

## **6- CAPTURA DE CO<sub>2</sub> MEDIANTE ALGAS**

Las algas, como cualquier otra especie vegetal, toman el CO<sub>2</sub> de la atmósfera para realizar el proceso de fotosíntesis para su crecimiento. Esta propiedad de las algas puede utilizarse para capturar el CO<sub>2</sub> presente en los gases procedentes de la combustión en una planta de generación eléctrica o una planta industrial. (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Esta tecnología consiste en el desarrollo de un fotobiorreactor (FBR) que, a partir de aguas residuales y del CO<sub>2</sub> presente en los gases de salida, sea capaz de producir algas microscópicas que, tras un proceso de decantación y secado, se puedan utilizar como biocombustible en sustitución de combustibles fósiles.

El CO<sub>2</sub> se debe disolver en agua con un alto contenido de DBO que aporta los nutrientes para las algas. La concentración máxima de CO<sub>2</sub> no debe superar el 15%, ya que por encima de este valor el agua se vuelve excesivamente ácida para la producción de algas. Tras favorecer el crecimiento, es necesario decantar y secar las algas, para lo que se puede utilizar los gases calientes de salida de la combustión.

El proceso se puede realizar a cielo abierto, por lo que está sometido a variaciones de temperatura y a la contaminación ambiental, o en un recinto cerrado, que limita la evaporación y aumenta la productividad, incrementando también los costes.

**Las principales desventajas** del crecimiento de algas para la captura de CO<sub>2</sub> son:

- Lentitud del proceso de generación de algas.
- Necesidad de un suministro continuado de agua con un alto contenido en DBO.
- Necesidad de una gran superficie con suficiente luz solar para el crecimiento de algas.

**La principal ventaja** de la captura de CO<sub>2</sub> mediante la utilización de algas es el ahorro debido a la ausencia de transporte y almacenamiento, puesto que las algas se reutilizan como combustible en la planta eléctrica o industrial.

A continuación se muestra una tabla comparativa de las diferentes alternativas de captación de CO<sub>2</sub>:

Alternativas	Principio Físico	Ventajas	Desventajas
1 - Adsorción por cambio de presión	Adsorción de gases en un filtro adsorbente a presión elevada (150 kPa).	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Técnica ideal para procesos de oxidación parcial y total</li> <li>- Obtención de CO<sub>2</sub> de alta concentración y pureza.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Presurización requiere de compresores (alto coste energético)</li> <li>- Se requiere de varios filtros de adsorción para separar todos los gases.</li> </ul>
2 - Separación de gases mediante membranas	Proceso intermedio entre absorción y adsorción	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No requiere cambio de fase (ahorro energético)</li> <li>- Plantas pequeñas (menor impacto ambiental)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Presurización requiere de compresores (alto coste energético)</li> </ul>
3 - Absorción	Absorción de CO <sub>2</sub> en líquidos y su posterior regeneración.	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alto grado de recuperación de CO<sub>2</sub></li> <li>- Absorción química favorecida por presiones parciales bajas de CO<sub>2</sub></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Degradación de absorbentes.</li> <li>- Alto consumo energético en intercambiador (caldera y condensador)</li> </ul>
4 - Separación criogénica	Separación de gases por distinta temperatura de ebullición	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se obtienen altas concentraciones de CO<sub>2</sub></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alto coste energético (bajas temperaturas y altas presiones)</li> <li>- Necesario eliminar H<sub>2</sub>O de los gases antes del enfriamiento.</li> </ul>
5 - Carbonatación mineral	Reacción del CaO con el CO <sub>2</sub> para dar CaCO <sub>3</sub> y su posterior calcinación.	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Posible implantación de un ciclo de vapor.</li> <li>- CaO fácil de obtener y de bajo coste.</li> <li>- Elevada cinética de reacción.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Progresiva disminución de la conversión de CaO en CaCO<sub>3</sub>. Necesidad de renovar CaO.</li> <li>- Alto consumo energético en calcinación.</li> </ul>
6 - Captura de CO <sub>2</sub> mediante algas	Se hace crecer un cultivo de algas microscópicas en un fotobiorreactor que capturan el CO <sub>2</sub>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Ausencia de transporte y almacenamiento (no se genera CO<sub>2</sub>)</li> <li>- Reutilización de las algas como biocombustible.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No se obtiene corriente de CO<sub>2</sub></li> <li>- Proceso lento</li> <li>- Necesidad de suministro continuo de agua con alto DBO</li> <li>- Necesidad de gran superficie y luz solar.</li> </ul>

Tabla 5 – Tabla comparativa de las diferentes tecnologías de captación de CO<sub>2</sub>.

## PURIFICACIÓN DE CO<sub>2</sub>

Una vez separada la corriente de CO<sub>2</sub> mediante alguna de las tecnologías anteriormente citadas, es sometida a una etapa de acondicionamiento para **reducir el contenido de incondensables hasta un máximo de 5 %vol**, con el objetivo de facilitar y reducir riesgos a lo largo de su posterior transporte y almacenamiento. (Martínez Berges, I. 2014)

Desde el punto de vista de protección de los materiales de los que están construidas las tuberías que transportan el CO<sub>2</sub>, **es importante eliminar el H<sub>2</sub>O presente en la corriente para evitar graves problemas de corrosión en las tuberías**, además de para evitar la formación de hidratos que podrían ocasionar taponamientos o la formación de gotas de agua en las últimas etapas de compresión que dañarían los compresores. Desde el punto de vista del transporte, es importante **limitar el contenido en H<sub>2</sub>S** cuando el transporte va a realizarse a través de zonas habitadas, ya que una fuga podría resultar peligrosa. Lo mismo ocurre cuando la captura de CO<sub>2</sub> se ha llevado a cabo empleando solventes orgánicos que son fácilmente degradables y generan sustancias altamente tóxicas que contaminan la corriente de CO<sub>2</sub> y que podrían liberarse a la atmósfera en caso de fuga.

Finalmente, con vistas a un almacenamiento seguro y eficiente, **es importante un bajo contenido en O<sub>2</sub> cuando el almacenamiento de CO<sub>2</sub> se va a realizar en yacimientos de petróleo o de gas**, ya que concentraciones de este gas superiores a 200 ppm provocarían una oxidación del combustible a recuperar. **Análogamente, un bajo contenido en N<sub>2</sub> (< 4 %vol.) es importante cuando el CO<sub>2</sub> se va a usar para extracción mejorada de petróleo (EOR, siglas en inglés de Enhanced Oil Recovery)**, ya que las características finales del producto a recuperar se verían afectadas.

## TRANSPORTE DE CO<sub>2</sub>

Una vez purificado, el CO<sub>2</sub> se comprime a una presión superior a 80 bar para ser transportado hasta el lugar donde se va a almacenar de forma permanente (IPCC, 2005). Para transportar el dióxido de carbono es necesario que se encuentre en el denominado estado supercrítico (densidad de 760 kg/m<sup>3</sup> a 21,1 °C). (Martínez Berges, I. 2014)

La forma habitual de transportar el CO<sub>2</sub> hasta el lugar de almacenamiento es mediante gasoducto (submarino o terrestre), frente al transporte en buques que resulta rentable para largas distancias o a ultramar. **El transporte de CO<sub>2</sub> mediante gasoducto es una tecnología madura que se practica de forma rutinaria a gran escala desde hace más de 30 años en EEUU y Canadá.** Existen en la actualidad



más de 5000 km de tubería en EEUU que transportan más de 40 Mt de CO<sub>2</sub> al año a alta presión desde fuentes naturales o antropogénicas hasta pozos de petróleo para EOR. El transporte mediante gasoducto permite un transporte en continuo sin necesidad de depósitos intermedios de almacenamiento.

El coste de inversión de este tipo de tecnología es importante, y depende en gran medida del tipo de terreno por el que pase el gasoducto así como de la distancia y cantidad de CO<sub>2</sub> a transportar. Además, cada 100-200 km de gasoducto es necesaria una estación de compresión intermedia con el objetivo de evitar cambios bruscos de densidad por pérdidas de carga y cambios de fase inesperados. No obstante, el coste del acero representa una fracción significativa de este coste total, y cualquier variación en el precio de este material afectará de manera importante al coste de transporte mediante gasoducto (IPCC, 2005).

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

La última de las etapas del proceso de CAC consiste en el almacenamiento permanente de CO<sub>2</sub> en depósitos geológicos. Esta última etapa resulta de vital importancia en el proceso completo de CAC, ya que constituye un requisito indispensable sin el cual la penalización energética y los altos costes derivados de la etapa de captura o separación de CO<sub>2</sub> no estarían justificados.

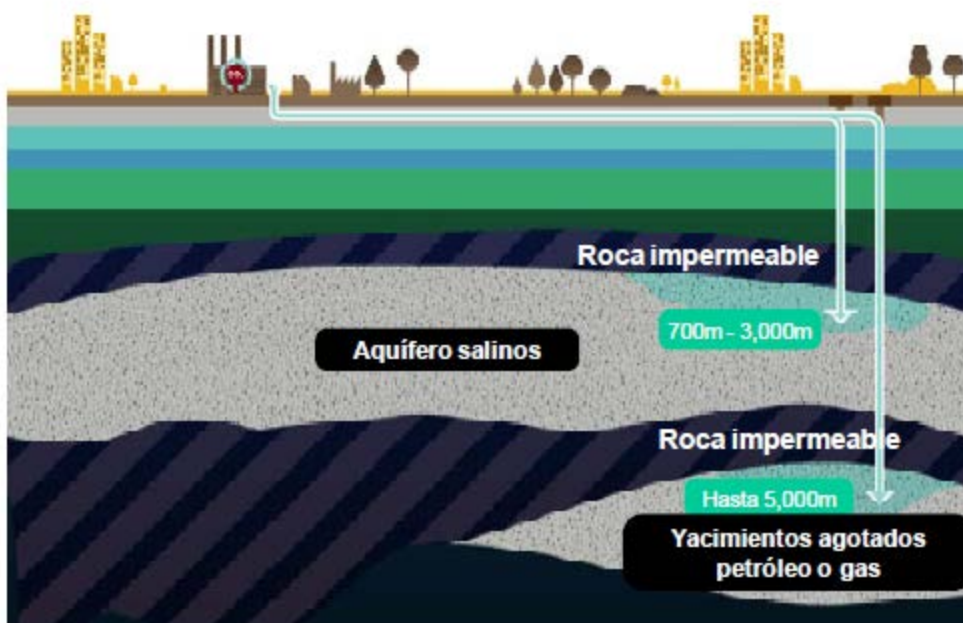


Figura 14 – Almacenamiento de CO<sub>2</sub>. (Martínez Berges, I. 2014)

Existen tres tipos de depósitos geológicos aptos para su uso como almacén permanente de CO<sub>2</sub> (Martínez Berges, I. 2014):

- 1) Yacimientos agotados de hidrocarburos (petróleo y gas natural)
- 2) Minas o yacimientos de carbón inexplotables,
- 3) Acuíferos salinos terrestres y/o marinos.

#### 1) Yacimientos agotados de hidrocarburos

La primera de las opciones de almacenamiento planteadas en yacimientos agotados de petróleo o gas natural cuenta con un potencial importante para convertirse en almacén de CO<sub>2</sub>, ya que durante miles de años ambos han almacenado gas y petróleo de forma segura y permitirían reducir significativamente los altos costes de la CAC. Este beneficio es mayor para el almacenamiento de CO<sub>2</sub> en los yacimientos de petróleo para EOR, ya que **la inyección de CO<sub>2</sub> permitiría aumentar la explotación de este hidrocarburo en torno a 15-25% respecto de la situación sin almacenamiento de CO<sub>2</sub>, repercutiendo así en un beneficio económico importante.** Este mecanismo de inyección de CO<sub>2</sub> en yacimientos de petróleo ha sido demostrado en aplicaciones a escala comercial en EEUU desde hace más de 30 años. **Para el caso de los yacimientos de gas natural, el beneficio obtenido de recuperación adicional de gas natural por inyección de CO<sub>2</sub> (EGR, siglas en inglés de Enhanced Gas Recovery) no es importante ya que la mayoría de estos yacimientos ya se encuentran explotados hasta más del 80 % de su capacidad, por lo que la capacidad de mejora es limitada.** Además, se desconoce el efecto del CO<sub>2</sub> en la calidad del gas natural extraído por lo que éste método no ha adquirido tanta importancia como el EOR. **La principal desventaja de este método de almacenamiento radica en su escasa distribución geográfica, normalmente alejados de los principales focos de emisión.** Se estima que a nivel mundial, la capacidad de almacenamiento en yacimientos de petróleo oscila entre 150-700 GtCO<sub>2</sub>, y para yacimientos de gas natural entre 500-1500 GtCO<sub>2</sub> (IPCC, 2005).

#### 2) Minas o yacimientos de carbón inexplotables

El almacenamiento de CO<sub>2</sub> en yacimientos de carbón difíciles de explotar se encuentra en la actualidad en una fase de estudio, y consiste en inyectar CO<sub>2</sub> en este tipo de yacimientos con el objetivo de recuperar el CH<sub>4</sub> (80-99% de pureza) que ha quedado adsorbido en la matriz del carbón durante la formación de éste. Existen proyectos a pequeña escala en Polonia, Canadá, China y Japón (de hasta 50 tCO<sub>2</sub>/día inyectados) mediante los cuales se pretenden resolver las principales



incertidumbres de este método de almacenamiento, cuya capacidad mundial de almacenamiento alcanza los 150 GtCO<sub>2</sub> (IPCC, 2005).

### 3) Acuíferos salinos terrestres y/o marinos.

Los acuíferos salinos son depósitos geológicos formados por roca porosa ocupada por agua salada y una capa de roca impermeable en la parte superior que evita que el agua retenida alcance la superficie. Estos depósitos se encuentran tanto debajo de la superficie terrestre como en el subsuelo marino, y tienen la principal ventaja de ser muy abundantes, por lo que es bastante probable que exista un acuífero salino cerca del foco de emisión de CO<sub>2</sub>, evitando así la necesidad de un transporte lejano (IPCC, 2005).

En la actualidad, existen importantes proyectos de almacenamiento de CO<sub>2</sub> en los diferentes tipos de depósitos geológicos descritos. La planta de CAC más antigua lleva funcionando desde 1996 y se encuentra instalada en una planta de extracción y refinamiento de gas natural situada en los pozos de gas natural de la zona de Sleipner (Mar del Norte). A principios del año 2013, en esta planta se habían conseguido separar más de 14 MtCO<sub>2</sub> del gas natural explotado en dichos yacimientos que han sido almacenadas en acuíferos salinos. En el año 2000 comenzó un gran proyecto de almacenamiento de CO<sub>2</sub> en el pozo petrolífero de Weyburn (Canadá) para EOR, que en el año 2005 se extendió al pozo de petróleo adyacente de Midale. En este proyecto de CAC se separan en torno a 8500 tCO<sub>2</sub>/día en una planta de gasificación de carbón (Dakota del Norte, EEUU) que se comprimen y transportan una distancia superior a 300 km para finalmente ser almacenados en ambos pozos de petróleo.

Una vez que el CO<sub>2</sub>, es inyectado en el acuífero es posible que este sea confinado de tres formas distintas:

- Confinamiento hidrodinámico, donde el CO<sub>2</sub> es atrapado en el espacio entre la capa impermeable y el agua salada.
- Disolución del CO<sub>2</sub> en el agua salada del acuífero.
- Confinamiento mineral. Este último, es un proceso lento, todavía no demasiado extendido en el que el CO<sub>2</sub> reacciona con los minerales y materia orgánica existentes dentro de la formación geológica para dar estructuras sólidas.

## USOS INDUSTRIALES DEL CO<sub>2</sub>

Aparte del ya mencionado sistema de EOR, el CO<sub>2</sub> también puede ser empleado de forma directa en otra serie de sistemas industriales como es el caso de los procesos y productos alimentarios, tratamiento de aguas y finalmente mediante el empleo de CO<sub>2</sub> en estado supercrítico como alternativa a los disolventes orgánicos nocivos, los cuales son perjudiciales para la salud humana y además afectan a la capa de ozono (Martínez Berges, I. 2014).

### 1 - Uso del CO<sub>2</sub> en la industria alimentaria

**El agua carbonatada**, conocida comúnmente como soda, es un agua a la que se añade dióxido de carbono, análogamente a lo que se hacía antiguamente al añadir bicarbonato de sodio a la limonada pero llevado a una escala industrial. El proceso consiste en disponer agua a una elevada presión y posteriormente introducir el CO<sub>2</sub> (de 6g a 8g por litro). Gracias a la presión a la que está el agua, se disuelve una mayor cantidad de CO<sub>2</sub>. Aunque la cantidad de dióxido de carbono que se introduce a priori parece pequeña, la venta de estas bebidas alcanza unos volúmenes muy elevados, así por ejemplo España fue el tercer país en cuanto al consumo de bebidas carbonatadas (95,4 litros per cápita).

**El Envasado en Atmosfera Protectora (EAP)** consiste en un proceso en el que la atmosfera de envasado de los alimentos ha sido modificada respecto de la atmosfera terrestre. Gracias a este proceso se consigue prolongar la vida útil de los productos alimenticios envasados. Lo que se realiza en este proceso es la inyección de un gas o grupo de gases adecuados en función de las propiedades del alimento, los elementos o compuestos en estado gaseoso que principalmente se emplean son el dióxido de carbono, nitrógeno y oxígeno.

La tecnología de atmosfera modificada para la **desinsectación de alimentos** se basa en la acción que tiene el CO<sub>2</sub> sobre las membranas biológicas, por lo que gracias a ella se puede modificar las características fisiológicas, metabólicas, biológicas y de comportamiento de los insectos. La principal acción que tiene es el bloqueo de la respiración de los insectos (perdida del agua y posterior desecación del insecto). El proceso que se lleva a cabo es semejante al EAP con la variante de que se aumenta la concentración de CO<sub>2</sub>.

**Aturdimiento de animales:** Esta es una técnica alternativa frente al aturdimiento eléctrico y consiste trasladar a los animales (aves y cerdos) a unas jaulas en donde posteriormente ingresan en un pozo que tiene una elevada concentración de CO<sub>2</sub> (80% a 90%). Este proceso tiene la ventaja de que no deja ningún residuo químico en el animal. A parte de esa característica propia del CO<sub>2</sub> existe una ventaja operativa y es que merced a este sistema se evita la sujeción del animal y además

permite un tratamiento a un grupo de animales con lo que se evita el estrés previo al sacrificio.

**Refrigeración y congelación de alimentos.** El CO<sub>2</sub> en estado líquido se usa a nivel industrial en la refrigeración de alimentos gracias a que el CO<sub>2</sub> no reacciona con los alimentos cuando están en fase sólida. Actualmente esta es una tecnología emergente frente a la ya consolidada utilización del nitrógeno.

## 2 - Tratamiento de aguas

En el tratamiento de aguas residuales se usa el CO<sub>2</sub> para **neutralizar las aguas** ya que permite evitar la sobre acidificación debido a la presencia de ácidos fuertes. Adicionalmente proporciona una ventaja operacional debido a que el control del pH del agua es automático.

Otros usos que también se pueda dar al CO<sub>2</sub> dentro del tratamiento de aguas son la **remineralización de las aguas potables y el tratamiento de aguas de recreo.**

## 3 - CO<sub>2</sub> en estado supercrítico

En el estado supercrítico el CO<sub>2</sub> se emplea principalmente para la **extracción de la cafeína del café y del té, del lúpulo para producir cerveza, de los pesticidas presentes en los cereales, extracción de la grasa del cacao y para la limpieza de ropa en seco**, entre otros usos.

## 4 - Usos biológicos y químicos del CO<sub>2</sub>

En cuanto a los usos biológicos del CO<sub>2</sub> las algas a través de la energía que proporciona el sol convierten el CO<sub>2</sub> y el agua en biomasa. En lo relacionado a los usos químicos el CO<sub>2</sub> se emplea principalmente para la obtención de la síntesis de urea, producto que posteriormente es empleado como fertilizante agrícola. Otro uso químico es la fabricación de urea formaldehído, la cual se usa principalmente en la aglomeración de madera.

A pesar de las citadas aplicaciones que actualmente se da al CO<sub>2</sub> se puede decir que en principio, los usos industriales del CO<sub>2</sub> pueden contribuir a mantenerlo fuera de la atmosfera mediante su almacenamiento en el “depósito químico de carbono (productos manufacturados carbonatados). **Sin embargo, como medida de mitigación del cambio climático, esta opción únicamente tiene valor si la cantidad y la duración del CO<sub>2</sub> almacenado son significativas y si se registra una reducción neta real de las emisiones de CO<sub>2</sub>.**

La duración típica de la mayor parte del CO<sub>2</sub> utilizado actualmente para los procesos industriales corresponde a periodos de almacenamiento de tan solo días o meses. Posteriormente, el carbono almacenado es degradado a CO<sub>2</sub> para ser emitido de nuevo a la atmosfera. Estas escalas cronológicas tan breves no aportan una contribución válida a la mitigación del cambio climático. Además, la cifra de 120 Mt de CO<sub>2</sub> al año, correspondiente al uso industrial total, es baja en comparación con las emisiones procedentes de las principales fuentes antropogénicas. Si bien en ciertos procesos industriales se almacena una pequeña proporción de CO<sub>2</sub> (que asciende a un total aproximado de 20 Mt de CO<sub>2</sub> al año) durante un periodo de hasta varios decenios, la cantidad total que se almacena a largo plazo (en términos de siglos) es, en este momento, igual o inferior a 1 Mt de CO<sub>2</sub> al año, sin perspectivas de que experimente grandes aumentos.

Otra importante cuestión que se plantea es si los usos industriales del CO<sub>2</sub> pueden dar lugar a una reducción neta general de las emisiones de CO<sub>2</sub> mediante la sustitución de otros procesos o productos industriales.

Esto solo puede evaluarse correctamente si se consideran contornos del sistema apropiados para el balance energético y de materiales de los procesos de utilización de CO<sub>2</sub>, y si se lleva a cabo un análisis minucioso del ciclo de vida del uso del CO<sub>2</sub> propuesto.

Dada la baja fracción de CO<sub>2</sub> que es retenido, el exiguo volumen utilizado y la posibilidad de que la sustitución pueda provocar el aumento de las emisiones de CO<sub>2</sub>, **cabe concluir que es probable que la contribución de los usos industriales de CO<sub>2</sub> captado a la mitigación del cambio climático sea moderada.**

Toda la evolución tecnológica debe estar unida a la máxima fiabilidad para evitar fugas que conlleven catastróficos efectos a la salud humana y animal así como al medio ambiente. Pero a todo ese factor técnico hay que añadir dos elementos imprescindibles para una adecuada aplicación de la CAC, por una parte la aceptación por parte de la sociedad y por otro lado un adecuado marco jurídico. El primero de ellos precisa de una amplia y completa difusión y explicación de la tecnología; mientras que el segundo necesita un detallado estudio de todas las implicaciones en el ordenamiento jurídico regional, nacional y continental que conlleven el transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

## ASPECTOS ECONÓMICOS

### Certificados de emisión de CO<sub>2</sub>

La emisión de CO<sub>2</sub> supone un gran coste para las empresas generadoras de energía. Evidentemente este coste varía en función de la cantidad de CO<sub>2</sub> emitida y del precio de los derechos de emisión según el Mercado de CO<sub>2</sub>, el cual arrancó en 2013.

**El comercio de derechos de emisión** es una herramienta administrativa utilizada para el control de emisiones de gases de efecto invernadero. Estos derechos tienen 5 años de vigencia.

Una autoridad central (normalmente un gobierno o una organización internacional) establece un límite sobre la cantidad de gases contaminantes que pueden ser emitidos. Las empresas son obligadas a gestionar un número de bonos (también conocidos como derechos o créditos), que representan el **derecho a emitir una cantidad determinada de residuos**. Las compañías que necesiten aumentar las emisiones por encima de su límite deberán **comprar créditos a otras compañías** que contaminen por debajo del límite que marca el número de créditos que le ha sido concedido. La transferencia de créditos es entendida como una compra. En efecto, el comprador está pagando una cantidad de dinero por contaminar, mientras que el vendedor se ve recompensado por haber logrado reducir sus emisiones. De esta forma se consigue, en teoría, que las compañías que hagan efectiva la reducción de emisiones son las que lo hagan de forma más eficiente (a menor coste), minimizando la factura agregada que la industria paga por conseguir la reducción.

### Tipos de certificados en el mercado de CO<sub>2</sub>

#### **European Emissions Allowances (EUA)**

Representan el permiso de emitir una tonelada de CO<sub>2</sub> bajo la jurisdicción del Mercado Europeo de Emisiones. El máximo histórico de EUA alcanzado fue 8.5€/tonelada de CO<sub>2</sub> en Noviembre de 2015.

#### **CER (Certificados de emisiones reducidas)**

Las reducciones de emisiones de GEI (Gases de efecto invernadero) se miden en toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente, y se traducen en Certificados de Emisiones Reducidas (CER). Un CER equivale a una tonelada de CO<sub>2</sub> que se deja de emitir a la atmósfera, y puede ser vendido en el mercado de carbono a países industrializados,

de acuerdo a la nomenclatura del protocolo de Kioto. Los tipos de proyecto que pueden aplicar a una certificación son, por ejemplo, generación de energía renovable, mejoramiento de eficiencia energética de procesos, reforestación, limpieza de lagos y ríos, etc.

Generalmente los CER son comprados por aquellos países con economías emergentes, como China, India o Brasil, mientras que los EUA se restringen a los países de la Unión Europea.

**Valor de los derechos de emisión en Junio de 2016** (SendeCO<sub>2</sub> .2016)

EUA: 6.00€

CER: 0.40€

Las ganancias obtenidas en la venta de estos derechos de emisión se emplean en proyectos del llamado Mecanismo de Desarrollo Limpio. Estos proyectos "limpiadores" deben ser declarados válidos por un comité de la ONU y pueden ser de muy diversos tipos, desde plantar árboles para que absorban CO<sub>2</sub> hasta recoger heces de cerdos para que no emitan metano.

El precio de los gastos de emisión, no obstante, no representa el coste real del cambio climático. Esto se debe fundamentalmente a que, a pesar de los esfuerzos económicos, políticos y sociales para reducir las emisiones de GEI (Gases de efecto invernadero), el mercado de CO<sub>2</sub> está influenciado por el mercado energético (Factor CO<sub>2</sub> .2016).

Por ejemplo, el EUA pasó de 8,22 € a 31 de diciembre de 2015, a los 4,75€ en los que estaba el mercado a mediados de febrero. La causa fue el abaratamiento del precio del gas natural en relación al carbón hizo que las empresas de generación eléctrica tuvieran unas menores emisiones asociadas a su producción, ya que generar un Kilovatio hora con carbón emite prácticamente el doble de CO<sub>2</sub> que con gas natural. Como consecuencia de ello, su demanda de EUA para hacer frente a sus emisiones va a disminuir y ello trae consigo una bajada de los precios. Todo esto, 2 meses después del gran éxito político que tuvo la Cumbre del Clima de París en Diciembre de 2015.

**Este suceso ha coincidido con otro movimiento bajista: la caída del precio de la electricidad en Alemania**, que se situó en mínimos históricos. Ello ha conllevado que las eléctricas comprasen la electricidad que previamente habían vendido en forma de futuros al mercado y que vendiesen los EUA previamente comprados para cubrir las emisiones de esta generación eléctrica.

Además, el mercado del CO<sub>2</sub> no es ajeno a los temores internacionales a una nueva recesión global a raíz de la fuerte desaceleración de la economía China y de los países emergentes. Esto ha generado una caída general en todos los mercados

que ha traído consigo que muchos industriales, ahorradores históricos de derechos de emisión, hayan comenzado a vender los EUA de los que disponían y que algunos participantes del mercado del CO2 estén vendiendo para hacer bajar el precio y recomprar más barato.

### **ESTUDIO ECONÓMICO DE LA IMPLANTACIÓN DE DIVERSAS TECNOLOGÍAS**

Usualmente cuando aumenta la experiencia con el uso de nuevas tecnologías, al producir y usar los productos los precios bajan. Como estas tecnologías aún se encuentran en fases de pruebas, investigación y de desarrollo en los ámbitos de potencia y energía eléctrica **la mayoría de los precios que se encuentran en los proyectos son estimaciones redondeadas o proyecciones** y como también adaptaciones de precios acorde las actuales captadoras o secuestradoras de carbono activas (principalmente costos de tecnología aplicadas a empresas petroleras o de combustibles).

Las reducciones de costos de las tecnologías deben ser calculadas como la suma de las reducciones en todos los procesos por el nivel de capacidad instalado en captura, transporte y almacenamiento. De acuerdo a la IEA (International Energy Agency) se espera que a futuro (cercano al año 2030) estos costos disminuyan un 50%, con lo que reflejaría un precio de \$25-50 por tonelada de CO2, mientras la IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) en la actualidad estima una reducción de costes del orden de 20-30% en la siguiente década. (Morales, H., Torres, C., & Muñoz, C. M. 2008)

Aparte de las barreras técnicas, la implantación de las técnicas de CAC se enfrentan igualmente a unas importantes barreras económicas, ya que el coste actual de estas tecnologías es elevado. **Se estima que el precio de la tonelada de CO2 en el mercado de emisiones se puede incrementar en un plazo relativamente corto hasta los 35€**, lo que aplicado al sector industrial significaría una pérdida de competitividad con el consiguiente riesgo de deslocalización de la industria a países no adheridos al protocolo de Kioto o con una menor exigencia que la que actualmente existe en España. Por este motivo, **cualquier tipo de tecnología desarrollada con el objetivo de disminuir las emisiones de CO2 debe situarse considerablemente por debajo del precio de la tonelada de esta sustancia en el mercado de emisiones.** (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Aunque no se conocen cifras exactas del coste de la captura y almacenamiento de CO2, se sabe que **el coste actual de la tecnología es elevado, situándose en una horquilla entre los 40 y 100 € por tonelada de CO2 capturada**, dependiendo del tipo de técnica utilizada. En el futuro, se espera que la investigación, el desarrollo tecnológico y el desarrollo de economías de escala permitan reducir el coste de las CAC significativamente.



Componentes del sistema de CAC	Escala de costos
Captación del CO <sub>2</sub> emitido en una central eléctrica a carbón o a gas	10-60 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)
Captación del CO <sub>2</sub> emitido en la producción de hidrógeno y amoníaco o el refinamiento de gas	4-40 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)
Captación del CO <sub>2</sub> emitido por otras fuentes industriales	20-90 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)
Transporte	1-6 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)
Almacenamiento geológico	0,5-6 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)
Almacenamiento geológico: vigilancia y verificación	0,1-0,3 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)
Almacenamiento oceánico	4-25 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)
Carbonatación mineral	40-80 €/ton CO <sub>2</sub> capturado (neto)

Tabla 6 - Costes correspondientes a los componentes de un sistema de CAC (IPCC) (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011)

Adicionalmente a lo expuesto, los costes varían de forma considerable, en términos tanto absolutos como relativos, de un país a otro. Dado que los procesos de generación eléctrica y los procesos industriales con tecnologías de CAC integradas no se han construido a escala industrial, el coste de estos sistemas no se puede determinar con un alto nivel de precisión en este momento.

**Por regla general, la post-combustión tiene un menor coste que otros métodos de captura, principalmente por tratarse de soluciones más avanzadas técnicamente gracias a una mayor investigación en este campo.**

En el caso de la oxidación, el mayor coste reside en conseguir oxígeno puro en una alto porcentaje (por encima del 99% de pureza), lo que **actualmente** hace que esta técnica no tenga una aplicación económicamente viable. Sin embargo, es posible que utilizando la oxidación parcial con aire enriquecido en O<sub>2</sub> se consiga reducir los costes aunque la eficiencia global del proceso también disminuya.

El desafío en la CAC se centra en la reducción de los costes de inversión, en minimizar los consumos auxiliares y en alcanzar eficiencias de captura superiores al 90%. **Con estas premisas se estima que el coste se puede reducir a un rango entre 15-35€ por tonelada de CO<sub>2</sub> evitada hacia el año 2020.**

Además de los beneficios obtenidos en el mercado de emisiones, se pueden obtener réditos económicos de otras aplicaciones del CO<sub>2</sub>. **En Estados Unidos, la tonelada de CO<sub>2</sub> suministrada a yacimientos petrolíferos para facilitar la extracción de crudo se está pagando de 9 a 18 €.** En el caso de la utilización de CO<sub>2</sub> para la recuperación mejorada de metano en lechos de carbón, hay que contabilizar el valor añadido de recuperar metano, lo que disminuirá los costes de implementación de sistemas de captura y almacenamiento del CO<sub>2</sub>.



Es importante explicar que, para que estas técnicas sean de aplicación en la industria del cemento, el coste de la captura y almacenamiento de una tonelada de CO2 se debe acercar al extremo inferior de la horquilla estimada para el año 2020 e incluso rebajarlo. (Morales, H., Torres, C., & Muñoz, C. M. 2008)

## **PROYECTOS E INSTRUMENTOS CLIMÁTICOS**

### **Fondo de Carbono - FES-CO2**

La Ley 2/2011, de 4 de marzo, de Economía Sostenible crea, en su artículo 91, el Fondo de Carbono para una Economía Sostenible (FES-CO2).

Este nuevo instrumento de financiación climática, se concibe con el objetivo de reorientar la actividad económica hacia modelos bajos en carbono al mismo tiempo que se contribuye al cumplimiento de los objetivos internacionales asumidos por España en materia de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero.

Mediante la adquisición de créditos de carbono vinculados a proyectos o iniciativas de reducción de emisiones, el FES-CO2 movilizará recursos y eliminará barreras a la inversión privada, fomentando la actividad de las empresas en los sectores asociados a la lucha contra el cambio climático. El Fondo adquirirá créditos en forma de reducciones verificadas de emisiones de proyectos desarrollados en España, y de forma adicional podrá adquirir créditos internacionales generados al amparo del Protocolo de Kioto, así como cualquier otro tipo de crédito que pueda ser objeto de negociación en los mercados de carbono.

El Real Decreto 1494/2011, de 24 de octubre, por el que se regula el Fondo de Carbono para una Economía Sostenible, define sus principios de actuación. (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medioambiente .2016)

### **Proyectos Clima**

La actividad del FES-CO2 primará la adquisición de reducciones verificadas de emisiones en los conocidos como “sectores difusos” (no sujetos al régimen europeo de comercio de derechos de emisión) que resulten del desarrollo de proyectos en España (“Proyectos Clima”).

El Fondo ofrecerá apoyo al sector privado para emprender actividades bajas en carbono, propiciando el clima de inversión necesario para impulsar el desarrollo de tecnologías limpias que contribuyan a la mitigación del cambio climático. Mediante la compra de créditos en forma de reducciones verificadas de emisiones de proyectos desarrollados en España, el fondo asegurará la viabilidad de estas actividades o tecnologías limpias, facilitando su desarrollo y expansión, contribuyendo de esta manera a la reducción de emisiones en el territorio nacional.

Las reducciones verificadas procedentes de proyectos ubicados en España que podrán ser adquiridas a través del FES-CO2 de proyectos ubicados en España requerirán el cumplimiento de una serie de requisitos que se encuentran recogidos en el artículo 7 de IRD 1494/2011, y que serán complementados por directrices que fije el Consejo Rector del Fondo. (Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medioambiente .2016)



## 2.2 SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

Se plantea un sistema de captación de CO<sub>2</sub> en post-combustión debido a que supone un menor coste en comparación con otros métodos de captura fundamentalmente por ser una solución más avanzada técnicamente gracias a una mayor investigación en este campo. Además se trata de la solución menos intrusiva con la central térmica, ya que parte únicamente de los gases de combustión producidos por esta.

Planteamos un diagrama de flujo en el que utilizamos dos reactores de lecho fluidizado, el carbonatador y el calcinador. En el carbonatador el CO<sub>2</sub> procedente de los gases de combustión va a reaccionar con el CaO para producir CaCO<sub>3</sub> a 650 °C. A continuación se separan los gases de los sólidos usando un ciclón de tal manera que obtenemos unos gases limpios (libres de CO<sub>2</sub>). Los sólidos van a parar al calcinador, en el cual el CaCO<sub>3</sub> va a reaccionar para dar CaO y CO<sub>2</sub> a altas temperaturas (950°C). En el apartado “**Descripción del Proceso**” de este trabajo de fin de grado, se explica con mayor detalle el funcionamiento del sistema de captación.

A la hora de determinar cómo se va a producir la **calcinación** se nos presentan varias alternativas:

- Calcinación usando aire caliente.
- Calcinación mediante una combustión de carbón con O<sub>2</sub> puro.
- Calcinación mediante una combustión de carbón con aire rico en oxígeno.

**Calcinación usando aire caliente:** Tradicionalmente la calcinación al ser una reacción que requiere una gran cantidad de energía y de altas temperaturas se realiza en hornos que usan aire como comburente. El principal inconveniente de usar aire en este caso es su alta concentración de nitrógeno. Al necesitar de elevados flujos de aire para que se produzca la combustión del carbón, el CO<sub>2</sub> se mezclaría con el nitrógeno reduciendo enormemente su pureza, precisamente lo contrario a lo buscado en el proceso. No obstante se sigue investigando esta posibilidad, debido a los prohibitivos costes de usar O<sub>2</sub> puro.

**Calcinación mediante una combustión de carbón con O<sub>2</sub> puro:** En esta alternativa se plantea una combustión en el propio calcinador para satisfacer las necesidades energéticas de la reacción. Dado que se trata de una central térmica se plantea la utilización de carbón como combustible por facilidad de obtención, aunque podría utilizarse cualquier otro combustible en principio. Una de las mayores ventajas que proporciona este planteamiento es que se produce CO<sub>2</sub> puro, ya que el O<sub>2</sub> va a reaccionar con el C para producir CO<sub>2</sub>. La principal desventaja es que para obtener O<sub>2</sub> puro se requiere de una unidad de separación de aire, lo cual puede encarecer enormemente los gastos de operación.

**Calcinación mediante una combustión de carbón con aire rico en oxígeno:** Esta alternativa en principio se presenta como la más viable, ya que permite obtener CO<sub>2</sub> de una mayor pureza (que en el primer caso) pero sin los costes de una unidad de separación de aire. En lugar de eso, se obtiene aire rico en O<sub>2</sub> mediante el uso de membranas. Sin embargo, permanece el problema de las altas concentraciones de N<sub>2</sub>, que pese a ser inferiores a las planteadas en la primera alternativa siguen siendo demasiado elevadas para obtener un CO<sub>2</sub> de pureza suficiente.

Finalmente **se ha seleccionado la alternativa de usar O<sub>2</sub> puro**, a pesar de sus elevados costes, debido a que es aquella opción que más se ha desarrollado y de la que se tienen mayor número de resultados experimentales. Además es la solución que permite obtener CO<sub>2</sub> de una mayor pureza y por tanto la que reduce al mínimo el impacto ambiental de la central térmica.

## 2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

A continuación se describe el proceso de captación de CO<sub>2</sub> sobre el que se va a realizar la integración energética. **Dicho proceso está representado en el “Diagrama del proceso (caso base)” en el apartado ANEXOS.**

Partimos de los gases de combustión procedentes de una central térmica de 350 MW con una eficiencia neta del 36% como referencia. Dichos gases no provienen directamente de la caldera de la CT (Central Térmica), sino de unidad de desulfuración que elimina el 90% del SO<sub>2</sub> presente en el gas a 180°C.

Realmente, al aplicar un sistema de carbonatación/calcinación no es necesario eliminar el SO<sub>2</sub> debido a la afinidad del CaO para reaccionar con el SO<sub>2</sub> y producir CaSO<sub>4</sub>, el cual puede ser fácilmente retirado del sistema y usado en la industria cementera para la fabricación de clínker, pero asumimos que la unidad de desulfuración ya está montada en la CT.

Los gases de combustión (O1) se introducen en el primero de los equipos, un reactor de lecho fluidizado donde se produce la reacción de carbonatación, al que denominamos “**carbonatador**”.



El CO<sub>2</sub> presente en los gases de combustión va a reaccionar con el CaO (sólido), el cual llega recirculado de la corriente 14, para producir carbonato cálcico

Según las condiciones óptimas de operación propuestas en la “Publicación I” la temperatura de operación del reactor debe de ser de 650°C y la presión de operación de 1 atm. Debido a las altas temperaturas y al alto flujo másico de sólidos de la corriente 14 no va a ser necesario un calentamiento previo de los gases de combustión. Estas altas temperaturas se consiguen quemando carbón en el calcinador, más adelante en la memoria describiremos el equipo.

En cuanto al tipo de flujo en el carbonatador, se precisa de un flujo de transporte que arrastre los sólidos. Para ello se requieren de altas velocidades superficiales de gas, de 4 a 6 m/s.

Una vez que se ha producido la carbonatación, es necesario separar los sólidos de los gases a la salida del carbonatador (O2) en el “CICLÓN-01”. Por un lado obtenemos la corriente de gases limpios (O3) la cual podría emitirse directamente a la atmósfera con un enfriamiento previo, y por otro lado la corriente O4 formada por el CaCO<sub>3</sub> formado en el carbonatador y el CaO no reaccionado, la cual se dirige al calcinador.

El **calcinador** es otro reactor de lecho fluidizado donde se va a producir la reacción de calcinación del CaCO<sub>3</sub>:



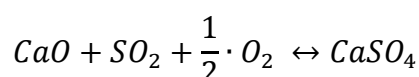
En esta reacción es muy común asumir una conversión del 100% del CaCO<sub>3</sub>.

Según las condiciones óptimas de operación propuestas en la “Publicación I” la temperatura de operación del calcinador debe de ser de 950°C. Para alcanzar temperaturas tan altas y para satisfacer las necesidades energéticas de la reacción (endotérmica) se requiere de una **combustión** en el mismo reactor.

El combustible usado es carbón (06) con un PCI = 25.27 MJ/kg (el mismo que utiliza la caldera de la CT) y el comburente es oxígeno puro (07) con un 5% en exceso, previamente mezclado con la recirculación de CO<sub>2</sub> del calcinador (12) de manera que la corriente que entra al calcinador (13) tiene un 25% en volumen de O<sub>2</sub>.

Al tratarse de un sistema cíclico, las partículas de CaO son sometidas a varios ciclos de carbonatación/calcinación, en los cuales se produce una **pérdida de actividad de las partículas**. Esto se debe a un cambio estructural del sólido, que pierde porosidad y evoluciona hacia una estructura porosa de mayor tamaño, disminuyendo su área superficial, y con ello disminuyendo a su vez la conversión. Por ello, es necesario un **aporte de CaCO<sub>3</sub> fresco** en el calcinador (05) con el objetivo de renovar estas partículas y mantener una buena eficacia de captura en el sistema.

El hecho de usar un combustible fósil en la combustión del calcinador implica que se produzca cierta cantidad de SO<sub>2</sub> en el reactor. Este SO<sub>2</sub> va a reaccionar con el CaO presente en el calcinador:



Esta reacción es muy conveniente, ya que el CaSO<sub>4</sub> al ser un sólido es fácilmente retirable del sistema, y además nos asegura una mayor pureza en el CO<sub>2</sub> obtenido al no haber SO<sub>2</sub> en dicha corriente (11). Para asegurarnos de que haya suficiente CaO para que se produzca esta reacción es necesario introducir un aporte extra de CaCO<sub>3</sub> fresco (aparte del propiamente necesario para renovar las partículas de CaO desactivadas) en la corriente 05.

Además el sistema requiere de una purga (15) para eliminar parte del CaO desactivado del sistema junto con el CaSO<sub>4</sub> y así evitar acumulación. Esta purga puede ser utilizada en una industria cementera para la producción de clínker.

A la salida del calcinador (08) obtenemos una corriente compuesta por sólidos (CaO) y gases (CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y O<sub>2</sub>) la cual vamos a separar de nuevo en un ciclón

(CICLÓN 02), con el objetivo de recircular el CaO al carbonatador (corriente 14) y de aislar el CO<sub>2</sub> obtenido en el sistema.

La corriente de gases a la salida del CICLÓN-02 (09) se enfría en el INTERCAMBIADOR-01 (10) hasta 150°C y se separa en dos corrientes (11 y 12).

La corriente 12 se mezcla con la corriente 07 de O<sub>2</sub> puro obteniendo la corriente 13, con el objetivo de refrigerar el reactor para así controlar su temperatura.

La corriente 11 por otro lado va a ser la corriente final del proceso, formada por un 95 % en masa de CO<sub>2</sub> y un 5% de O<sub>2</sub> y vapor de agua. El vapor de agua es fácilmente eliminable por condensación.

Posteriormente será necesario acondicionar y comprimir la corriente de CO<sub>2</sub> hasta 110-150 bar, para su almacenamiento.





## 2.4 CÁLCULOS

A continuación se describen las bases de diseño y los métodos de cálculo utilizados para la obtención de los balances de materia y de energía del proceso.

Los datos se han obtenido de la simulación de Martínez Berges, I. 2014.

Todos los cálculos se han realizado con Microsoft Excel.

### CÁLCULOS - BALANCE DE MATERIA

Se ha tomado como base de cálculo los gases de combustión producidos por una central térmica de carbón (CT) de 350 MW con una eficiencia eléctrica neta del 36% (Tabla 7).

**Table 1. Description of the Flue Gas Generated in the Existing Power Plant and the Coal Burnt in the Calciner**

Flue Gas from Power Plant		Coal in the Calciner	
Mass Flow (kg/s)	446	Composition (% wet basis)	
Temperature (°C)	180	C	66.30
Pressure (kPa)	116	H	3.60
Composition (% vol)		N	1.60
CO <sub>2</sub>	14.50	O	7.00
H <sub>2</sub> O	9.40	S	0.60
SO <sub>2</sub>	0.04	Ash	14.20
O <sub>2</sub>	2.50	Moisture	6.70
N <sub>2</sub>	73.50	LHV (MJ/kg)	25.27

Tabla 7 – Flujos másicos y composición de los gases de combustión y del carbón. (Martínez Berges, I. 2014)

El flujo másico de los gases de combustión es de 446 kg/s a una temperatura de 180°C.

Para que la suma de las composiciones sea del 100% se ha supuesto una composición de O<sub>2</sub> del 2.56 %.

Los demás datos utilizados vienen descritos en la siguiente tabla (Tabla 8), que compara los resultados de la simulación más óptima de la *Publicación I* (Martínez Berges, I. 2014) con los resultados de otros artículos que operan con un proceso similar pero con distintas condiciones de operación:

	Shimizu et al. (1999)	Abanades et al. (2005)	Romeo et al. (2008a)	Romano (2009)	Strohle et al. (2009)	Hawthorne et al. (2009)	Yongping et al. (2010)	Publicación I Martínez et al. (2011)
<b>CT existente</b>	Supercrítica	Supercrítica	Supercrítica	Supercrítica	Supercrítica	--	Supercrítica	Subcrítica
PCI carbón (MJ/kg)	23.61	25.0	15.85	24.62	--	--	--	17.02
H <sub>comb</sub> (MW) (tomando PCI)	1323	67	951.5	535.1	2308	--	1330	972.5
<b>Carbonatador</b>								
Temperatura (°C)	600	650	650	650	650	650	650	650
F <sub>0</sub> /F <sub>CO2</sub>	0	0.1	0.25	0.01	0.03	--	0.34	0.1*
F <sub>Ca</sub> /F <sub>CO2</sub>	8.3	3	5	~6.5	3	7	6.82	4.7
Inventario de sólidos (kg/m <sup>2</sup> )	~685	--	--	~1000	--	--	--	1500-2000
Conversión CaO	10 %	25 %	17 %	11.6 %	20 %	11.4 %	20 %	13-18 %
E <sub>a</sub>	~83 %	75.3 %	85 %	~90 %	80 %	80 %	80 %	70-90 %
<b>Calcinador</b>								
Temperatura (°C)	950	950	875	900	900	900	900	950
Conversión CaCO <sub>3</sub>	100 %	100 %	--	100 %	100 %	100 %	100 %	100 %
Concentración O <sub>2</sub> alimentado	--	100 %vol.	100 %vol.	50 %vol.	100 %vol.	100 %vol.	100 %vol.	25-30 %vol.
<b>Ciclo de vapor supercrítico</b>								
Condiciones vapor vivo	566°C/172 bar	--	600°C/280 bar	600°C/300 bar	600°C/285 bar	600°C/300 bar	566°C/242 bar	600°C/280 bar
Condiciones recalentamiento	538°C/30 bar	--	600°C/40 bar	610°C/54 bar	620°C/59 bar	--	566°C/42.5 bar	600°C/40 bar
<b>Resultados</b>								
W <sub>total</sub> (=W <sub>CT existente</sub> + W <sub>supercrítico</sub> )	1000 MW	46 MW	736 MW	579.4 MW	1737.8 MW	1875 MW	1000 MW	811-1048 MW
W <sub>ASU</sub>	69 MW	3.2 MW	46.6 MW	48.1 MW	80.9 MW	115 MW	62 MW	63.1-93.2 MW
W <sub>compostor CO2</sub>	114 MW	2.6 MW	52.8 MW	48.6 MW	No incluye	128 MW	92 MW	66.0-90.1 MW
W <sub>aux</sub>	--	--	15.4 MW	30.3 MW	72.6 MW	99 MW	--	25.3-32.9 MW
η <sub>net</sub> (tomando PCI)**	34.9 %	40.3 %	37.0 %	37.4 %	42.8 %	39.2 %	36.8 %	32.4-32.9 %
η <sub>net</sub> (uso F <sub>0</sub> cementera)	--	41.3 %	39.9 %	--	43.2 %	40.1 %	39.6 %	33.1-33.4 %
η <sub>net</sub> ***	42.4 %	46.0 %	44.9 %	45.0 %	45.6 %	45.6 %	45.1 %	40.6-41.4 %
Penalización**	7.5 pts	5.7 pts	7.9 pts	7.6 pts	2.8 pts	6.4 pts	8.3 pts	8.2-8.5 pts
H <sub>cal</sub> /(H <sub>cal</sub> +H <sub>comb</sub> ) (%)	43.5 %	33.3 %	43.3 %	55.8 %	37.6 %	40.9 %	42.1 %	52.1-61.6 %
CO <sub>2</sub> capturado	90.4 %	90.0 %	88.7 %	97.0 %	87.3 %	88 %	93 %	86.2-96.3 %

\*Se analizaron valores del ratio F<sub>0</sub>/F<sub>CO2</sub> entre 0.1-0.35, pero en esta tabla se incluyeron los resultados para F<sub>0</sub>/F<sub>CO2</sub>=0.1 que resultaron en una mayor eficiencia neta del proceso  
 \*\*No incluye sinergia con industria del cemento  
 \*\*\*Rendimiento de la planta de referencia calculado según la expresión 3.3

Tabla 8 – Resultados de varias simulaciones del proceso de captación de CO<sub>2</sub> incluyendo la estudiada: Publicación I Martínez et Al. (Martínez Berges, I. 2014)

Se han adaptado estos datos al proceso correspondiente del PFD-01 objetivo de la integración energética. Siendo:

- **F<sub>0</sub>**= Flujo molar de CaCO<sub>3</sub> fresco introducido en el carbonatador (Corriente 05 del PFD-01).
- **F<sub>CO2</sub>**= Flujo molar de CO<sub>2</sub> en el gas alimentado al carbonatador (Corriente 01 del PFD-01).
- **F<sub>Ca</sub>**= Flujo molar de CaO circulando desde el calcinador al carbonatador (Corriente 14 del PFD-01).
- **F<sub>S</sub>** = Flujo molar de S en el carbón (Corriente 06 del PFD-01)
- **F<sub>0 extra</sub>** = Flujo molar de CaCO<sub>3</sub> fresco que se añade para que reaccione con el SO<sub>2</sub> para obtener CaSO<sub>4</sub>.
- **H<sub>cal</sub>** = Energía del carbón alimentado al calcinador (calculada a partir del PCI del carbón).
- **H<sub>comb</sub>** = Energía del carbón alimentado a la caldera de la central térmica de partida de 350 MW (calculada a partir del PCI del carbón)

Se han utilizado los siguientes ratios de la tabla de la Tabla 8 para el cálculo de los balances de materia:

$$XCaO = 0.155$$

$$F_0/F_{CO2} = 0.1$$

$$F_{Ca}/F_{CO2} = 5.5$$

\*Se han tomado valores medios entre los resultados marcados en la tabla de la *Tabla 8*.

## CARBONATADOR

Reacción que tiene lugar:



En un principio vamos a suponer que en el carbonatador no se produce la reacción del SO<sub>2</sub> para dar CaSO<sub>4</sub> para reducir complejidad innecesaria.

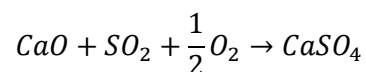
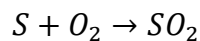
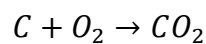
A partir de la conversión ( $X_{CaO} = 0.155$ ) calculamos los moles de CaO que reaccionan en el carbonatador conocidos los moles de CaO que recirculamos en la corriente 14 a partir del ratio  $F_{Ca}/F_{co2}$ .

## CICLÓN 01

Se ha supuesto una eficacia del 99% en el ciclón. Por tanto el 1% de los sólidos a la salida del carbonatador van a ser arrastrados por la corriente 03 (Gases limpios).

## CALCINADOR

Reacciones que tienen lugar:



Para la reacción de calcinación del CaCO<sub>3</sub> suponemos una conversión del 100% en las condiciones dadas de presión y temperatura, por lo que todo el CaCO<sub>3</sub> introducido en el sistema va a reaccionar para dar CaO+CO<sub>2</sub>.

### CaCO<sub>3</sub> fresco (corriente 05)

Debemos añadir una cantidad extra de CaCO<sub>3</sub> en la corriente 05 para que el SO<sub>2</sub> producido por la combustión del carbón en el calcinador reaccione para dar CaSO<sub>4</sub>. Calculamos dicha cantidad extra de CaCO<sub>3</sub> a partir del siguiente ratio de la bibliografía:

$$F_{o \text{ extra}}/F_s = 3$$

Siendo:

**F<sub>o extra</sub>** = Flujo molar de CaCO<sub>3</sub> fresco (corriente 05 en PFD-01) que se añade para que reaccione con el SO<sub>2</sub> para obtener CaSO<sub>4</sub>.

**F<sub>s</sub>** = Flujo molar de S en el carbón introducido al calcinador (Corriente 06 en PFD-01).

### CARBÓN (corriente 06)

La cantidad de carbón utilizada en el calcinador se determina a partir del dato:  $H_{cal}/(H_{cal}+H_{comb}) = 56.85\%$  y  $H_{comb} = 972.5 \text{ MW}$ . Siendo  $PCI = 25.27 \text{ MJ/kg}$ .

La composición del carbón utilizado así como su PCI (25.27 MJ/kg) viene indicado en la Tabla de la *Figura 1* (Al principio de la página). No se ha tenido en cuenta las fracciones de N y O, y hemos añadido esa correspondiente fracción como ceniza.

### GASES DE ENTRADA AL CALCINADOR (corriente 13)

Con el objetivo de controlar la temperatura en el reactor de calcinación, se recircula una fracción de gas a la salida del calcinador tras ser enfriado hasta una temperatura en torno a 150°C (corriente 10), la cual se mezcla con la corriente de O<sub>2</sub> puro (corriente 07) hasta tener un 25- 30 %vol. de O<sub>2</sub> en la corriente gaseosa alimentada al calcinador.

El gas a la salida del calcinador que no se recircula es enviado a la unidad de purificación y compresión de CO<sub>2</sub> (CPU, acrónimo de Compression and Purification Unit) para su posterior transporte y almacenamiento.

Por tanto, la fracción de gas que se recircula a la salida del calcinador se ha calculado como aquella que al mezclarla con la corriente de O<sub>2</sub> puro, se obtenga una fracción volumétrica de O<sub>2</sub> del 25 %.

La cantidad de O2 puro utilizada (corriente 7) viene dada por un 5% en exceso del flujo molar necesario para que reaccione con el C. No vamos a tener en cuenta la reacción de formación de H2O con el H en la combustión del carbón.

## **PURGA**

Dado que operamos con un sistema cíclico con recirculaciones es necesaria una purga de sólidos en el calcinador en la cual se va a eliminar la ceniza producida en la combustión, cierta fracción de CaO y el CaSO4 producido en el sistema.

Se ha supuesto que toda la ceniza se elimina en la purga, por ello no hay ceniza a la salida del calcinador.

Los cálculos se han realizado de manera que se recircule exactamente la cantidad necesaria de CaO.

## **CICLÓN 02**

En el ciclón 02 se ha supuesto una eficacia del 100% para no introducir sólidos en la recirculación de CO2 al calcinador ni en la corriente de CO2 que se va a almacenar.

## **INTERCAMBIADOR 01**

En dicho intercambiador se enfría la corriente 09 hasta 150°C. Se plantea realizar dicho enfriamiento con otra corriente del proceso.

# **CÁLCULOS - BALANCE DE ENERGÍA**

A la hora de realizar una integración energética, un balance de energía del proceso es absolutamente fundamental. A continuación se describe el cálculo de la entalpía de todas las corrientes del proceso previamente calculadas en el balance de materia, así como las entalpías de las reacciones químicas que tienen lugar.

Para el cálculo de las entalpías se ha utilizado la siguiente expresión para cada corriente del proceso:

$$\Delta H = m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2)$$

Siendo:

$\Delta H$ : Variación de entalpía de la corriente (W)

m: flujo molar de la corriente (mol/s)

C<sub>p</sub>: Capacidad calorífica media (J/mol K)

T<sub>1</sub>: Temperatura inicial de la corriente (K)

T<sub>2</sub>: Temperatura final de la corriente (K)

En cuanto al C<sub>p</sub> cabe mencionar que se ha calculado en función a la composición de cada corriente a una temperatura media entre T<sub>1</sub> y T<sub>2</sub>.

## CÁLCULOS – INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Para calcular la cantidad de energía extraíble del sistema, se han sumado las entalpías de aquellas corrientes de salida seleccionadas para la integración:

$$\Delta H_{extraible} = \Delta H_{03} + \Delta H_{09} + \Delta H_{11}$$

Siendo:

ΔH<sub>03</sub>: Variación de entalpía de la corriente 03.

ΔH<sub>09</sub>: Variación de entalpía de la corriente 09.

ΔH<sub>11</sub>: Variación de entalpía de la corriente 11.

## CÁLCULOS – ALTERNATIVA - A – REPOTENCIAR CENTRAL TÉRMICA

Para calcular la potencia eléctrica obtenible a partir de la energía térmica extraíble de las corrientes de salida del sistema de captación usamos la siguiente expresión:

$$P_{Captación} = \frac{\Delta H_{extraible}}{\varepsilon}$$

Siendo:

P<sub>captación</sub>: Potencia eléctrica obtenible a partir de la energía térmica extraíble del sistema de captación de CO<sub>2</sub> (MW)

ΔH<sub>extraible</sub>: Energía térmica extraíble del sistema de captación (MW)

ε: rendimiento eléctrico (Se ha tomado un ε=0.36 dado que es el valor propuesto para la CT en la bibliografía)

A continuación, para calcular la potencia total desarrollada por el sistema, sumamos la potencia eléctrica generada por la CT en condiciones habituales de operación con aquella producida por el sistema de captación:

$$P_{TOTAL} = P_{CT} + P_{Captación}$$

## **CÁLCULOS – ALTERNATIVA B – REDUCCIÓN DE ESCALA**

Con el objetivo de ajustar la potencia eléctrica generada por el sistema conjunto (CT+Captación) se han realizado las modificaciones oportunas en la Hoja de Excel utilizada para el cálculo de los balances de materia y energía siguiendo un método iterativo.

El objetivo es que la potencia eléctrica generada por el sistema conjunto sea de 350 MW (la misma potencia que la desarrollada por la CT antes de haber instalado el sistema de captación de CO<sub>2</sub>), para ello se ha procedido con las siguientes etapas:

- 1) **Modificar el flujo másico de los gases de combustión.** Esto supone una reducción del carbón utilizado tanto en la CT como en el calcinador. Se han realizado los ajustes necesarios en la hoja de Excel de manera que estas variables estén directamente relacionadas entre sí.
- 2) **Aplicar la función SOLVER para ajustar el % de CO<sub>2</sub> recirculado (12)** de manera que en la corriente de los gases de entrada al calcinador (13) haya un 25% en moles de O<sub>2</sub>.
- 3) **Calcular la P<sub>TOTAL</sub>.** Si dicho valor es distinto de 350 MW, se vuelve a la etapa 1 hasta que la solución converja a dicho valor.





## 2.5 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Inicialmente vamos a identificar los puntos del sistema de captación de CO<sub>2</sub> de los cuales podemos extraer energía en forma de calor.

En un principio, las corrientes más interesantes de ser integradas van a ser aquellas **corrientes de salida** del sistema, dado que no es conveniente modificar la temperatura de las corrientes internas por necesidades del proceso.

Son las siguientes:

Corriente	$\Delta H$ (MW)	T1 (°C)	T2 (°C)	$m \cdot C_p$ (MW/K)
03	-258.2	650	100	0.47
09	-564.4	950	150	0.71
11	-9.4	150	100	0.19
15	-	-	-	-

Tabla 9: Corrientes de salida del sistema de captación de CO<sub>2</sub>.

**Corriente 03:** Podemos enfriar los gases limpios asegurándonos de que no llegue a la temperatura de condensación del agua (100°C), para evitar la formación de ácidos en la corriente que puedan causar corrosión en la chimenea.

**Corriente 09:** El mayor aporte de energía térmica. Esta corriente se ha de enfriar hasta 150°C en el INTERCAMBIADOR 01 por necesidades del propio proceso (refrigeración del calcinador).

**Corriente 11:** En principio esta corriente la podemos enfriar desde 150°C hasta 100 °C como mucho, para evitar condensación del agua y formación de ácidos.

**Corriente 15:** La purga del calcinador se compone únicamente de sólidos (ceniza, CaSO<sub>4</sub> y CaO) a 950 °C por lo que sería necesario un sistema de arrastre neumático para llevarlos hacia un sistema de intercambio de calor. Además el flujo másico es pequeño (17.63 kg/s) en comparación con las otras corrientes. Por estos motivos no va a ser considerada en la integración.

**Por tanto, la energía térmica total aprovechable del sistema  $\Delta H_{t\acute{e}rmica} = 832.04$  MW**

Si fuera transformada en energía eléctrica con las mismas turbinas usadas en la CT con un rendimiento eléctrico del 36% obtendríamos:

$$\Delta H_{el\acute{e}ctrica} = \Delta H_{t\acute{e}rmica} \cdot \varepsilon_{el\acute{e}ctrico} = 299.5 \text{ MW}$$

Como podemos observar la cantidad de energía eléctrica obtenible con el sistema de captación de CO<sub>2</sub> es muy elevada. Esto se debe principalmente a la alta temperatura a la que salen las corrientes del calcinador gracias a la combustión de

carbón en el sistema. Recordamos además que en el calcinador se consume casi tanto carbón como en la CT, por lo que este resultado es bastante lógico.

## **PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS**

Un primer planteamiento de integración energética consiste en aprovechar el calor generado en el proceso de captación de CO<sub>2</sub> para producir más energía eléctrica a menos coste en la CT.

Se plantean 3 alternativas:

**1ª) REPOTENCIAR CENTRAL TÉRMICA:** Dado que la cantidad de calor generada en el sistema de captación de CO<sub>2</sub> es muy grande se plantea utilizarlo en la generación de vapor para aumentar la potencia eléctrica total generada por la CT.

**2ª) REDUCCIÓN DE ESCALA:** Se trata de mantener la misma potencia que en el caso base (350 MW) reduciendo la cantidad de carbón usada en la CT y generando vapor con el calor extraído del sistema de captación de CO<sub>2</sub>.

**3ª) CALENTAMIENTO DE AIRE DE COMBUSTIÓN:** Utilizar el calor extra para calentar el aire comburente en la caldera de la CT, y así reducir la cantidad de carbón quemado y de aire.

Vamos a descartar en un principio el estudio de la 3ª alternativa por falta de datos. Esto se debe a que un cambio en los flujos de carbón y de aire en la caldera de la central térmica supondría un cambio en la composición de los gases de combustión, la cual es la base de cálculo de todos los ratios que describen el proceso. Esto requeriría de nuevos experimentos en una planta piloto para determinar las nuevas condiciones óptimas de operación en el ciclo de carbonatación/calcinación con su correspondiente coste.

No obstante, atendiendo a cuestiones técnicas, esta 3ª opción sería mucho más fácil de implementar en la planta dado que solo haría falta instalar intercambiadores de calor que calienten el aire comburente de la CT.

Una gran penalización energética del proceso va a ser la unidad de separación de aire para generar O<sub>2</sub> puro. Según la bibliografía, cuenta con un consumo eléctrico de 190-220 kWh/ ton O<sub>2</sub> producido. Otra gran penalización energética va a ser el consumo del compresor necesario para acondicionar la presión de la corriente de CO<sub>2</sub> obtenida desde presión atmosférica hasta 110-150 bar, que es la presión de almacenamiento. Estas cuestiones se abordarán en el apartado de Evaluación Económica de este trabajo de fin de grado.

A continuación vamos a analizar las dos alternativas seleccionadas:

### ALTERNATIVA A – REPOTENCIAR CENTRAL TÉRMICA

Los cálculos de esta alternativa se incluyen en el Anexo: REPOTENCIAR CT.

Esta alternativa surge de un análisis a priori de los resultados obtenidos en el balance energético del proceso. Dado que la central térmica genera 350 MW de potencia y el sistema de captación tiene el potencial de generar 299.5 MW usando las mismas turbinas de vapor, **se podría repotenciar la central hasta 649.5 MW.**

Para producir tal cantidad de potencia es necesario generar el vapor en una caldera tipo HRSG (Caldera de recuperación de calor con generación de vapor). Se ha determinado que dicha caldera ha de operar a una presión de 200 bar. Partimos de agua a 20°C hasta conseguir vapor sobrecalentado a 550 °C. La temperatura de saturación del agua a la presión de operación es de 365.75°C.

Representamos dicha recuperación de energía en un diagrama T vs H:

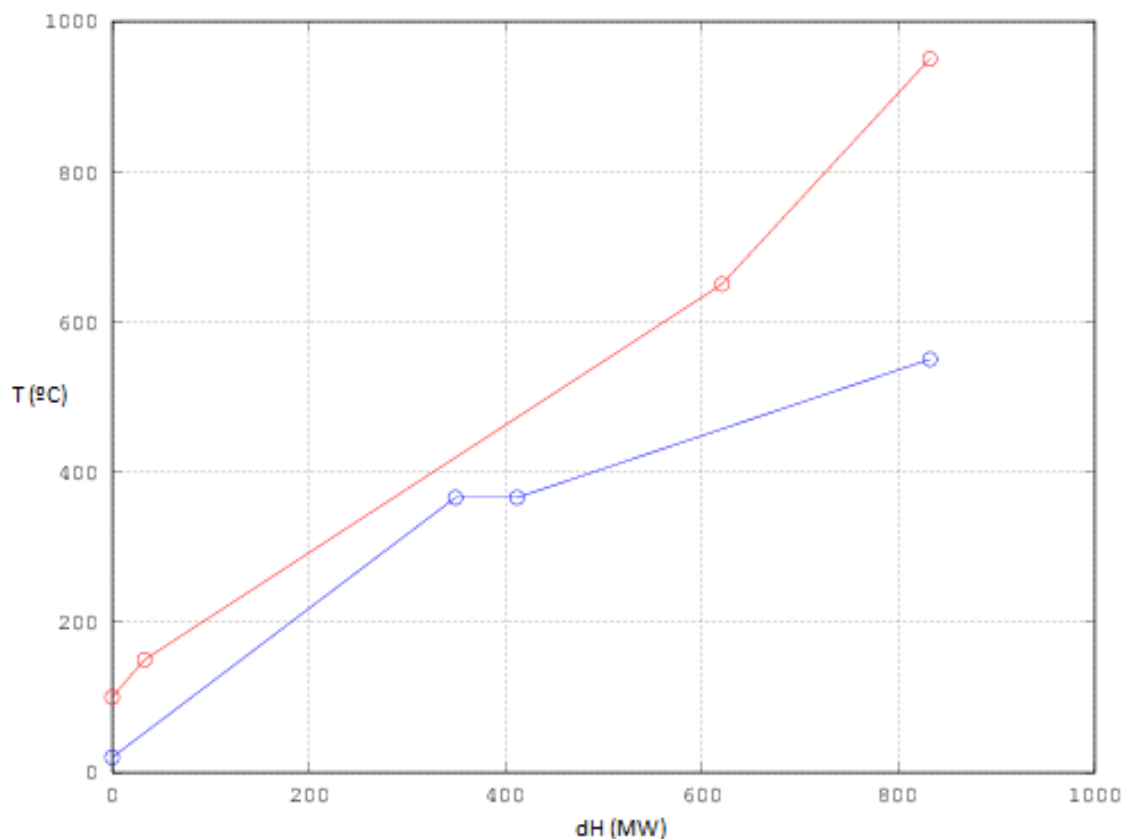


Figura 14: Diagrama T vs H. Recuperación de energía térmica en la caldera de generación de vapor.

Para estas condiciones, el flujo másico de vapor generado es 107 kg/s a una temperatura de 550°C.

La diferencia de temperatura mínima ( $\Delta T_{\min}$ ) es de 10°C.

El diagrama de proceso resultante de aplicar esta integración energética se encuentra en el apartado 5 (Anexos) de este TFG.

La viabilidad de esta alternativa depende de muchos factores, tanto técnicos como económicos:

#### **Factores técnicos:**

Dado que sería necesario aumentar la cantidad de vapor generado se requeriría la instalación de una nueva **caldera secundaria de recuperación de calor con generación de vapor (HRSG)** que usase como fuente de energía térmica el calor aportado por las corrientes de salida del sistema de captación de CO<sub>2</sub>.

Probablemente también sería necesaria la modificación de toda la red de vapor para ajustarla a los nuevos flujos, lo que incluiría también modificaciones en las turbinas.

#### **Factores económicos:**

Es fundamental considerar inicialmente si hay suficiente demanda eléctrica como para repotenciar la central. Además habría que evaluar los costes de la instalación de una nueva caldera, de nuevas turbinas de ser necesario, así como las modificaciones oportunas al circuito de vapor de la planta.

También sería necesario evaluar los nuevos costes de operación.

### **ALTERNATIVA B – REDUCCIÓN DE ESCALA**

Es muy probable que no interese la generación de potencia adicional en la central debido a que la demanda energética ya esté cubierta. Por ello se plantea reducir los costes de operación de la CT con la energía extraída del sistema de captación de CO<sub>2</sub>.

Para ello, se ha modificado el balance de materia de proceso de manera que el total de energía eléctrica producida se aproxime al generado por la central térmica antes de instalar el sistema de captación de CO<sub>2</sub>, es decir una potencia de 350 MW.

#### **Resultados:**

	Potencia (MW)
CT	188.62
Sistema de captación de CO <sub>2</sub>	161.38
Total	350

*Tabla 10: Potencia generada aplicando la reducción de escala.*

Para el cálculo de la potencia eléctrica se ha considerado que el rendimiento eléctrico ( $\epsilon$ ) se mantiene en un 36%.

Así mismo, tanto los flujos máxicos de carbón utilizados en la CT como los del calcinador se han visto reducidos en un 54.78%:

	Flujo máxico de carbón en CT (kg/s)	Flujo máxico de carbón en el calcinador (kg/s)	Flujo máxico de carbón total (kg/s)
CT sin integración	38.48	50.70	89.18
CT con integración	20.73	27.31	48.04

Tabla 11: Flujos máxicos de carbón en la planta.

Al igual que en la “Alternativa A”, la viabilidad depende de factores técnicos y económicos:

#### **Factores técnicos:**

En este caso el número de cambios que habría que llevar a cabo la integración energética sería mucho menor debido a que los flujos globales de vapor se van a mantener en la planta.

Dado que el flujo máxico de carbón en la caldera de la CT se reduce a menos de la mitad podría considerarse la instalación de una caldera más pequeña y a su vez construir una caldera de recuperación de calor con generación de vapor (HRSG) para aprovechar la energía procedente de las corrientes del sistema de captación.

#### **Factores económicos:**

Esta reducción en los flujos máxicos de carbón, junto con la reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> supone un ahorro considerable que podría hacer viable económicamente la implementación de este sistema de captación de CO<sub>2</sub>. En el apartado de “Evaluación económica” de este trabajo de fin de grado se estudiará esta posibilidad.



## 2.6 EVALUACIÓN ECONÓMICA

A continuación se presenta una estimación económica de sistema de captación de CO<sub>2</sub> mediante ciclos de carbonatación y calcinación aplicado a una central térmica. No se trata de una evaluación económica del proyecto completo como tal, dado que requeriría un diseño completo de la planta para realizar una estimación del coste de la inversión, así como costes de operación por el consumo eléctrico de compresores y otros equipos.

Vamos a evaluar, globalmente, los costes e ingresos de las dos alternativas de integración energética seleccionadas junto con los de la central térmica inicial sin el proceso de captación.

Tenemos en cuenta los siguientes factores a la hora de realizar la evaluación económica:

### Costes de materias primas

- **Coste del carbón:** 54.818 \$/tonelada.
- **Coste de la caliza:** 160 \$/tonelada

### Coste de derechos de emisión de CO<sub>2</sub>

- **Coste por emisión de CO<sub>2</sub>:** 6.80 \$/tonelada

### Consumo eléctrico y costes de manipulación

- **Consumo eléctrico de unidad de separación de aire :** 205 kWh/ton O<sub>2</sub>
- **Coste de transporte de CO<sub>2</sub>:** 3.95\$/tonelada de CO<sub>2</sub> capturado
- **Coste de almacenamiento de CO<sub>2</sub>:** 3.67\$/tonelada de CO<sub>2</sub> capturado

### Electricidad

- **Precio de venta de electricidad:** 0.1352 \$/kWh

### Venta de CO<sub>2</sub>:

**Precio de venta de CO<sub>2</sub> = 13.5 \$/tonelada de CO<sub>2</sub>**

Aplicamos dichos factores a todas las situaciones estudiadas teniendo en cuenta los flujos máxicos de todas las corrientes obteniendo la tabla “Resultados de la evaluación económica” en el apartado ANEXOS de este TFG.:





## 2.7 SEGURIDAD

Dado que el principal objetivo de este trabajo de fin de grado es analizar la posible implantación de un sistema de integración energética sobre el proceso de captación de CO<sub>2</sub> analizado, en este apartado se van a estudiar los posibles **riesgos asociados a las nuevas instalaciones de la red de vapor**.

Con el fin de aprovechar el calor de las corrientes del sistema de captación de CO<sub>2</sub> es necesario instalar un **sistema de recuperación de calor con generación de vapor (HRSG)** en la sala de calderas correspondiente. Estas instalaciones conllevan una serie de riesgos.

### **RIESGOS EN LA SALA DE CALDERAS** (Hcenergía .2016)

- **Caída de personas a distinto nivel:** Existe este riesgo cuando se realizan trabajos, aunque sea muy ocasionalmente, en zonas elevadas sin protección adecuada, como barandilla, murete, antepecho, barrera, etc., en los accesos a estas zonas y en huecos existentes en pisos y zonas de trabajo.
- **Caída de personas al mismo nivel:** Este riesgo puede identificarse cuando existen en el suelo obstáculos o sustancias que pueden provocar una caída por un tropiezo o resbalón.
- **Caída de objetos por desplome o derrumbamiento:** Este riesgo se presenta cuando existe la posibilidad de que el trabajador se vea golpeado y/o atrapado por objetos, o por partes de la estructura del lugar de trabajo.
- **Caída de objetos desprendidos:** Este riesgo abarca la caída de herramientas, materiales, etc. Sobre un trabajador, siempre que éste no los estuviera manipulando.
- **Pisadas sobre objetos:** Este riesgo pueden ser varios (torceduras, cortes e incluso pinchazos) dependiendo del trabajo realizado.
- **Choques contra objetos inmóviles:** Este riesgo puede presentarse cuando existe la posibilidad de que se provoquen lesiones derivadas de choques con elementos fijos tales como partes salientes de máquinas, instalaciones o materiales, estrechamiento de zonas de paso, vigas o conductos a baja altura, etc.
- **Golpes/Cortes por objetos o herramientas:** Posibilidad de lesión producida por objetos o herramientas que se mueven por fuerzas diferentes a las de la gravedad.

- **Contactos eléctricos:** Este riesgo puede producirse; del contacto con partes normalmente en tensión (contacto directo) o accidentalmente en tensión (contacto indirecto).
- **Exposición a sustancias nocivas o tóxicas:** Riesgo de lesiones o afecciones por la exposición de forma súbita, a atmósferas o ambientes tóxicos, o derivados de la ingestión de productos nocivos para la salud. (Gases, Compuestos de plomo, disolventes orgánicos, polvo silíceo, etc.)
- **Incendios:** Posibilidad de que se produzca o se propague un incendio como consecuencia de la actividad laboral y las condiciones del lugar del trabajo.
- **Explosiones:** Posibilidad de que se produzca una mezcla explosiva del aire con gases o sustancias combustibles o sobrepresión de recipientes a presión.
- **Arco eléctrico:** Posibilidad de lesiones o daño producidos por quemaduras al cebarse un arco eléctrico.

#### PREVENCIÓN DE RIESGOS LABORALES EN SALAS DE CALDERAS (Imf Business School. 2016)

- En las puertas de la sala de calderas debe existir una señal de aviso de seguridad para calderas e indicación de prohibición de entrada a personal ajeno al servicio.
- Las puertas de la sala de calderas deben ser metálicas y con resistencia al fuego.
- En la sala debe existir al menos un extintor (CO2).
- Estas salas deben disponer de un nivel de iluminación adecuado (200 lux, como mínimo).
- En la sala debe existir alumbrado de emergencia.
- Es importante mantener una buena limpieza y evitar la acumulación de polvo en estas salas.
- Estos cuartos deben disponer de ventilación adecuada.
- Es obligatorio tener en la sala un manual donde se registre el mantenimiento y las revisiones de la caldera.
- Debe existir instrucciones escritas de cómo actuar en caso de emergencia.
- Se señalizará la prohibición de encender llama y la prohibición de fumar.

### **MEDIDAS DE PREVENCIÓN DE RIESGOS PARA CALDERAS DE RECUPERACIÓN DE CALOR CON GENERACIÓN DE VAPOR (HRSG)** (Opex Energy. 2016)

Se trata de las buenas prácticas operativas que hay que llevar a cabo en la utilización de este tipo de calderas de manera que se asegure un buen funcionamiento y se eviten posibles accidentes.

#### **Calderas de recuperación de calor horizontales.**

- Debe seguirse un procedimiento estricto de conservación durante periodos de paradas prolongadas, para evitar que el agua que se nos quede en los tubos pueda corroer los materiales.
- Se debe establecer procedimientos periódicos de limpieza química, para eliminar incrustaciones y acumulaciones de material no deseado.
- Debe seguirse el procedimiento de operación en arranques rápidos, para evitar posibles problemas.
- Se debe disponer de un plan de inspecciones periódicas en aquellas soldaduras de tubo a colector sometidas a mayor grado de fluencia o fatiga térmica, colectores de salida del sobrecalentador y recalentador y colector de entrada al economizador.
- Debe vigilarse cuidadosamente los parámetros químicos del agua de alimentación, especialmente el contenido de oxígeno y la posible contaminación por roturas de tubos en el condensador, para evitar corrosiones.
- En las revisiones mayores se debe inspeccionar interiormente algún tubo de los evaporadores en la parte alta, para ver si han formado depósitos sólidos que impidan una correcta transmisión del calor.
- Se deben respetar las rampas de subida y bajada de temperaturas recomendadas por el fabricante.
- Debe mantenerse un flujo continuo de agua en el economizador durante los arranques para evitar los choques térmicos en el colector de entrada. Asimismo, debe controlarse la presión en el economizador a bajas cargas para evitar la formación de vapor.
- Debe vigilarse que los indicadores de tensión de los soportes de las tuberías principales estén dentro del rango de valores admisibles.



## 2.8 IMPACTO AMBIENTAL

Uno de los principales objetivos de este estudio es la reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub> de las centrales de generación de electricidad, en concreto, de las centrales térmicas, puesto que son aquellas que tienen mayores emisiones de este gas.

Con el sistema de captación de CO<sub>2</sub> mediante ciclos de carbonatación/calcinación se consiguen **reducir las emisiones en un 85%** frente a la emisión directa a la atmósfera de los gases de combustión. En cualquier caso, la implantación de las alternativas estudiadas de integración energética al sistema de captación estudiado únicamente supone la construcción de intercambiadores de calor o calderas de recuperación de calor con generación de vapor. De ahí que el impacto ambiental de este proceso sea nulo o mínimo.



### 3. CONCLUSIONES

#### 3.1 VIABILIDAD TÉCNICA

La viabilidad técnica ha quedado demostrada en los numerosos experimentos realizados en plantas piloto. Este proceso es perfectamente aplicable a cualquier central generadora de energía o a cualquier industria que tenga como “residuo” gases de combustión. Aun así se plantea principalmente para capturar grandes volúmenes de CO<sub>2</sub> para rentabilizar la inversión.

#### 3.2 VIABILIDAD ECONÓMICA

A la hora de valorar los resultados, vamos a tener en cuenta fundamentalmente el coste de captación por cada tonelada de CO<sub>2</sub>. Los costes de cualquier tipo de tecnología desarrollada con el objetivo de disminuir las emisiones de CO<sub>2</sub> deben situarse considerablemente **por debajo** del precio de la tonelada de esta sustancia en el mercado de emisiones (EUA o CER) para ser viable económicamente (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011).

#### REPOTENCIA

En Junio de 2016 EUA (coste de emisión por tonelada de CO<sub>2</sub> en la UE) tiene un valor de **6€**, y el **coste de captación** por tonelada de CO<sub>2</sub> se sitúa en **61\$ (53,9€) sin venta de CO<sub>2</sub> y en 47\$(41,5€) con venta**, por lo que sería inviable.

En cuanto a los ingresos de la planta hay que tener en cuenta que se generar 641 MW, lo que son 291 MW a mayores que los producidos por la planta sin el sistema de captación. En caso de que hubiera la suficiente demanda energética este proceso podría ser viable, no obstante habría que realizar un balance económico completo valorando la inversión y los costes de operación de la central térmica para garantizar su viabilidad, lo cual no es objetivo de este TFG.

#### REDUCCIÓN DE ESCALA

Al igual que en el caso anterior los **costes de captación** por tonelada de CO<sub>2</sub> se sitúan en **61\$ (53,9€) sin venta de CO<sub>2</sub> y en 47\$(41,5€) con venta**, por lo que también queda descartada su viabilidad atendiendo a este criterio.



En este caso se genera la misma potencia en el sistema completo (CT + Sistema de captación) que en la CT sin sistema de captación, lo cual es una aproximación más realista dado que es probable que la demanda energética existente no justifique aumentar la potencia de la planta.

A la luz de estos resultados y siguiendo el criterio elegido, el proyecto sería inviable actualmente. No obstante se estima que en 2020 los costes de captación se vean reducidos a un valor entre 15-35€ por tonelada de CO<sub>2</sub> captada (Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. 2011) y aun así los EUA seguirían situándose por debajo.

Por tanto la única opción posible para que se implantase la captación de CO<sub>2</sub> mediante ciclos de carbonatación y calcinación en post-combustión en centrales térmicas convencionales como la estudiada sería que se tomasen las medidas políticas necesarias para aumentar los costes de los derechos de emisión por tonelada de CO<sub>2</sub>, y que así representasen el coste real del cambio climático.

### 3.3 ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES

Muchos ecologistas consideran que captura de CO<sub>2</sub> no es más que una medida paliativa y temporal contra el cambio climático. Si se consiguiera utópicamente capturar todo el CO<sub>2</sub> producido en las industrias y en centrales generadoras de energía las emisiones globales de CO<sub>2</sub> se reducirían en un 60%. El 40 % restante se genera en otros sectores como el transporte o en las viviendas. De ahí que posiblemente la única medida duradera y a muy largo plazo que permita eliminar el problema del cambio climático sea dejar de utilizar combustibles fósiles y apostar por energías renovables que no emitan gases de efecto invernadero (Ecologistas en acción. 2005).

No obstante, dada la gran dependencia que se sigue teniendo de estos combustibles fósiles, especialmente las economías emergentes, es necesario actuar cuanto antes e implantar sistemas de captación de CO<sub>2</sub> al menos en las centrales termoeléctricas antes de que el daño medioambiental sea irreparable.

## 4. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

### 4.1 BIBLIOGRAFÍA

EPA (2011). Inventory of US greenhouse gas emissions and sinks: 1990-2009. EPA 430-R-11-005.

Emissions, G. G. (2011). Comparison of Lifecycle Greenhouse Gas Emissions of Various Electricity Generation Sources.

Muñoz, C. B., Peris, P. M., & Rodríguez, J. D. R. (2011). Estado del arte de las tecnologías de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

Metz, B., Davidson, O., Coninck, H., Loos, M., & Meyer, M. (2005). La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono. Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. Publicaciones del IPCC.

Herzog, H. (1999). An introduction to CO<sub>2</sub> separation and capture technologies. energy laboratory working paper.

Martínez, I., Grasa, G. S., & Abanades, J. C. (2015). Procesos de captura de CO<sub>2</sub> mediante los ciclos de carbonatación-calcinación de CaO. Boletín del Grupo Español del Carbón, (35), 17-20.

Martínez Berges, I. (2014). Simulación del proceso de captura de CO<sub>2</sub> mediante los ciclos de carbonatación/calcinación de CaO integrado en plantas de producción de energía.

Morales, H., Torres, C., & Muñoz, C. M. (2008). Tecnologías de captura y secuestro de CO<sub>2</sub>. Pontificia universidad católica de Chile. Escuela de Ingeniería.

### 4.2 WEBGRAFÍA

Itek Energy (2016). Global CO<sub>2</sub> Emissions From Energy Sector Stalled In 2014. Recuperado de: <http://www.itekenergy.com/global-co2-emissions-from-energy-sector-stalled-in-2014/>

Expansión (2015). Las manufacturas chinas son las más contaminantes del mundo. Recuperado de: <http://www.expansion.com/economia/2015/09/29/560a7810e2704e027c8b4585.html>

Factor CO<sub>2</sub> (2016) Recuperado de: <http://www.factorco2.com/cas/site/actualidad-noticia.asp?id=7619>

SendeCO<sub>2</sub> (2016) Recuperado de: <http://www.sendeco2.com/es/precios-co2>

Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medioambiente (2016). Proyectos Clima. Recuperado de:<http://www.magrama.gob.es/es/cambio-climatico/temas/proyectos-clima/>

Hcenergía (2016) Documento de Identificación de riesgos y medidas de emergencia en salas de calderas. DIR/SC Ed.1. Recuperado de: [www.hcenergia.com/recursos/publicaciones/436860293\\_1022014155324.pdf](http://www.hcenergia.com/recursos/publicaciones/436860293_1022014155324.pdf)

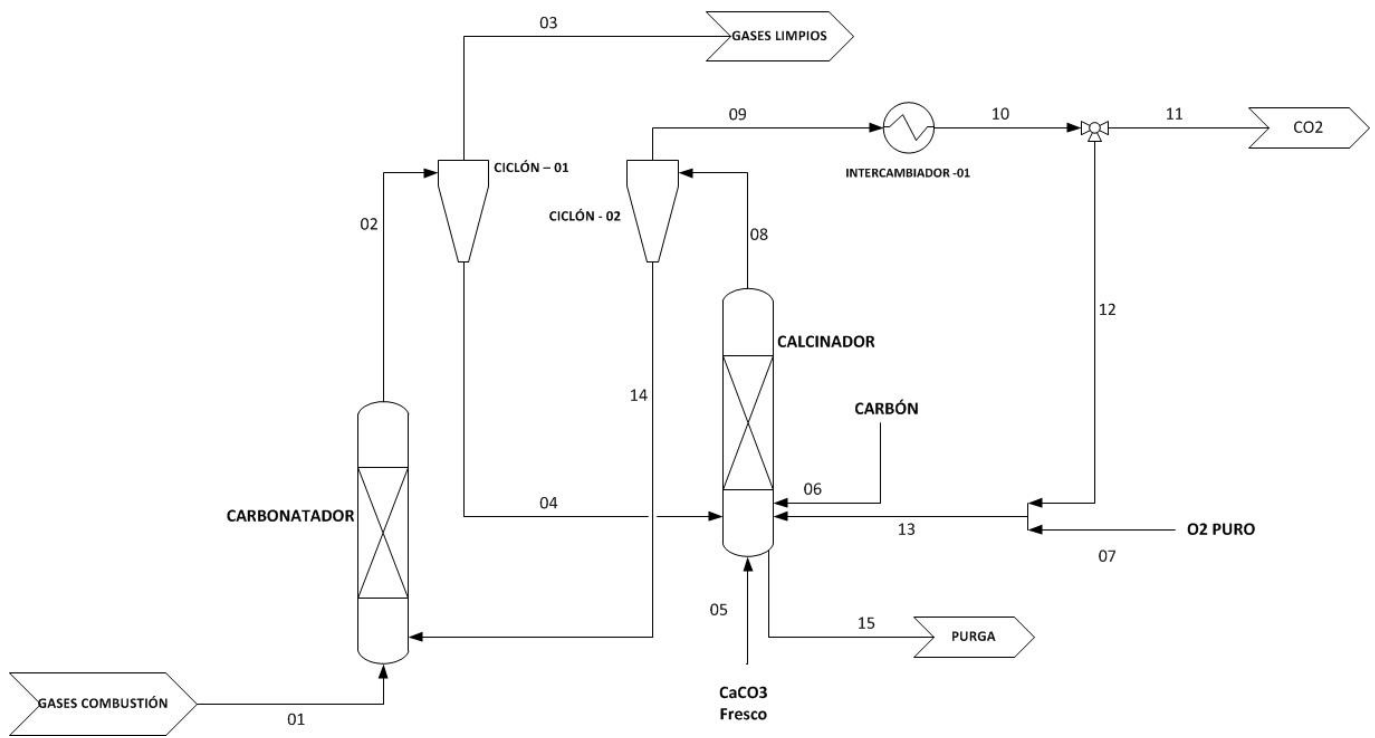
Imf Business School (2016). Prevención de riesgos laborales en cuartos de calderas. Recuperado de: <http://www.imf-formacion.com/blog/prevencion-riesgos-laborales/sin-categoria/prevencion-de-riesgos-laborales-en-cuartos-de-calderas/>

Opex Energy (2016). Caldera de Recuperación (HRSG). Recuperado de: [http://opex-energy.com/ciclos/calderas\\_hrsg.html](http://opex-energy.com/ciclos/calderas_hrsg.html)

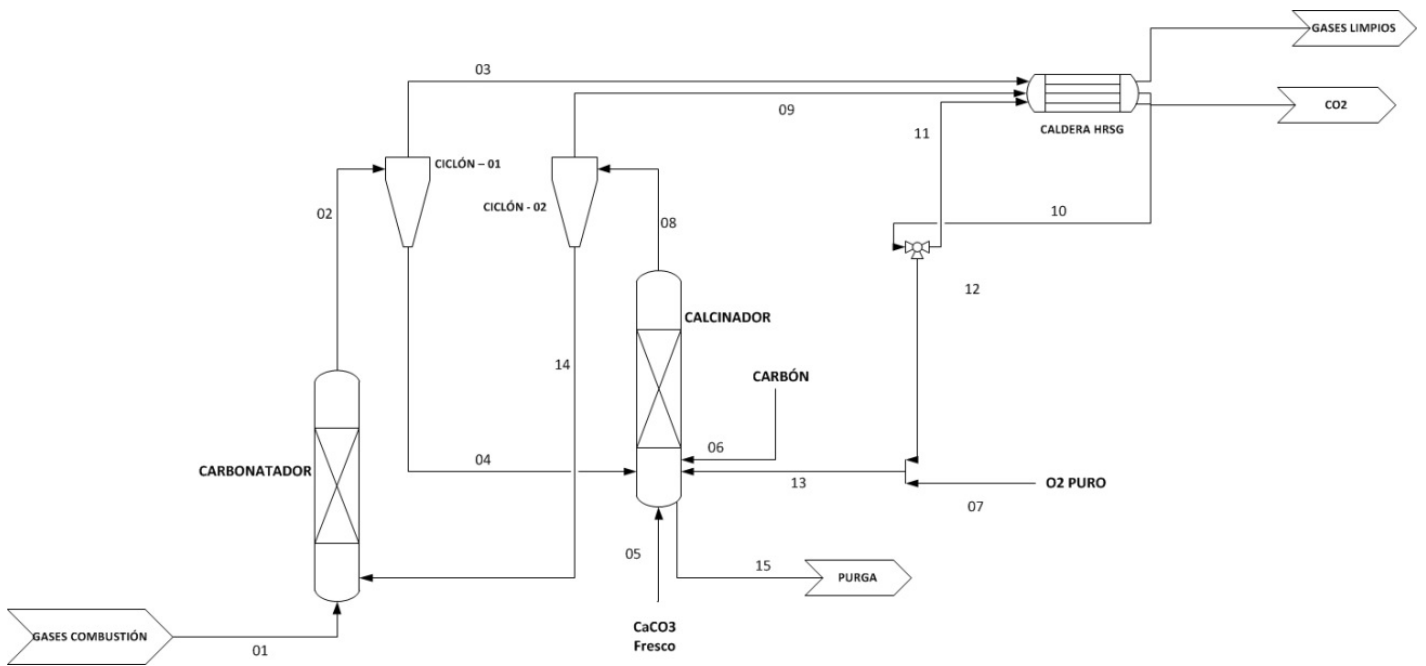
Ecologistas en acción (2005). Captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. Recuperado de: <http://www.ecologistasenaccion.es/article7815.html>

## 5. ANEXOS

### 5.1 DIAGRAMA DEL PROCESO (CASO BASE)



## 5.2 DIAGRAMA DEL PROCESO DESPUÉS DE LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA



## 5.3 TABLA DE CORRIENTES DEL PROCESO (CASO BASE)

Nº	1	2	3
DESCRIPCIÓN	Gases de combustión	Salida carbonatador	Gases limpios
DESDE	Central térmica	CARBONATADOR	CICLÓN - 01
HASTA	CARBONATADOR	CICLÓN - 01	CHIMENEA
P (bar) absoluta	1,16	1,01325	1,01325
T (°C)	180	650	650
Estado	Gas	Gas y sólido	Gas y sólido
Flujo másico total (kg/s)	446,00	899,50	395,96
Flujo molar total (mol/s)	15865,97	22696,74	14693,83
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	73,50	36,44	82,79
CO2	14,50	1,06	2,41
H2O	9,40	4,66	10,59
O2	2,56	1,27	2,88
SO2	0,04	0,02	0,05
CaO	0,00	42,60	0,97
CaCO3	0,00	13,94	0,32
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	0,00
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	73,79	51,58	79,68
CO2	9,26	0,96	1,48
H2O	14,68	10,26	15,85
O2	2,25	1,57	2,43
SO2	0,02	0,01	0,02
CaO	0,00	30,10	0,46
CaCO3	0,00	5,52	0,09
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	0,00
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 1/5

Nº	4	5	6
<b>DESCRIPCIÓN</b>	Carbonato a calcinar	CaCO3 Fresco	CARBÓN
<b>DESDE</b>	CICLÓN - 01	Almacén	Almacén
<b>HASTA</b>	CALCINADOR	CALCINADOR	CALCINADOR
<b>P (bar) absoluta</b>	1,01325	1,01325	1,01325
<b>T (°C)</b>	650	20	20
<b>Estado</b>	Sólido	Sólido	Sólido
<b>Flujo másico total (kg/s)</b>	503,54	17,57	50,70
<b>Flujo molar total (mol/s)</b>	8002,91	175,50	2810,85
<b>COMPUESTOS (% en masa)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>H2O</b>	0,00	0,00	0,00
<b>O2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	75,34	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	24,66	100,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	66,30
<b>S</b>	0,00	0,00	0,60
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	22,80
<b>Humedad (H2O)</b>	0,00	0,00	10,30
<b>COMPUESTOS (% en moles)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>H2O</b>	0,00	0,00	0,00
<b>O2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	84,50	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	15,50	100,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	90,34
<b>S</b>	0,00	0,00	0,31
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	-
<b>Humedad(H2O)</b>	0,00	0,00	9,36

Parte 2/5

Nº	7	8	9
DESCRIPCIÓN	O2 PURO	SALIDA CALCINADOR	SALIDA CICLÓN-02
DESDE	Unidad Sep. Aire	CALCINADOR	CICLÓN-02
HASTA	Mix	CICLÓN 02	INTERCAMBIADOR
P (bar) absoluta	1,01325	1,01325	1,01325
T (°C)	20	950	950
Estado	Gas	Gas y sólido	Gas
Flujo másico total (kg/s)	94,13	1064,54	611,04
Flujo molar total (mol/s)	2941,41	22616,42	14532,67
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	54,67	95,25
H2O	0,00	1,54	2,68
O2	100,00	1,19	2,07
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	42,60	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	0,00
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	58,49	91,02
H2O	0,00	4,02	6,26
O2	100,00	1,74	2,72
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	35,74	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	-	0,00
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 3/5



Nº	10	11	12
<b>DESCRIPCIÓN</b>	CORRIENTE ENFRIADA	CO2 PRODUCTO	RECIRCULACIÓN CO2
<b>DESDE</b>	INTERCAMBIADOR	Mix 2	Mix 2
<b>HASTA</b>	MIX 2	ALMACENAMIENTO	Mix
<b>P (bar) absoluta</b>	1,01325	1,01325	1,01325
<b>T (°C)</b>	150	150	150
<b>Estado</b>	Gas	Gas	Gas
<b>Flujo másico total (kg/s)</b>	611,04	194,81	416,23
<b>Flujo molar total (mol/s)</b>	14532,67	4633,23	9899,44
<b>COMPUESTOS (% en masa)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	95,25	95,25	95,25
<b>H2O</b>	2,68	2,68	2,68
<b>O2</b>	2,07	2,07	2,07
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad (H2O)</b>	0,00	0,00	0,00
<b>COMPUESTOS (% en moles)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	91,02	91,02	91,02
<b>H2O</b>	6,26	6,26	6,26
<b>O2</b>	2,72	2,72	2,72
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad(H2O)</b>	0,00	0,00	0,00

Parte 4/5

Nº	13	14	15
DESCRIPCIÓN	GAS ENTRADA CALCINADOR	RECIRCULACIÓN CaO	PURGA
DESDE	Mix	CICLÓN -02	CALCINADOR
HASTA	CALCINADOR	CARBONATADOR	ALAMACENAMIENTO
P (bar) absoluta	1,01325	1,01325	1,01325
T (°C)	150	950	950
Estado	Gas	Sólido	Sólido
Flujo másico total (kg/s)	510,36	453,50	17,63
Flujo molar total (mol/s)	12840,85	8083,75	-
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	77,69	0,00	0,00
H2O	2,19	0,00	0,00
O2	20,13	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	100,00	27,10
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	7,33
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	65,57
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	70,17	0,00	0,00
H2O	4,83	0,00	0,00
O2	25,00	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	100,00	89,96
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	10,04
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	-
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 5/5



## 5.4 TABLA DE CORRIENTES DEL PROCESO (REPOTENCIA)

Nº	1	2	3
<b>DESCRIPCIÓN</b>	Gases de combustión	Salida carbonatador	Gases limpios
<b>DESDE</b>	Central térmica	CARBONATADOR	CICLÓN - 01
<b>HASTA</b>	CARBONATADOR	CICLÓN - 01	CHIMENEA
<b>P (bar) absoluta</b>	1,16	1,01325	1,01325
<b>T (°C)</b>	180	650	650
<b>Estado</b>	Gas	Gas y sólido	Gas y sólido
<b>Flujo másico total (kg/s)</b>	446,00	899,50	395,96
<b>Flujo molar total (mol/s)</b>	15865,97	22696,74	14693,83
<b>COMPUESTOS (% en masa)</b>			
<b>N2</b>	73,50	36,44	82,79
<b>CO2</b>	14,50	1,06	2,41
<b>H2O</b>	9,40	4,66	10,59
<b>O2</b>	2,56	1,27	2,88
<b>SO2</b>	0,04	0,02	0,05
<b>CaO</b>	0,00	42,60	0,97
<b>CaCO3</b>	0,00	13,94	0,32
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad (H2O)</b>	0,00	0,00	0,00
<b>COMPUESTOS (% en moles)</b>			
<b>N2</b>	73,79	51,58	79,68
<b>CO2</b>	9,26	0,96	1,48
<b>H2O</b>	14,68	10,26	15,85
<b>O2</b>	2,25	1,57	2,43
<b>SO2</b>	0,02	0,01	0,02
<b>CaO</b>	0,00	30,10	0,46
<b>CaCO3</b>	0,00	5,52	0,09
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad(H2O)</b>	0,00	0,00	0,00

Parte 1/5

Nº	4	5	6
DESCRIPCIÓN	Carbonato a calcinar	CaCO3 Fresco	CARBÓN
DESDE	CICLÓN - 01	Almacén	Almacén
HASTA	CALCINADOR	CALCINADOR	CALCINADOR
P (bar) absoluta	1,01325	1,01325	1,01325
T (°C)	650	20	20
Estado	Sólido	Sólido	Sólido
Flujo másico total (kg/s)	503,54	17,57	50,70
Flujo molar total (mol/s)	8002,91	175,50	2810,85
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00
H2O	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	75,34	0,00	0,00
CaCO3	24,66	100,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	66,30
S	0,00	0,00	0,60
Ceniza	0,00	0,00	22,80
Humedad (H2O)	0,00	0,00	10,30
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00
H2O	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	84,50	0,00	0,00
CaCO3	15,50	100,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	90,34
S	0,00	0,00	0,31
Ceniza	0,00	0,00	-
Humedad(H2O)	0,00	0,00	9,36

Parte 2/5

Nº	7	8	9
DESCRIPCIÓN	O2 PURO	Salida calcinador	SALIDA CICLÓN-02
DESDE	Unidad Sep. Aire	CALCINADOR	CICLÓN-02
HASTA	Mix	CICLÓN 02	INTERCAMBIADOR
P (bar) absoluta	1,01325	1,01325	1,01325
T (°C)	20	950	950
Estado	Gas	Gas y sólido	Gas
Flujo másico total (kg/s)	94,13	1064,54	611,04
Flujo molar total (mol/s)	2941,41	22616,42	14532,67
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	54,67	95,25
H2O	0,00	1,54	2,68
O2	100,00	1,19	2,07
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	42,60	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	0,00
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	58,49	91,02
H2O	0,00	4,02	6,26
O2	100,00	1,74	2,72
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	35,74	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	-	0,00
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 3/5

Nº	10	11	12
<b>DESCRIPCIÓN</b>	CORRIENTE ENFRIADA	CO2 PRODUCTO	RECIRCULACIÓN CO2
<b>DESDE</b>	INTERCAMBIADOR	Mix 2	Mix 2
<b>HASTA</b>	MIX 2	ALMACENAMIENTO	Mix
<b>P (bar) absoluta</b>	1,01325	1,01325	1,01325
<b>T (°C)</b>	150	150	150
<b>Estado</b>	Gas	Gas	Gas
<b>Flujo másico total (kg/s)</b>	611,04	194,81	416,23
<b>Flujo molar total (mol/s)</b>	14532,67	4633,23	9899,44
<b>COMPUESTOS (% en masa)</b>			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	95,25	95,25	95,25
H2O	2,68	2,68	2,68
O2	2,07	2,07	2,07
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	0,00	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	0,00
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
<b>COMPUESTOS (% en moles)</b>			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	91,02	91,02	91,02
H2O	6,26	6,26	6,26
O2	2,72	2,72	2,72
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	0,00	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	0,00
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 4/5

Nº	13	14	15
DESCRIPCIÓN	GAS ENTRADA CALCINADOR	RECIRCULACIÓN CaO	PURGA
DESDE	Mix	CICLÓN -02	CALCINADOR
HASTA	CALCINADOR	CARBONATADOR	ALAMACENAMIENTO
P (bar) absoluta	1,01325	1,01325	1,01325
T (°C)	150	950	950
Estado	Gas	Sólido	Sólido
Flujo másico total (kg/s)	510,36	453,50	17,63
Flujo molar total (mol/s)	12840,85	8083,75	-
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	77,69	0,00	0,00
H2O	2,19	0,00	0,00
O2	20,13	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	100,00	27,09
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	7,34
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	65,57
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	70,17	0,00	0,00
H2O	4,83	0,00	0,00
O2	25,00	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	100,00	89,95
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	10,05
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	-
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 5/5





## 5.5 TABLA DE CORRIENTES (REDUCCIÓN DE ESCALA)

Nº	1	2	3
<b>DESCRIPCIÓN</b>	Gases de combustión	Salida carbonatador	Gases limpios
<b>DESDE</b>	Central térmica	CARBONATADOR	CICLÓN - 01
<b>HASTA</b>	CARBONATADOR	CICLÓN - 01	CHIMENEA
<b>P (bar) absoluta</b>	1,16	1,01325	1,01325
<b>T (°C)</b>	180	650	650
<b>Estado</b>	Gas	Gas y sólido	Gas y sólido
<b>Flujo másico total (kg/s)</b>	240,29	484,62	213,33
<b>Flujo molar total (mol/s)</b>	8548,06	12228,25	7916,55
<b>COMPUESTOS (% en masa)</b>			
<b>N2</b>	73,50	36,44	82,79
<b>CO2</b>	14,50	1,06	2,41
<b>H2O</b>	9,40	4,66	10,59
<b>O2</b>	2,56	1,27	2,88
<b>SO2</b>	0,04	0,02	0,05
<b>CaO</b>	0,00	42,60	0,97
<b>CaCO3</b>	0,00	13,94	0,32
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad (H2O)</b>	0,00	0,00	0,00
<b>COMPUESTOS (% en moles)</b>			
<b>N2</b>	73,79	51,58	79,68
<b>CO2</b>	9,26	0,96	1,48
<b>H2O</b>	14,68	10,26	15,85
<b>O2</b>	2,25	1,57	2,43
<b>SO2</b>	0,02	0,01	0,02
<b>CaO</b>	0,00	30,10	0,46
<b>CaCO3</b>	0,00	5,52	0,09
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad(H2O)</b>	0,00	0,00	0,00

Parte 1/5

Nº	4	5	6
<b>DESCRIPCIÓN</b>	Carbonato a calcinar	CaCO3 Fresco	CARBÓN
<b>DESDE</b>	CICLÓN - 01	Almacén	Almacén
<b>HASTA</b>	CALCINADOR	CALCINADOR	CALCINADOR
<b>P (bar) absoluta</b>	1,01325	1,01325	1,01325
<b>T (°C)</b>	650	20	20
<b>Estado</b>	Sólido	Sólido	Sólido
<b>Flujo másico total (kg/s)</b>	271,29	9,46	27,32
<b>Flujo molar total (mol/s)</b>	4311,70	94,55	1670,71
<b>COMPUESTOS (% en masa)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>H2O</b>	0,00	0,00	0,00
<b>O2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	75,34	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	24,66	100,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	66,30
<b>S</b>	0,00	0,00	0,60
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	22,80
<b>Humedad (H2O)</b>	0,00	0,00	10,30
<b>COMPUESTOS (% en moles)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>H2O</b>	0,00	0,00	0,00
<b>O2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	84,50	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	15,50	100,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	90,34
<b>S</b>	0,00	0,00	0,31
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	-
<b>Humedad(H2O)</b>	0,00	0,00	9,36

Parte 2/5

Nº	7	8	9
DESCRIPCIÓN	O2 PURO	Salida calcinador	SALIDA CICLÓN-02
DESDE	Unidad Sep. Aire	CALCINADOR	CICLÓN-02
HASTA	Mix	CICLÓN 02	INTERCAMBIADOR
P (bar) absoluta	1,01325	1,01325	1,01325
T (°C)	20	950	950
Estado	Gas	Gas y sólido	Gas
Flujo másico total (kg/s)	50,71	573,54	329,21
Flujo molar total (mol/s)	1584,73	12184,98	7829,71
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	54,67	95,25
H2O	0,00	1,54	2,68
O2	100,00	1,19	2,07
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	42,60	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	0,00
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	58,49	91,02
H2O	0,00	4,02	6,26
O2	100,00	1,74	2,72
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	35,74	0,00
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	0,00
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	-	0,00
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 3/5

Nº	10	11	12
<b>DESCRIPCIÓN</b>	CORRIENTE ENFRIADA	CO2 PRODUCTO	RECIRCULACIÓN CO2
<b>DESDE</b>	INTERCAMBIADOR	Mix 2	Mix 2
<b>HASTA</b>	MIX 2	ALMACENAMIENTO	Mix
<b>P (bar) absoluta</b>	1,01325	1,01325	1,01325
<b>T (°C)</b>	150	150	150
<b>Estado</b>	Gas	Gas	Gas
<b>Flujo másico total (kg/s)</b>	329,21	104,96	224,25
<b>Flujo molar total (mol/s)</b>	7829,71	2496,23	5333,48
<b>COMPUESTOS (% en masa)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	95,25	95,25	95,25
<b>H2O</b>	2,68	2,68	2,68
<b>O2</b>	2,07	2,07	2,07
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad (H2O)</b>	0,00	0,00	0,00
<b>COMPUESTOS (% en moles)</b>			
<b>N2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CO2</b>	91,02	91,02	91,02
<b>H2O</b>	6,26	6,26	6,26
<b>O2</b>	2,72	2,72	2,72
<b>SO2</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaO</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaCO3</b>	0,00	0,00	0,00
<b>CaSO4</b>	0,00	0,00	0,00
<b>C</b>	0,00	0,00	0,00
<b>S</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Ceniza</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Humedad(H2O)</b>	0,00	0,00	0,00

Parte 4/5

Nº	13	14	15
DESCRIPCIÓN	GAS ENTRADA CALCINADOR	RECIRCULACIÓN CaO	PURGA
DESDE	Mix	CICLÓN -02	CALCINADOR
HASTA	CALCINADOR	CARBONATADOR	ALAMACENAMIENTO
P (bar) absoluta	1,01325	1,01325	1,01325
T (°C)	150	950	950
Estado	Gas	Sólido	Sólido
Flujo másico total (kg/s)	274,96	244,33	9,50
Flujo molar total (mol/s)	6918,22	4355,26	50,99
COMPUESTOS (% en masa)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	77,69	0,00	0,00
H2O	2,19	0,00	0,00
O2	20,13	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	100,00	27,09
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	7,33
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	65,57
Humedad (H2O)	0,00	0,00	0,00
COMPUESTOS (% en moles)			
N2	0,00	0,00	0,00
CO2	70,17	0,00	0,00
H2O	4,83	0,00	0,00
O2	25,00	0,00	0,00
SO2	0,00	0,00	0,00
CaO	0,00	100,00	89,96
CaCO3	0,00	0,00	0,00
CaSO4	0,00	0,00	10,04
C	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00
Ceniza	0,00	0,00	-
Humedad(H2O)	0,00	0,00	0,00

Parte 5/5



## 5.6 RESULTADOS DE LA ESTIMACIÓN ECONÓMICA

	Ingresos (\$/h)	Coste de carbón CT (\$/h)	Coste de carbón en calcinador (\$/h)	Coste derechos emisión de CO <sub>2</sub> (\$/h)	Coste de CaCO <sub>3</sub> (\$/h)	Coste de Unidad de Separación de aire (\$/h)	Coste de transporte (\$/h)	Coste de almacenamiento CO <sub>2</sub> (\$/h)	Coste Total (\$/h)	Coste de captación de CO <sub>2</sub> (\$/tonelada de CO <sub>2</sub> almacenado)	Coste de captación de CO <sub>2</sub> con venta (\$/tonelada de CO <sub>2</sub> almacenado)
<b>CASO BASE</b>	47320	7594	-	1583	-	-	-	-	9178	-	-
<b>REPOTENCIA</b>	86692	7594	10005	234	10120	9392	2770	2574	42690	61	47
<b>REDUCCIÓN DE ESCALA</b>	47320	4091	5391	126	5450	5060	1493	1387	22996	61	47