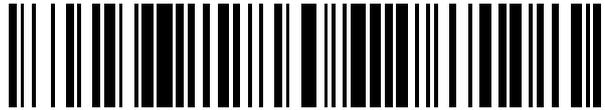


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 737 875**

21 Número de solicitud: 201830712

51 Int. Cl.:

B01D 53/62 (2006.01)

12

SOLICITUD DE PATENTE

A1

22 Fecha de presentación:

16.07.2018

43 Fecha de publicación de la solicitud:

16.01.2020

71 Solicitantes:

**UNIVERSIDAD DE SEVILLA (100.0%)
Paseo de las Delicias S/N Pabellón de Brasil
41013 Sevilla ES**

72 Inventor/es:

**ORTIZ DOMÍNGUEZ, Carlos;
CHACARTEGUI RAMÍREZ, Ricardo;
VALVERDE MILLÁN, José Manuel y
BECERRA VILLANUEVA, José Antonio**

74 Agente/Representante:

PONS ARIÑO, Ángel

54 Título: **INSTALACIÓN Y PROCEDIMIENTO DE CAPTURA DE CO₂**

57 Resumen:

Instalación y procedimiento de captura de CO₂. La instalación comprende una unidad de separación (1) mediante membranas a la que entra una primera corriente de aire (2) que sale una corriente de aire enriquecida en oxígeno (3) con una concentración de oxígeno de entre 25-50%v/v. Comprende una caldera (4) a la que entran la corriente de aire enriquecida en oxígeno (3) y el combustible fósil (5) que se va a quemar y de la que sale una corriente de gases de combustión (6) con entre un 25-60%v/v de CO₂ que se dirige a un carbonatador (8) de una unidad de calcinación-carbonatación (7) que también comprende un calcinador (10) del que sale una corriente de CO₂ de alta pureza (11). Se describe también un procedimiento de captura de CO₂ en dicha instalación.

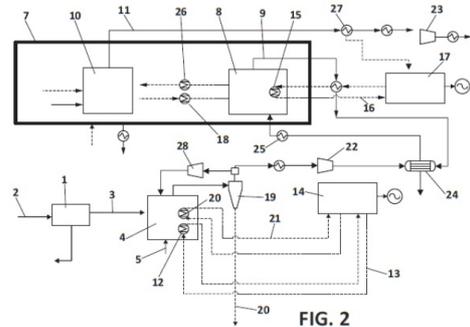


FIG. 2

ES 2 737 875 A1

DESCRIPCIÓN

INSTALACIÓN Y PROCEDIMIENTO DE CAPTURA DE CO₂

5 OBJETO DE LA INVENCION

La presente invención se enmarca en el campo técnico de las tecnologías y procesos orientados a la captura y almacenamiento de CO₂ (*CCS, carbone capture and storage*) liberado por la combustión de combustibles fósiles, biomasa y sus derivados en procesos industriales.

La instalación puede ser empleada en plantas que trabajen todos los procesos destinados a la producción de energía eléctrica (plantas de potencia), cementeras, industria química o sistemas de calefacción industriales, incluyendo calefacción por distrito. La instalación y el procedimiento propuestos integran procesos de separación por membranas, oxicomustión parcial y captura de CO₂ postcombustión mediante un ciclo de calcinación-carbonatación (*Calcium-Looping*).

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

El desarrollo de nuevas tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂ (*CCS*) eficientes y de bajo coste es un objetivo fundamental de cara a mitigar los efectos del cambio climático. La necesidad de implementar tales tecnologías a escala comercial se considera una medida urgente para limitar el calentamiento global a 2°C sobre los niveles preindustriales.

Las proyecciones realizadas por la Agencia Internacional de Energías Renovables (*IRENA*) contemplan una gran penetración de las energías renovables a corto plazo. No obstante, el sistema energético actual y futuro a corto-medio plazo todavía requiere del uso de combustibles fósiles para poder satisfacer el enorme crecimiento en la demanda de energía que tiene lugar a nivel mundial. Además es especialmente destacable el aumento de la demanda en países emergentes.

Se prevé que las tecnologías de captura de CO₂ sean vitales para la descarbonización de la industria de producción de potencia, con una estimación de 52 Gt capturadas de CO₂ desde 2015 a 2040. Las plantas equipadas con *CCS* generarían

unos beneficios de 1.3 trillones de dólares para productores de carbón y gas en dicho periodo de tiempo (desde 2015 a 2040).

Las tecnologías de captura de CO₂ pueden agruparse en tres grandes categorías: precombustión, poscombustión y oxcombustión.

5

La captura de CO₂ precombustión se basa en la reacción del combustible con oxígeno y/o aire para producir gas de síntesis (H₂ y CO). Dicha reacción se realiza bien en una atmósfera con un contenido reducido de O₂ (combustión parcial o incompleta) o bien en una atmósfera de vapor de agua. Posteriormente, el CO reacciona con vapor de agua en un reactor catalítico para producir CO₂ y H₂ mediante una reacción denominada *Water Gas Shift (WGS)*. El CO₂ puede separarse de la corriente de H₂ por medios físicos o químicos para conseguir una corriente de combustible rica en H₂.

Como ventaja de los sistemas precombustión frente a otros sistemas de captura está que el proceso de separación CO₂/H₂ puede llevarse a cabo mediante tecnologías maduras y el CO₂ resultante se encuentra a elevada presión (15-40 bar) lo que reduce el trabajo de compresión para su almacenamiento. Como principal desventaja se encuentra una elevada penalización energética del proceso, la cual puede llegar a ser superior a 15 puntos porcentuales.

20

La captura de CO₂ poscombustión permite conseguir porcentajes de captura mayores del 90% con una menor penalización energética que los sistemas precombustión. Estos sistemas se basan en separar el CO₂ de una corriente de gases de combustión, la cual presenta del entorno de un 15%v/v de CO₂ si se usa carbón como combustible (el carbón es el más contaminante de los combustibles fósiles).

25

Entre las principales técnicas de captura de CO₂ poscombustión cabe destacar los procesos de absorción mediante aminas, el *Calcium-Looping* y la separación por membranas. De entre ellas, la tecnología de absorción por aminas es la única que está probada actualmente a escala industrial. A pesar de que pueden obtenerse porcentajes de captura de CO₂ alrededor del 90%, la absorción por aminas presenta varios inconvenientes que limitan su desarrollo comercial como son una alta penalización energética (8-12%) debido a la regeneración del sorbente así como la degradación y la toxicidad de las aminas. Así, el consumo energético específico (denominado *SPECCA*) de los sistemas de aminas sería del orden de 4 MJ/kgCO₂.

35

El ciclo de calcinación-carbonatación (*Calcium-Looping*) está considerado como una de las principales opciones dentro de una nueva generación de tecnologías avanzadas para la captura de CO₂ poscombustión. El *Calcium-Looping* está basado en la reacción de partículas de CaO con el CO₂ presente en la corriente de gases de
5 combustión mediante la reacción de carbonatación. Una de las principales ventajas de este sistema es su bajo coste, así como la amplia disponibilidad y no toxicidad de los precursores naturales de CaO, como pueden ser la caliza (mayoritariamente compuesta por CaCO₃) y la dolomita. Se contempla también el empleo de otros precursores naturales de CaO como por ejemplo escoria de acería, precursores
10 sintéticos basados en Ca o compuestos que comprendan materiales inertes resistentes a la sinterización.

Una vez transcurrida la reacción de carbonatación, el CaCO₃ generado se lleva a un nuevo reactor donde mediante la reacción de calcinación se regenera el CaO para un
15 nuevo ciclo. Los gases a la salida del reactor de carbonatación (con aproximadamente un 90% menos de CO₂) son vertidos a la atmosfera mientras que el gas liberado en la etapa de regeneración, compuesto mayoritariamente por CO₂ y vapor de agua, es purificado y comprimido para su almacenamiento o posterior utilización. Otra gran ventaja del *Calcium-Looping* es que presenta una menor penalización energética (6-
20 8%) que otras tecnologías de captura.

La separación de CO₂ del gas de poscombustión mediante membranas está siendo objeto de una amplia investigación. Sin embargo, por un lado, son necesarios mayores niveles de permeabilidad para tratar grandes cantidades de gases como los
25 producidos en grandes centrales térmicas. Por otro lado, es necesaria una reducción de coste para el desarrollo comercial de las membranas como técnica de captura poscombustión.

La captura de CO₂ mediante sistemas de oxidación se basa en llevar a cabo la
30 combustión en una atmósfera pura (>95%v/v) de O₂. Como resultado, el flujo de gases de combustión está principalmente compuesto por CO₂ (>70%v/v) y vapor de agua. Después de un proceso de purificación, mediante el cual se separa principalmente el vapor de agua mediante condensación, el flujo de gas con una concentración de CO₂ de entorno al 95% se puede almacenar o utilizar en otras aplicaciones. Esta tecnología
35 se ha probado con éxito a escala próxima a la industrial (30 MWth).

La principal desventaja del sistema de oxidación es nuevamente la penalización energética que el proceso de captura impone sobre el rendimiento de la planta, estando en el rango de 7-13 puntos porcentuales. La principal causa de esta alta penalización energética es el consumo de energía requerido para la producción de O₂ de muy alta pureza en las unidades de separación de aire (ASU). Las dos técnicas principales para la producción de O₂ puro son la destilación criogénica y la tecnología denominada *pressure-swing adsorption* (PSA). La primera de ellas (destilación criogénica) está desarrollada comercialmente, siendo su consumo estimado de energía para la producción de O₂ de alrededor de 200kWh/tn O₂. Por otro lado, la tecnología de PSA está desarrollada para una menor escala que la destilación criogénica con una penalización energética también alta que impide su desarrollo para captura de CO₂.

Se han propuesto también algunos procesos híbridos para la captura de CO₂, como la integración de oxidación y absorción por aminas o la integración de oxidación con membranas para la captura post-combustión.

Para el desarrollo comercial de las tecnologías de captura de CO₂ resulta fundamental reducir el consumo de energía asociado al proceso de captura, es decir el consumo energético específico (SPECCE) de la tecnología. Por otro lado, el coste económico de los sistemas de captura debe ser lo más reducido posible, para lo cual es necesaria una reducción de los tamaños de los sistemas actuales.

DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

La presente invención describe una instalación de captura de CO₂ en procesos industriales y/o en plantas de producción de energía eléctrica (plantas de potencia) basadas en sistemas de combustión.

La instalación permite integrar de forma eficiente unidades de membranas, de oxidación parcial y de calcinación-carbonatación. Se trata de una instalación integrada en la que cada una de dichas unidades está combinada con las demás de manera sinérgica para reducir la penalización energética global del procedimiento de captura de CO₂ que se realiza en la instalación, así como para reducir el tamaño del sistema de captura.

La instalación comprende una unidad de separación mediante membranas para producir una corriente de aire enriquecida en oxígeno (*OEA*) con una concentración de O_2 entre el 25-50%v/v.

- 5 El proceso de enriquecimiento de O_2 mediante un sistema de membranas resulta interesante económicamente cuando se desean concentraciones finales de O_2 moderadas (de entre el 25-50%). Como se ha descrito previamente, para producir mayor pureza en la corriente de O_2 , por ejemplo cuando se opera en condiciones de oxicomustión total (>95%v/v O_2), las opciones técnica y económicamente viables son la
10 destilación criogénica o la *PSA* que tienen una alta penalización de consumo energético.

Los sistemas de membranas para la separación de oxígeno cuentan con un gran potencial e interés industrial debido al menor consumo energético y menor coste que las plantas de destilación criogénica. Estos sistemas se encuentran en etapa comercial en
15 plantas a pequeña escala (<50 ton O_2 /día) mientras que para plantas mayores se encuentran en fase de desarrollo. Debido a la pequeña diferencia de tamaño entre las moléculas de oxígeno y nitrógeno (3.46 Å y 3.64 Å, respectivamente) el proceso es técnicamente complicado considerando una separación simple basada en difusión a través de la membrana si se requieren una alta pureza del O_2 generado.

20

Las membranas más desarrolladas actualmente para la separación de gases son las membranas poliméricas. Estas membranas presentan dos características ventajosas para ser aplicadas en procesos de separación de aire a escala industrial en los que se requieren altos caudales de gas. La primera de ellas es su capacidad para ser preparada
25 en módulos de fibra hueca, que le confiere a la membrana una gran densidad de empaquetamiento (de hasta 30,000 m^2/m^3). La otra es su naturaleza modular, que permite su escalado sin grandes modificaciones. Según estudio previos, los sistemas de membranas poliméricas para la separación de aire son muy eficientes si no se requiere una alta selectividad, pudiendo configurarse el proceso en una sola etapa de paso por
30 membrana para producir aire enriquecido con un 40%v/v de O_2 .

Preferentemente la unidad de separación mediante membranas de la instalación comprende membranas poliméricas y se basa en el mecanismo de difusión a través de la membrana aplicando una diferencia de presión que actúa como fuerza impulsora del
35 proceso. Las membranas para separación de gases se caracterizan habitualmente por sus valores de permeabilidad (flujo de un gas que atraviesa la membrana por unidad de

tiempo) y de selectividad, que representa la capacidad de una membrana para separar dos gases.

La permeabilidad del gas (Pe_i) a través de la membrana puede calcularse según la siguiente ecuación:

$$Pe_i = \frac{N_i l}{p_2 - p_1}$$

Donde:

N_i = caudal de gas que pasa a través de la membrana

l = espesor de la membrana

p_1, p_2 = presiones del gas antes y después de su paso por la membrana

En el caso de membranas poliméricas, a medida que aumenta la permeabilidad descende la selectividad, lo que implica llegar a un compromiso entre ambas características para alcanzar los valores óptimos. Actualmente los valores más altos de factores de selectividad para la separación de aire con membranas poliméricas oscilan entre 6-8.

La instalación comprende también una caldera a la que entra la corriente de aire enriquecida en oxígeno (OEA) con una concentración de O_2 entre el 25-50%v/v que sale de la unidad de separación mediante membranas. En la caldera se quema el combustible en modo oxicombustión parcial. A la salida de la caldera se tiene una corriente de gases de combustión enriquecida en CO_2 con respecto al caso de combustión en aire.

Como resultado de la oxicombustión parcial realizada en la caldera se obtiene, en función de la concentración de oxígeno en la corriente de aire enriquecida en oxígeno y del combustible utilizado, una determinada concentración de CO_2 en los gases de combustión. Esta concentración puede ser relativamente alta en comparación con la que se hubiera obtenido mediante combustión con aire. La oxicombustión parcial ha sido estudiada en el estado de la técnica para mejorar la eficiencia de la combustión en calderas o para mejorar el rendimiento de la gasificación de carbón. En el proceso de oxicombustión parcial del combustible se extrae calor que es usado mediante un ciclo de potencia para la producción de electricidad. Al igual que en el caso de la oxicombustión

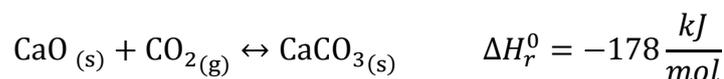
total es necesaria una recirculación de gases para controlar la temperatura de llama en la caldera.

La instalación comprende también una unidad de calcinación-carbonatación a la que se envía la corriente de gases de combustión que sale de la caldera. La unidad de
5 calcinación-carbonatación comprende un carbonatador y un calcinador.

En un ejemplo de realización, si la instalación se configura para tener una concentración de CO₂ a la entrada de la unidad de calcinación-carbonatación del 30%v/v, la
10 concentración de O₂ a la salida de la unidad de separación mediante membranas debería ser de ~38%v/v.

La corriente de gases de combustión se envía primero al carbonatador, que es un reactor de lecho fluidizado en el que los gases de combustión entran a una velocidad del orden
15 de 3-5 m/s. En el carbonatador se produce la reacción de carbonatación entre el CO₂ presente en la corriente de gases de combustión y las partículas sólidas de óxido de calcio (CaO).

La reacción endotérmica de carbonatación se lleva a cabo a presión atmosférica y a una
20 temperatura de entre 625-680°C:



Como resultado de la carbonatación se produce carbonato cálcico. La carbonatación sin embargo no tiene lugar de forma completa ya que una parte del óxido de calcio permanece sin reaccionar. Así, se define la conversión de CaO como la razón de masa
25 convertida en CaCO₃ entre la masa total de sorbente (CaO) antes de la carbonatación.

De acuerdo con estudios previos realizados por los autores de la presente invención, la carbonatación, y por tanto la eficiencia de captura de CO₂ se ve muy favorecida por el incremento de la concentración de CO₂ en los gases de combustión. Dicha mejora se
30 produce en su mayor parte en la etapa de carbonatación limitada por la cinética de la reacción en la superficie de los sólidos, lo que favorece la operación del proceso con flujos altos de sólidos que favorezcan conversiones rápidas.

La unidad de calcinación-carbonatación comprende también un calcinador donde se envían los sólidos de salida del carbonatador. El calcinador puede ser también un reactor de lecho fluidizado o un calcinador *flash*. Mediante una reacción de calcinación se regenera el sorbente (CaO) a partir del CaCO₃ para ser utilizado en un nuevo ciclo.

5

Como resultado de la integración de la unidad de separación mediante membranas, de la caldera para oxidación parcial y de la unidad de calcinación-carbonatación, la instalación propuesta en la presente invención posee un consumo energético específico (*SPECCA*) entorno a 3 MJ/kgCO₂, lo que indica un enorme potencial de dicha integración como tecnología de captura de CO₂.

Teniendo en cuenta las emisiones anuales de una típica planta de potencia de 500 MWe basada en la combustión de carbón, el ahorro de energía al implantar la instalación descrita frente a una instalación basada en captura de CO₂ con aminas (*SPECCA*=4 MJ/kgCO₂) podría rondar los 1100 GWh/año. Además, la instalación presenta una eficiencia de captura del 95%, lo que permite diseñar reactores y sistemas más pequeños debido a la reducción del inventario de sólidos necesario para alcanzar niveles de captura superiores al 95%. Esto conlleva directamente un ahorro en el coste de la instalación. Así, la instalación descrita supone una mejora significativa en el proceso de captura de CO₂.

En la unidad de separación mediante membranas se tiene un consumo de energía que es necesario para provocar la diferencia de presión a ambos lados de la membrana. Una primera opción para conseguir dicha diferencia de presión es aumentar la presión de entrada a la unidad de separación (antes de la membrana) estando la zona aguas abajo de la membrana a una presión menor (por ejemplo a presión atmosférica). Una segunda opción para conseguir dicha diferencia de presión es considerar presión atmosférica antes de la membrana e imponer vacío aguas debajo de la membrana.

La selección de la primera o la segunda opción depende de la configuración de la propia unidad de separación y de las necesidades del proceso llevado a cabo en la instalación entre las que pueden variar los flujos de entrada, las temperaturas, la concentración de CO₂ que se desea obtener a la salida de la instalación, selectividad de la membrana, factor de corte (definido como el ratio entre la cantidad de gas que pasa la membrana entre la cantidad total de gas a la entrada) del proceso de separación, etc.

De acuerdo con lo anterior, debe realizarse un estudio antes de seleccionar una de las dos opciones descritas para su uso en la instalación. A priori, la estrategia de imponer un vacío parcial en la zona posterior a la membrana llevaría a un menor consumo energético dado que el volumen de gas en esta zona (el gas que atraviesa la membrana) es menor
5 que el gas que entra al sistema.

En el proceso de separación que se realiza en la unidad de separación mediante membranas y seleccionando como estrategia de separación la creación de vacío en la zona enriquecida en O₂ (tras la membrana), el consumo energético del proceso se puede
10 estimar a partir del cálculo del trabajo adiabático de compresión del gas ideal. De esta manera, en el proceso de separación dentro de la instalación propuesta se considera el trabajo de compresión para imponer la diferencia de presión a ambos lados de la membrana (a presión atmosférica antes de la membrana, en vacío en el lado de la corriente de aire enriquecida en oxígeno) y el trabajo de compresión para llevar el gas de
15 la corriente enriquecida en oxígeno (corriente de salida de la unidad de separación) de nuevo hasta unas condiciones adecuadas de entrada a la caldera. Dichas condiciones requieren que la presión sea ligeramente superior a la atmosférica para vencer la pérdida de carga producida en la caldera.

20 Así, el consumo energético del proceso de separación de la unidad de separación mediante membranas (E_{sep}) se calcula mediante la siguiente expresión:

$$E_{sep} = m_p \frac{\gamma RT}{\gamma - 1} \left[\left(\left(\frac{P_{in}}{P_p} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right) + \left(\left(\frac{P_b}{P_p} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right) \right]$$

Donde:

m_p = masa de gas (en este caso oxígeno) que atraviesa la membrana

25 γ = factor de expansión adiabática del gas

T= es la temperatura del sistema

P_{in} , P_p , P_b = presiones a la entrada de la membrana, a la salida de la membrana y a la entrada de la caldera de oxcombustión parcial, respectivamente.

30 Para el proceso de separación de aire puede usarse cualquier membrana polimérica, si bien la eficiencia del proceso será mayor con membranas cuya selectividad O₂/N₂ sea de al menos 4 con una permeabilidad de al menos 250 Barrers. Algunos ejemplos de

membranas poliméricas que cumplen estas características, y que por tanto podrían ser usadas son las membranas de microporosidad intrínseca (membranas PIM).

5 Como se ha descrito previamente, la corriente de aire enriquecida en oxígeno (25-50%v/V O₂) se envía a la caldera para realizar ahí una oxicomcombustión parcial de carbón u otro combustible fósil (como gas natural o biomasa). Mediante la oxicomcombustión se genera el calor necesario para la producción de energía eléctrica de manera similar a como se haría mediante un proceso de combustión típico de una planta de potencia con carbón como combustible.

10

La caldera donde se realiza la oxy-combustión comprende un conjunto de intercambiadores de calor para la producción de vapor a unas determinadas condiciones de vapor vivo requeridas en una turbina de una unidad de potencia primaria, que también es parte de la instalación. Este conjunto de intercambiadores de calor es del tipo generador de vapor (HRSG). A la salida de este conjunto de intercambiadores de calor 15 los gases de combustión tienen una temperatura de entorno a los 200°C.

Los gases de combustión a la salida de la caldera se dirigen a la unidad de calcinación-carbonatación (*Calcium-Looping*). La instalación puede comprender un compresor a la 20 entrada de dicha unidad de calcinación-carbonatación para vencer la pérdida de carga del sistema. Asimismo puede comprender un intercambiador de calor, tipo gas-gas, a la entrada de la unidad de calcinación-carbonatación para transferir calor entre los gases de salida de dicha unidad (estos gases de salida se vierten directamente a la atmósfera) y los gases de entrada de dicha unidad (los gases de combustión que provienen de la 25 caldera).

Cuando los gases que se van a introducir en la unidad de calcinación-carbonatación están a la temperatura adecuada se hacen pasar al carbonatador que, como se ha descrito previamente, es un reactor de lecho fluidizado. Aquí se produce la reacción de 30 carbonatación entre el CO₂ presente en los gases de combustión y partículas de CaO. Para maximizar la transferencia de calor y masa, el carbonatador puede operar en régimen de lecho fluidizado circulante, con velocidades superficiales de gas entorno a 3-5 m/s.

35 Una de las principales desventajas del ciclo de *Calcium-Looping* es la progresiva pérdida de actividad del sorbente (CaO) en el carbonatador con el paso de los ciclos. Esto es

debido principalmente a la sinterización del sorbente, que provoca la reducción de su superficie específica para la reacción sólido-gas en tiempos cortos de residencia.

5 En la reacción de carbonatación se pueden encontrar dos etapas diferenciadas: una primera etapa dominada por la cinética de carbonatación que termina con la formación de una capa de CaCO_3 que cubre la superficie de las partículas de espesor aproximado en torno a 40-60 nm y una segunda etapa, cuya velocidad de reacción es notablemente más lenta, en la que el CO_2 penetra a través de la capa de carbonato mediante un mecanismo de difusión. Como consecuencia de los tiempos de residencia habituales en la industria para este tipo de reactores (entre 2 y 10 minutos), el núcleo de las partículas permanece sin reaccionar, quedando así parte del lecho como CaO sin reaccionar con la consiguiente pérdida de rendimiento del sistema. En operación a escala industrial, los sólidos son ciclados cientos de veces cayendo su conversión en la carbonatación hasta un valor residual del entorno de $X_r=0.06$.

15

La reacción de carbonatación en el proceso *Calcium-Looping* de la unidad de calcinación-carbonatación típicamente tiene lugar a temperaturas en torno a 650°C, lo cual favorece la cinética de conversión a presión atmosférica siendo al mismo tiempo la concentración de CO_2 en el equilibrio suficientemente baja (~1% v/v).

20

En la instalación propuesta los gases de combustión entran en el carbonatador con una concentración de CO_2 incrementada por lo que la carbonatación se encuentra favorecida. Gracias a esto se obtiene una mayor eficiencia de captura. Concretamente, la fase cinética de carbonatación se encuentra altamente potenciada, lo que permite alcanzar una mayor conversión, mientras que la conversión en la fase difusiva se encuentra ligeramente penalizada. Así, se observa que incrementando la concentración de CO_2 en los gases de combustión (mediante la oxicomustión parcial que se ha llevado a cabo) se consigue una mayor conversión residual de CaO en la carbonatación ($X_r=0.08$ en el caso de tener una concentración de CO_2 a la entrada de la unidad de calcinación-carbonatación del 60%v/v), y por tanto una mayor captura de CO_2 (de hasta el 95%).

30

Por otra parte, se observa cómo incrementando la temperatura de carbonatación hasta 680°C se consigue una mayor conversión (por ejemplo un 15% más en el caso de tener una concentración de CO_2 a la entrada de la unidad de calcinación-carbonatación del 30%v/v,) en la carbonatación gracias a un aumento de la extensión

35

de la reacción en la fase difusiva (el comportamiento de la fase cinética es similar). Esto ocurre también en la unidad de calcinación-carbonatación cuando la concentración de CO₂ es del entorno de 15%v/v, siendo en este último caso el efecto más importante (la conversión residual varía un 21%). Esto supone una importante mejora ya que se pueden producir variaciones en la temperatura en el rango de 625-680°C, como consecuencia de defectos puntuales en la transferencia de calor, penalizarían menos en el caso de la presente instalación debido a que el efecto de la temperatura de carbonatación tiene menor influencia.

El calor generado en la carbonatación (reacción exotérmica) es usado para la producción de vapor sobrecalentado que alimenta a un ciclo de potencia secundario (o al mismo ciclo de potencia en el que se encuentra la turbina previamente descrita) en el que se lleva a cabo un ciclo Rankine para la producción de potencia eléctrica. Así, la instalación puede contar hasta con dos unidades de producción de potencia, una unidad de potencia primaria que usa como fuente de calor la energía liberada en la oxidación parcial y una unidad de potencia secundaria que usa el calor liberado en la carbonatación.

A la salida del carbonatador los gases de combustión presentan hasta 95% menos de CO₂ y una temperatura de alrededor de 650°C. Antes de ser vertidos a la atmósfera, los gases pasan a través de un segundo intercambiador de calor gas-gas para precalentar la corriente de agua entrante al generador de vapor secundario y a la corriente de gases de combustión que entra al carbonatador.

A la salida del carbonatador también se tiene una corriente de sólidos (separada de la corriente gaseosa mediante un ciclón situado a la salida del carbonatador). Esta corriente de sólidos se envía al calcinador donde se produce una regeneración del sorbente mediante la reacción de calcinación (reacción endotérmica inversa a la de carbonatación).

Previamente a la entrada del calcinador, la corriente de sólidos que sale del carbonatador se hace pasar por un segundo intercambiador de calor para aumentar su temperatura aprovechando la alta temperatura de los sólidos que salen del calcinador. Este intercambiador de calor sólido-sólido puede configurarse como dos intercambiadores sólidos-gas en serie. Mediante este intercambiador los sólidos salientes del carbonatador (CaCO₃ y CaO que no ha reaccionado) son calentados

hasta una temperatura entorno a los 900°C. En un ejemplo de realización, dada la pérdida de actividad de los sólidos, se puede adicionar caliza “fresca” al sistema (~1-2%) con la consiguiente purga de material ciclado para mantener el balance de masa.

- 5 En el calcinador se establecen como condiciones de operación a presión atmosférica, una concentración de CO₂ elevada y por tanto una temperatura en torno a 950°C para asegurar que la calcinación se produce en su totalidad en tiempos cortos de residencia. Aunque la temperatura de calcinación a presión atmosférica de acuerdo con el equilibrio termodinámico es de 896°C bajo una atmósfera de CO₂ puro, se ha probado experimentalmente que para que la reacción se lleve a cabo con una cinética adecuada a los tiempos de residencia del reactor, la temperatura debe ser superior a 930°C, considerando una atmósfera de CO₂ puro. El calor necesario para llevar a cabo la calcinación, y para aumentar la temperatura de los sólidos entrando al calcinador hasta la temperatura de calcinación, se obtiene a partir de un proceso de oxicombustión total de carbón in-situ en el calcinador.

En un ejemplo de realización en el que se realiza un proceso de destilación criogénica para la producción de O₂ con una alta pureza (≥95%) esta producción de O₂ causa una importante penalización al proceso (~25% de la potencia consumida total del *Calcium-Looping*). Sin embargo es necesario para generar O₂ de alta pureza de cara al proceso de oxicombustión total, a partir del cual se obtiene a la salida del calcinador una corriente de gases con una concentración de CO₂ de ~75-80%v/v, que se hace pasar por una unidad de purificación (consistente básicamente en la separación de vapor de agua por condensación) para aumentar su concentración de CO₂ hasta ~90-95%v/v. Así la corriente de CO₂ queda lista para su almacenamiento o posterior utilización en otro proceso. En el caso de almacenamiento, el CO₂ debe ser comprimido hasta ~100 bar por ejemplo mediante un proceso de compresión con refrigeración intermedia.

- 30 La principal ventaja de la presente invención es que se consigue una menor penalización energética que los procesos conocidos actualmente de captura de CO₂. Asimismo se tiene un menor consumo de energía específica empleada en la captura de CO₂ en comparación con procesos de captura de CO₂ del estado de la técnica. Como se ha visto previamente, con la instalación descrita se pueden conseguir consumos de 3 MJ/kg CO₂ frente a valores de consumo entorno a 3.5 MJ/kg CO₂ o 4 MJ/kg necesarios por ejemplo

cuando se emplean de forma independiente procesos de *Calcium-Looping* y oxidación respectivamente.

Además en la instalación propuesta la carbonatación es más estable frente a cambios de temperatura en el rango 625-680°C que en el caso del *Calcium-Looping* realizado de forma independiente. También en comparación con dicho procedimiento se obtiene una eficiencia de captura mayor, lo cual implica una menor cantidad de CaO en el lecho del calcinador, con la consiguiente disminución del tamaño y el coste de los reactores.

10 La instalación descrita es escalable desde 1 MWe hasta más de 500MWe.

DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

Para complementar la descripción que se está realizando y con objeto de ayudar a una mejor comprensión de las características de la invención, de acuerdo con un ejemplo preferente de realización práctica de la misma, se acompaña como parte integrante de dicha descripción, un juego de dibujos en donde con carácter ilustrativo y no limitativo, se ha representado lo siguiente:

20 Figura 1.- Muestra un esquema conceptual de la instalación de captura de CO₂.

Figura 2.- Muestra un esquema detallado de la instalación.

REALIZACIÓN PREFERENTE DE LA INVENCION

25 A continuación se describen, con ayuda de las figuras 1 a 2, unos ejemplos de realización de la presente invención.

En la figura 1 se ha representado un esquema de las unidades que forman parte de la instalación y de los flujos que se desplazan entre ellas.

Como se puede ver en dicha figura, la instalación comprende una unidad de separación (1) mediante membranas para producción de una corriente de aire enriquecido en oxígeno a la que entra una primera corriente de aire (2) que sale enriquecida en oxígeno (3) con una concentración de oxígeno de entre 25-50%v/v.

Asimismo la instalación dispone de una caldera (4) para oxidación parcial de un combustible fósil mediante la corriente de aire enriquecido en oxígeno obtenida en la unidad de separación a la que entran la corriente de aire enriquecida en oxígeno (3) y el combustible fósil (5) que se va a quemar y de la que sale una corriente de gases de
5 combustión (6) con entre un 25-60%v/v de CO₂.

Otra unidad esencial de la instalación es una unidad de calcinación-carbonatación (7) para la captura del CO₂ de la corriente de gases de combustión (6) mediante un procedimiento de *Calcium-Looping* y que comprende un carbonatador (8) al que entra
10 la corriente de gases de combustión (6) y del que sale una corriente de gas "limpio" (con una notable menor cantidad de CO₂) (9) y una corriente de sólidos (separada de la corriente de gas purificado (9) preferentemente con un ciclón), y comprende un calcinador (10) al que llega la corriente de sólidos que sale del carbonatador (8), junto con combustible y oxígeno, y del que sale una corriente de CO₂ puro (11) para su
15 compresión, almacenamiento o reutilización. La energía térmica necesaria para llevar a cabo la calcinación se obtiene mediante oxy-combustión total de carbón, biomasa u otro combustible similar.

A modo de ejemplo de la invención, se muestra un proceso de captura de CO₂ mediante la instalación propuesta en una central térmica de carbón de 500MWe. En la
20 figura 1 se ha representado un esquema conceptual de la instalación para facilitar la comprensión del procedimiento. En la figura 2 se ha representado una esquema detallado de la instalación. Los datos más relevantes en cuanto a balances de materia y energía en el sistema se muestran en la tabla 1.

25 En este ejemplo la corriente de aire enriquecida en O₂ a la salida de la unidad de separación mediante membranas (1) es de 281 kg/s con una concentración de O₂ del 38%v/v. Para ello es necesario el procesado de 2810 kg/s de aire considerando un factor de corte de 0.1.

30 En la instalación se asume un consumo energético en el proceso causado por la bomba de vacío y la posterior compresión de la corriente de aire enriquecida en O₂ (3) hasta las condiciones de entrada a la caldera (4) de 90 kWh/tn O₂, consumo equivalente a utilizar una presión de vacío de 0.25 bar.

35

La corriente de aire enriquecida en oxígeno (3) entra en la caldera (4) donde se produce la oxicomustión parcial del combustible fósil (5), que en este ejemplo de realización es de 42.2 kg/s de carbón tipo Pittsburg nº8. A la salida de la caldera (4), la corriente de gases de combustión (6) presenta una concentración de CO₂ del 30%v/v.

5 La eficiencia de la caldera (4) asumida es del 88%, y el flujo másico de O₂ es tal que se obtiene en la corriente de gases de combustión (6) una fracción de O₂ (exceso de oxígeno en la combustión) del 2.5%v/v.

10 Para controlar que la temperatura de llama en el interior de la caldera sea inferior a 1400°C, se impone una recirculación de gases de combustión del 63%. Un compresor a través del que pasa la corriente de recirculación asegura la presión necesaria a la entrada de la caldera. En un ejemplo de realización preferente, a la salida de la caldera se dispone de un primer ciclón para separar cenizas y posibles sólidos no quemados de la corriente gaseosa.

15 El calor liberado en la combustión llevada a cabo en la caldera (4) se emplea en un intercambiador de calor tipo HRSG (12) para producir vapor sobrecalentado en un ciclo de vapor primario (24), donde una corriente de agua (13) precalentada (168°C, 300 bar) se evapora y sobrecalienta hasta alcanzar las condiciones de vapor vivo
20 impuestas (600°C, 290 bar). El ciclo de vapor primario (24) se configura con una etapa de recalentamiento intermedio en un tercer intercambiador (20) en el que una corriente de vapor (21) pasa de 188°C a 620°C, siendo este calor también obtenido por la caldera (4) de oxicomustión. El vapor sobrecalentado producido mediante el calor liberado en la caldera se emplea para obtener energía (26) en una turbina que forma
25 parte de la primera unidad de potencia principal (14).

La presión de condensación del ciclo de vapor primario (24) es de 0.05 bar. Como consecuencia de lo anterior, el ciclo de vapor primario (24) cuenta con una eficiencia termoeléctrica del 45%. La potencia neta resultante del proceso de oxicomustión es
30 de 513 MWe, con un rendimiento del sistema completo del 36,2%. Teniendo en cuenta el rendimiento de la unidad de potencia principal (14) en el caso de combustión con aire tradicional en centrales de carbón, la penalización del proceso realizado en la unidad de separación mediante membranas (1) y la oxicomustión parcial en la caldera (4) es del 1,63%.

35

A la salida de la caldera (4) de oxidación una parte de la corriente de gases es recirculada (28) para mantener la temperatura de llama en la caldera por debajo de 1400°C mientras que 322.9 kg/s de gases de combustión (6) con una concentración de CO₂ del 30%v/v son enviados hacia el ciclo de calcinación-carbonatación. La instalación comprende un sistema de enfriamiento para reducir la cantidad de vapor de agua en la corriente de gases de combustión (6) y para reducir el consumo de energía en un primer compresor (22) dispuesto a la entrada del carbonatador (8) que asegura que dicha corriente de gases de combustión (6) llega al carbonatador (8) con las condiciones de presión requeridas.

10

Para incrementar la temperatura de la corriente de gases de combustión (6) de entrada al carbonatador (8) se dispone de dos intercambiadores de calor gas-gas (24, 25) en serie que, para el calentamiento, usan respectivamente: el calor sensible procedente de la corriente de CO₂ puro (11), comprimida y lista para el almacenamiento después del proceso de *Calcium-Looping* (a la salida del calcinador (10)) y el calor de la corriente de gas purificado (9) a la salida del carbonatador (8) listos para ser vertidos a la atmósfera. Así, la entrada de gases en el carbonatador (8) se produce a una temperatura de 198°C y con una presión de 1.2 bar, suficiente para cubrir las pérdidas de carga que tienen lugar tanto en el reactor de carbonatación como en el ciclón a la salida del carbonatador (el ciclón en el que se separa la corriente de sólidos de la corriente gaseosa que sale del carbonatador).

20

En el carbonatador (8), la corriente de gases de combustión reacciona con un flujo entrante de sólidos (18) de 2535 kg/s (2388 kg/s de CaO mientras que el resto son cenizas y CaSO₄ formados en el proceso) a 670°C proveniente del calcinador (11). Esto supone un ratio de flujo molar de sólidos frente a flujo molar de CO₂ $F_R/F_{CO_2} = 15$.

25

Considerando un inventario de sólidos en el calcinador (8) de 400 tn, la eficiencia de captura obtenida es del 95%. Así, se produce una cantidad de CaCO₃ de 270 kg/s mientras que 2236 kg/s de CaO quedan sin reaccionar. La corriente de gas purificada (9) está compuesta por los gases de combustión a la salida del carbonatador (8) que tienen una fracción molar de 0.02 de CO₂, lo que hace asumible su vertido a la atmósfera tras aprovechar parte de su calor sensible para precalentar la corriente de agua (16) a la entrada de la unidad secundaria de potencia (17) (generador de vapor)

35

hasta 329°C en los segundos intercambiadores de calor (15) y para el precalentamiento de los gases de entrada al carbonatador (8), que son los gases de combustión (6) salientes de la caldera (4), en el primer intercambiador de calor (12).

5 El calor producido en la reacción exotérmica de carbonatación se usa para alimentar un ciclo secundario de vapor (segunda unidad de potencia (17)), obtenido 177 kg/s de vapor sobrecalentado con unas condiciones de vapor vivo de 600°C y 290 bar. En el ciclo de vapor secundario (25) la etapa de recalentamiento se realiza utilizando parte del calor sensible de la corriente de CO₂ puro (11) a 950°C que sale del calcinador
10 (10). Con lo anterior, a partir del ciclo de vapor secundario (25) se obtiene una energía (26) correspondiente a una potencia neta de 288 MWe. Una parte importante de esta potencia eléctrica (~60%) se usa en la unidad de calcinación-carbonatación (7), teniendo lugar el principal consumo en la producción de O₂ necesario para la oxidación parcial del calcinador (8), en el transporte de sólidos y en la compresión
15 del CO₂ capturado para su almacenamiento o uso en otros procesos industriales.

Después de ser separados de la corriente gaseosa, los sólidos (18) son enviados al calcinador (8) para la regeneración del sorbente, pasando previamente por un sistema de intercambio de calor (26) que provoca el aumento de temperatura del entrante de
20 sólidos (18) hasta 912°C a la entrada del calcinador.

Esto reduce notablemente el consumo de combustible destinado a aumentar la temperatura de los reactivos hasta las condiciones necesarias para la calcinación (950°C y presión atmosférica). En el calcinador (8), es necesaria la oxidación de
25 22.3 kg/s de combustible (carbón) para llevar a cabo el calentamiento del CaCO₃ para que tenga lugar la reacción endotérmica de calcinación, mediante la cual se regeneran el sorbente (CaO) que será a continuación enviado al carbonatador (8) para un nuevo ciclo. En otros ejemplos de realización el combustible puede ser diferente a carbón y la fuente de CO₂ puede ser otro tipo de planta de combustible fósil o industrial.

30

En el calcinador (8), para la oxidación se usa una corriente de 59.5 kg/s de O₂ (95%v/v) producida mediante un proceso de destilación criogénica, con un consumo asociado al proceso de 200 kWh/tn O₂ producida.

35 A la salida del calcinador (10) se obtiene una corriente de gases, que se ha referenciado como corriente de CO₂ puro (11), de 203.4 kg/s compuesta

principalmente de CO₂ (90%v/v) y agua (5%v/v). Después de ceder parte de su calor sensible en el recalentamiento del ciclo de vapor secundario mediante un recalentador (27) se hace pasar por un sistema de purificación para eliminar, por condensación, el vapor de agua mientras que el CO₂ se comprime en un compresor (23) hasta 100 bar para su almacenamiento o posterior utilización.

Como consecuencia del proceso llevado a cabo en la unidad de calcinación-carbonatación (7), se obtiene una penalización energética del 6.12%. Esta penalización, unida al 1.63% de penalización provocada por la unidad de separación mediante membranas (1) en la etapa previa a la oxidación parcial en la caldera (4), da lugar a un consumo específico de combustible destinado al sistema de captura en el proceso completo que se lleva a cabo en la instalación de 3.05 MJ/kg CO₂, valor menor al obtenido en procesos de captura de CO₂ mediante oxidación (~4 MJ/kg CO₂) o *Calcium-Looping* (~3.5 MJ/kg CO₂).

En la siguiente tabla se muestran los valores de diferentes parámetros obtenidos empleando una instalación de captura de CO₂ como la descrita.

Tabla 1: Principales resultados de simulación de la instalación de captura de CO₂

	parameter	mOxy-CaL 30
Unidad de separación mediante membranas Caldera (oxidación parcial)	$\dot{m}_{coal} (kg/s)$	46.1
	$\dot{m}_{air} (kg/s)$	0
	$\dot{m}_{O_2}(x_{O_2} = 0.95) (kg/s)$	0
	$\dot{m}_{OEA}(x_{O_2} = 0.38) (kg/s)$	281.02
	γ_{fg}	0.63
	$F_{fg} (kmol/s)$	10.25
	$F_{CO_2} (kmol/s)$	2.84
	v_{CO_2}	0.3
	v_{O_2}	0.025
	η_{boiler}	0.89
	η_{CFPP}	0.362
	<i>net work (MW)</i>	513.59
	<i>Penalty</i>	1.63%
<i>SPECCA (MJ/kg CO₂)</i>	0.55	
Unidad de calcinación-carbonatación	F_R/F_{CO_2}	15
	F_0/F_{CO_2}	0.05
	$\tau (min)$	2.79
	$T_{calc} (^{\circ}C)$	950
	$T_{carb} (^{\circ}C)$	650
	E_{CO_2}	0.950

	$\dot{m}_{coal} (kg/s)$	22.34
	$\dot{m}_{air} (kg/s)$	0
	$\dot{m}_{O_2} (kg/s)$	58.51
	γ_{fg}	0.7
	$\dot{m}_{gas,calc} (kg/s)$	203.38
	$\dot{m}_{CO_2,calc} (kg/s)$	185.43
	x_{CO_2}	0.019
	x_{O_2}	0.032
	$P_{HE,solids}$	698.06
	$\dot{W}_{sec} (MW)$	118.14
	$\dot{W}_{solids} (MW)$	49.73
	$\dot{W}_{ASU} (MW)$	42.13
	$\dot{W}_{comp,CO_2} (MW)$	70.94
	$\dot{W}_{comp,FG} (MW)$	7.37
	η_{int}	0.301
	<i>Penalty</i>	6.12%
	<i>SPECCA (MJ/kg CO2)</i>	2.49
Total	$\dot{m}_{coal,total}$	68.44
	<i>Penalty_{total}</i>	7.75%
	<i>SPECCA_{total} (MJ/kg CO2)</i>	3.05

Dónde:

F_{CO_2}	Flujo molar de CO ₂ entrando en el carbonatador, kmol/h	\dot{W}_{sec}	Potencia neta en el ciclo de potencia secundario, MW
F_O	Flujo molar de caliza "fresca" al sistema kmol/h	\dot{W}_{comp,CO_2}	Potencia compresión CO ₂ , MW
F_R	Flujo molar de sólidos entrando al carbonatador, kmol/h	$\dot{W}_{comp,fg}$	Potencia compresión gases combustión, MW
F_{fg}	Flujo molar gases de combustión entrando al carbonatador, kmol/s	\dot{W}_{solid}	Potencia consumida en el transporte de sólidos, MW
\dot{m}_{Coal}	Flujo másico de carbón, kg/s	x_{CO_2}	Fracción molar de CO ₂
$\dot{m}_{gas,calc}$	Flujo másico de gas entrando en el calcinador, kg/s	x_{O_2}	Fracción molar de O ₂
$P_{HE,solids}$	Intercambio de calor sólido-sólido, MW	η_{boiler}	Rendimiento de la caldera
T_{calc}	Temperatura en el calcinador, °C	η_{CFPP}	Rendimiento de la planta de oxy-combustión de carbón
T_{carb}	Temperatura en el carbonatador, °C	η_{ref}	Rendimiento de la planta de referencia
v_{CO_2}	CO ₂ v/v concentración	η_{int}	Eficiencia del Sistema completo
v_{O_2}	O ₂ v/v concentración	τ	Tiempo de residencia de los sólidos en el carbonatador
\dot{W}_{ASU}	Potencia consumida en la ASU, MW		

REIVINDICACIONES

1.- Instalación de captura de CO₂ caracterizada por que comprende:

- 5 -una unidad de separación (1) mediante membranas, que comprende al menos una membrana, para producción de una corriente de aire enriquecido en oxígeno a la que entra una primera corriente de aire (2) que sale una corriente de aire enriquecida en oxígeno (3) con una concentración de oxígeno de entre 25-50%v/v;
- 10 -una caldera (4) para oxidación parcial de un combustible fósil mediante la corriente de aire enriquecido en oxígeno obtenida en la unidad de separación a la que entran la corriente de aire enriquecida en oxígeno (3) y el combustible fósil (5) que se va a quemar y de la que sale una corriente de gases de combustión (6) con entre un 25-60%v/v de CO₂,
- 15 -una unidad de calcinación-carbonatación (7) para la captura del CO₂ de la corriente de gases de combustión (6) mediante un procedimiento de *Calcium-Looping* y que comprende un carbonatador (8) al que entra la corriente de gases de combustión (6) y una corriente de sólidos ricos en CaO procedentes del calcinador(18) y del que sale una corriente de gas purificado (9) y una corriente de sólidos ricos en CaCO₃, y comprende un calcinador (10) al que llega la corriente de sólidos que sale del carbonatador (8) y una corriente de O₂ para realizar la calcinación mediante oxidación de un combustible, y del que sale una corriente de CO₂ casi puro (11) para su compresión, almacenamiento o reutilización.
- 20

2.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que al menos una membrana de la unidad de separación mediante membranas (1) es una membrana polimérica.

25

3.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 2 caracterizada por que las membranas tienen una selectividad O₂/N₂ de al menos 4 y una permeabilidad de al menos 250 Barrers.

30

4.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que el combustible sólido (5) que entra en la caldera se selecciona entre carbono, gas natural o biomasa.

5.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que la corriente de gases de combustión (6) tienen una concentración de CO₂ superior al 15% v/v.

5 6.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que el carbonatador, el calcinador o ambos son reactores de lecho fluidizado.

7.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que comprende una bomba de vacío entre la unidad de separación (1) y la caldera (4) configurada para crear un vacío que fuerza el paso de la primera corriente de aire (2) a través de la membrana.

8.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que comprende una pluralidad de primeros intercambiadores de calor (12) a través de los que pasa la corriente de gases de combustión (6) para calentar una primera corriente de vapor de agua (13) para ser empleada en una turbina en una unidad de potencia principal (14).

9.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que comprende un compresor a la entrada de la unidad de calcinación-carbonatación (7) a través del que pasa la corriente de gases de combustión (6) antes de entrar en la unidad de calcinación-carbonatación (7).

10.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que comprende unos segundos intercambiadores de calor (15) dispuestos en el carbonatador para calentar una segunda corriente de vapor de agua (16) para ser empleada en una turbina en una unidad de potencia secundaria (17).

11.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que comprende un primer ciclón dispuesto a la salida de la caldera (4) para separar cenizas y sólidos no quemados de la corriente de gases de combustión (6).

12.- Instalación de captura de CO₂ según la reivindicación 1 caracterizada por que el sorbente en el carbonatador (8) es CO.

35

13.- Procedimiento de captura de CO₂ en una instalación de captura de CO₂ como la descrita en una de las reivindicaciones 1 a 12, caracterizado por que comprende las siguientes etapas:

- 5 a) introducir la primera corriente de aire (2) en la unidad de separación mediante membranas (1);
- b) aplicar una diferencia de presión entre los dos lados de la membrana para forzar el paso de la primera corriente de aire (2) a través de dicha membrana;
- c) introducir la corriente de aire enriquecida en oxígeno (3) y el combustible fósil (5) en la caldera (4) y realizar una oxicomustión parcial del combustible fósil (5);
- 10 d) introducir la corriente de gases de combustión (6) en el carbonatador (8) y una corriente de sólidos ricos en CaO;
- e) introducir una corriente de sólidos proveniente del carbonatador ricos en CaCO₃ (8) en el calcinador (10) y O₂ para realizar su calcinación mediante oxicomustión y obtener una corriente de CO₂ de alta pureza (11).

15

14.- Procedimiento según la reivindicación 13 caracterizado por que comprende adicionalmente una etapa f) de condensar el vapor de agua de la corriente de CO₂ de alta pureza (11) y comprimir dicha corriente en un compresor (23).

20

15.- Procedimiento según la reivindicación 13 caracterizado por que comprende una etapa de calentar una primera corriente de vapor de agua (13) en la caldera (4) y una etapa posterior de emplear dicha primera corriente de vapor de agua (13) en la turbina de la unidad de potencia principal (14) para obtener energía eléctrica.

25

16.- Procedimiento según la reivindicación 13 caracterizado por que comprende una etapa de calentar una segunda corriente de vapor de agua (16) en unos segundos intercambiadores de calor (15) del carbonatador (8) y una etapa posterior de emplear dicha segunda corriente de vapor de agua (16) en la turbina de unidad de potencia secundaria (17) para obtener energía eléctrica.

30



- ②¹ N.º solicitud: 201830712
②² Fecha de presentación de la solicitud: 16.07.2018
③² Fecha de prioridad:

INFORME SOBRE EL ESTADO DE LA TECNICA

⑤¹ Int. Cl.: **B01D53/62** (2006.01)

DOCUMENTOS RELEVANTES

Categoría	⑤ ⁶ Documentos citados	Reivindicaciones afectadas
Y	EP 2915779 A1 (KOREA MACH & MATERIALS INST et al.) 09/09/2015, párrafos [0041 - 0114]; figuras.	1-16
Y	US 2010028233 A1 (DREUSCHER HELMUT et al.) 04/02/2010, Párrafos [0034 - 0051]; figuras.	1-16
A	US 2014080071 A1 (KOSS ULRICH et al.) 20/03/2014, párrafos [0033 - 0072]; figuras.	1-16
A	EP 2614877 A1 (ALSTOM TECHNOLOGY LTD) 17/07/2013, Párrafos [0022 - 0056]; figura.	1-16
A	WO 2009137886 A1 (CALIX LTD et al.) 19/11/2009, Reivindicaciones; resumen; figuras.	1-16

Categoría de los documentos citados

X: de particular relevancia

Y: de particular relevancia combinado con otro/s de la misma categoría

A: refleja el estado de la técnica

O: referido a divulgación no escrita

P: publicado entre la fecha de prioridad y la de presentación de la solicitud

E: documento anterior, pero publicado después de la fecha de presentación de la solicitud

El presente informe ha sido realizado

para todas las reivindicaciones

para las reivindicaciones n.º:

Fecha de realización del informe
26.03.2019

Examinador
R. Reyes Lizcano

Página
1/2

Documentación mínima buscada (sistema de clasificación seguido de los símbolos de clasificación)

B01D

Bases de datos electrónicas consultadas durante la búsqueda (nombre de la base de datos y, si es posible, términos de búsqueda utilizados)

INVENES, EPODOC, WPI