

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 650 963**

21 Número de solicitud: 201600519

51 Int. Cl.:

B01D 53/14 (2006.01)

B01D 53/62 (2006.01)

B01J 20/30 (2006.01)

12

SOLICITUD DE PATENTE

A1

22 Fecha de presentación:

20.06.2016

43 Fecha de publicación de la solicitud:

23.01.2018

56 Se remite a la solicitud internacional:

PCT/ES2017/000073

71 Solicitantes:

UNIVERSIDAD DE SEVILLA (100.0%)
Secretariado de transferencia del conocimiento y
emprendimiento, Po. de las Delicias s/n (Pabellón
de Brasil)
41013 Sevilla ES

72 Inventor/es:

VEGA BORRERO , Fernando ;
NAVARRETE RUBIA , Benito ;
CAMINO FERNÁNDEZ , José Antonio;
CANO PALACIOS , Mercedes y
CORTÉS GALEANO , Vicente Jesús

54 Título: **Procedimiento y sistema de separación de CO₂ basado en absorción química**

57 Resumen:

La presente invención se refiere a un procedimiento y sistema de separación de CO₂ basado en la absorción química regenerativa, que consta de un absorbedor donde el CO₂ queda retenido en un líquido absorbente, y de un regenerador donde el CO₂ es liberado, obteniendo un absorbente regenerado que es empleado nuevamente en la unidad de absorción. La invención propone una configuración del proceso global de captura que permite una operación eficaz que reduce de forma significativa los requerimientos energéticos asociados principalmente a la regeneración del absorbente, así como de una menor degradación térmica del mismo.

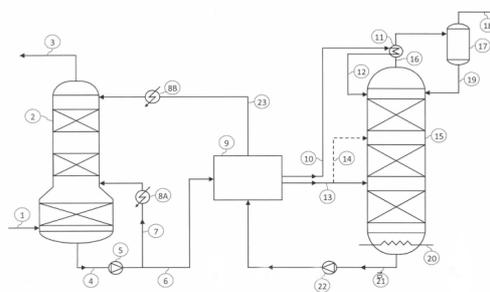


FIG 1

DESCRIPCIÓN**PROCEDIMIENTO Y SISTEMA DE SEPARACIÓN DE CO₂ BASADO EN ABSORCIÓN QUÍMICA****OBJETO DE LA INVENCIÓN**

5

La presente invención se refiere a un procedimiento de separación de CO₂ basado en la absorción química regenerativa, que emplea un absorbedor donde el CO₂ queda retenido en un líquido absorbente, y un regenerador donde el CO₂ es liberado, obteniendo un absorbente regenerado que es empleado nuevamente en el absorbedor. La invención propone una configuración del proceso global de captura que permite una operación más eficaz y, por lo tanto, reduce de forma significativa los requerimientos energéticos asociados principalmente a la regeneración del absorbente, así como de una menor degradación térmica del mismo.

15

ANTECEDENTES DE LA INVENCIÓN

La absorción química regenerativa de gases ácidos ha sido empleada desde los años 30 en numerosos procesos industriales. El proceso básico fue patentado por R. R. Bottoms (Patente US N° 1783901), y a partir de él se han desarrollado a lo largo de los años numerosas configuraciones y/o absorbentes químicos con el objetivo de optimizar el proceso global de separación de CO₂ y, en particular, reducir de forma significativa el consumo energético asociado principalmente a la regeneración del absorbente.

25

También han sido propuestas distintas variantes sobre la disposición tradicional del absorbedor, recogidas en la literatura especializada (Patente US N° 8192530). Por otro lado, la mayor parte de las patentes registradas en este ámbito versan sobre modificaciones aplicadas en el regenerador: aprovechamiento energético del calor sensible de la corriente de salida del regenerado, precalentamiento de los condensados a la entrada del regenerador, evaporación parcial de la amina pobre a la salida del regenerador de modo que se minimice el aporte energético total al calderín de la unidad de regeneración, presurización de la sección superior del regenerador para disminuir el ratio agua/CO₂ en la corriente de *stripping* de la unidad de regeneración, etc. Todas ellas han conducido a importantes reducciones energéticas en la regeneración del absorbente en comparación con la disposición tradicional.

30

En los últimos años, los procesos de separación de CO₂ basados en absorción química han despertado un gran interés a nivel industrial gracias a la posibilidad de ser empleados en el campo de las tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂, principalmente en procesos de producción de energía eléctrica, en la industria del cemento y la producción de acero. Las primeras referencias sobre patentes de aplicación de la absorción química para la mitigación de emisiones de CO₂ a la atmósfera en la literatura especializada datan de mediados de los años 90 (WO 1995/021683). A pesar de ser considerada una tecnología madura en el ámbito industrial, la aplicación de la absorción química para separar CO₂ procedente de gases de combustión y/o de proceso reviste ciertas dificultades que deben ser solventadas para alcanzar su desarrollo a escala comercial, las cuales aún no han sido resueltas de forma eficaz.

Estas dificultades se resumen principalmente en el elevado consumo energético asociado a la regeneración del absorbente y en la degradación que sufre el mismo debido a mecanismos oxidativos y térmicos ocurridos durante el proceso de captura. Estos aspectos hacen que el empleo de una unidad de absorción química en una instalación de producción eléctrica basada en la combustión de combustibles fósiles pueda suponer hasta 10 puntos de pérdida de rendimiento neto en el ciclo de potencia, lo que hace que sea económicamente inviable actualmente su implementación a escala industrial (Pulverized coal oxycombustion power plants. Volume 1: Bituminous coal to electricity, Final report 1291. DOE-NETL, 2007, pags. 5-6).

Respecto a la degradación del absorbente, este parámetro tiene una vital relevancia en la definición de las condiciones operativas en la unidad de regeneración. Según G. T. Rochelle (Rochelle, G. T.; *Current Opinion in Chemical Engineering*, 2012, 1(2): 183–90), el proceso de separación de CO₂ mediante absorción química basado en compuestos de cinéticas rápidas, como ocurre con el uso de aminas primarias y secundarias, se ve favorecido al operar a alta temperatura y alta presión en términos de consumo energético por tonelada de CO₂. Por lo tanto, la temperatura de operación en la unidad de desorción es definida a partir de aquella que produce la máxima degradación admisible en el absorbente, es decir, que los ratios de degradación observados sean compensados por una disminución significativa en el consumo específico por tonelada de CO₂ capturada durante la regeneración del absorbente (Oexmann, J.; Ather, A., *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2010, 4(1), 36-43).

Actualmente, existen diversas compañías licenciatarias de procesos de absorción química a escala comercial aplicados específicamente a la captura de CO₂ en procesos industriales, lo que muestra el interés que estos desarrollos despiertan en el ámbito de la tecnología ambiental y de procesos químicos e industriales donde se requiera de la separación de CO₂ y/o gases ácidos de una corriente de gas.

DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

La presente invención propone una configuración alternativa al sistema tradicional de separación de CO₂ de una corriente de gases mediante absorción química, basado en la optimización de la capacidad cíclica de operación del absorbente empleado mediante una particular disposición de las corrientes que intervienen en el proceso de absorción-desorción de CO₂ y un control muy exhaustivo de las condiciones de operación de las corrientes de entrada al regenerador, principalmente en términos de temperatura y reparto de caudales de alimentación al equipo.

De esta manera, se reduce de forma significativa los consumos energéticos asociados al proceso de regeneración y favorece una menor degradación térmica del absorbente. Esta invención ha sido desarrollada para su aplicación en tecnologías de captura de CO₂ de fuentes estacionarias pero puede ser aplicable para cualquier proceso donde se requiera una separación de gases ácidos de una corriente de gas.

La invención consiste en un proceso y en un sistema de absorción química regenerativa aplicado a la captura de CO₂ de fuentes estacionarias, que permite adecuar el grado de regeneración requerido por el absorbente reduciendo significativamente el consumo energético del proceso. En general, la configuración propuesta tiene como objetivo optimizar la capacidad cíclica en operación del absorbente para conseguir minimizar los requerimientos energéticos en el calderín del sistema absorbedor.

Para lograr este objetivo, la presente invención proporciona un procedimiento para la absorción química regenerativa aplicado a la captura de CO₂ de fuentes estacionarias, que permite adecuar el grado de regeneración del absorbente mediante el uso del sistema descrito, y en el que tiene lugar el tratamiento de las diferentes corrientes

gaseosas generadas.

Por lo tanto, un primer aspecto de la presente invención se refiere a un procedimiento de separación de CO₂ procedente de una corriente de gas, que comprende las siguientes etapas:

5

a) absorción del CO₂ procedente de una corriente gaseosa a tratar a una temperatura preferiblemente inferior a 60°C, preferiblemente de entre 40°C y 60°C, y una presión comprendida en un rango de entre 1 y 1,5 bar, mediante la puesta en contacto en un absorbedor de dicha corriente con una solución absorbente a la que se va a retener el CO₂;

10

b) recirculación de hasta un 75% de la corriente que comprende la solución de absorbente rica en CO₂ procedente de la etapa a) al lecho inferior del sistema de absorción. La operación bajo estas condiciones permite ajustar de manera optimizada el rango de capacidad cíclica de trabajo del absorbente durante la operación;

15

c) desorción del CO₂ en un regenerador de la corriente que comprende la solución absorbente rica en CO₂ procedente de la etapa a) no recirculada a la etapa b) a una temperatura de entre 80°C y 120°C, una presión de entre 1,5 y 5 bar y un caudal de arrastre de vapor de entre 10 y 90% en volumen respecto al caudal de CO₂ desorbido, donde dicha corriente se divide al menos en dos corrientes mediante un tren de intercambiadores de calor, previamente a la entrada del regenerador;

20

d) recuperación de la solución absorbente resultante de la etapa c) al absorbedor de la etapa a).

25

En una realización preferida, el CO₂ se absorbe desde la corriente a tratar en la etapa a) del procedimiento de la invención en la unidad absorbedora desde la fase gas hacia la fase líquida, donde se disuelve y queda enlazado químicamente con el absorbente o solución absorbente. También se pueden emplear absorbentes que operen sólo con mecanismos físicos, y no químicos, de absorción.

30

En una realización preferida, la solución absorbente contenida en la unidad de

absorción comprende un cualquier solución acuosa de absorbentes de CO₂, y más preferiblemente una solución acuosa de un compuesto de base amínica, que puede seleccionarse, aunque sin limitarse a una amina de la lista que comprende monoetanolamina (MEA), trietanolamina (TEA), metildietanolamina (MDEA), diisopropanolamina (DIPA) y diglicolamina (DGA), piperidina (PP), piperacina (PZ), 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP), monometiletanolamina (MMEA), etc., o cualquiera de sus combinaciones.

Es asimismo objeto de la invención el sistema de absorción empleado en este procedimiento que parte de la incorporación fundamental de un absorbedor al que llega el gas a tratar con CO₂, que es absorbido mediante una solución de absorbente, un tren de intercambiadores de calor que acondiciona la temperatura de la solución de absorbente que sale del absorbedor rica en CO₂ y un regenerador, en el que se regenera la solución absorbente liberándola del CO₂, para su reutilización e incorporación nuevamente en el absorbedor.

A partir de esta configuración básica el sistema de esta invención propone en primer lugar la incorporación de una línea de recirculación dirigida al absorbedor que constituye una derivación de la salida de la solución absorbente rica en CO₂, que es parcialmente reconducida al absorbedor al objeto de optimizar la capacidad de absorción de CO₂ del absorbente empleado. En segundo lugar el sistema incorpora un particular tren de intercambiadores de calor que aparte de acondicionar térmicamente la solución rica en CO₂ la divide en al menos dos corrientes que son introducidas en el regenerador en zonas situadas a distintas alturas, estratificando la alimentación al regenerador, lo que provoca una disminución del perfil de temperaturas del regenerador consiguiendo una reducción en el consumo energético asociado a la regeneración del absorbente.

De este modo, el sistema permite reducir significativamente el consumo específico asociado a la regeneración del absorbente en comparación con una configuración convencional del sistema de absorción. Se ha demostrado que el nivel de reducción de consumo es mayor cuanto más concentrado se encuentra el gas ácido en la corriente de gas a tratar.

La invención garantiza, por tanto, una operación del regenerador en un nivel térmico inferior a los propuestos en modos de operación tradicionales. Con ello, se consigue trabajar con una mayor carga o concentración de CO₂ en el absorbente regenerado y, de este modo, desplazar la capacidad cíclica de operación del mismo hacia zonas
5 donde el consumo energético asociado a la desorción del CO₂ sea menor. Asimismo la disminución obtenida en el perfil de temperaturas del regenerador reduce la velocidad de degradación del absorbente asociado a mecanismos térmicos.

DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

10 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
15 ha representado lo siguiente:

Figura 1.- Muestra un esquema del sistema de absorción-desorción de CO₂ de la invención.

20 Figura 2.- Muestra un detalle del tren de intercambiadores de calor.

Figura 3. Muestra un gráfico en el que se representa la entalpía de solubilidad de CO₂ en función de la carga del absorbente expresada en moles de CO₂ por mol de absorbente (absorbente genérico). Se indican de forma genérica la capacidad cíclica
25 de operación para una configuración convencional y una configuración de acuerdo con el sistema de la invención.

REALIZACIÓN PREFERENTE DE LA INVENCION

30 A continuación se describe un modo de realización preferente del sistema objeto de esta invención.

Concretamente en la figura 1 se ha representado el sistema de absorción-desorción de CO₂ que incluye los elementos que se describen a continuación:

- 1.- Corriente de gas a tratar
- 2.- Absorbedor
- 3.- Gas limpio
- 5 4.- Solución absorbente de salida rica en CO₂
- 5.- Primera bomba de impulsión
- 6.- Solución de absorbente rica en CO₂
- 7.- Solución de absorbente rica en CO₂ recirculada
- 8.A.- Primer intercambiador de calor
- 10 8.B.- Segundo intercambiador de calor
- 9.- Tren de intercambiadores
- 10.- Corriente primaria
- 11.- Intercambiador de calor para aprovechamiento energético de la corriente de gas a la salida del regenerador
- 15 12.- Corriente principal de entrada al regenerador de solución de absorbente rica en CO₂
- 13.- Corriente secundaria
- 14.- Corrientes alternativas de entrada al regenerador de solución de absorbente rica en CO₂
- 20 15.- Regenerador
- 16.- Corriente de gas de salida del regenerador
- 17.- Separador de condensados
- 18.- Corriente de gas de alta concentración de CO₂
- 19.- Corriente de condensados
- 25 20.- Calderín
- 21.- Solución de absorbente regenerado pobre
- 22.- Segunda bomba de impulsión
- 23.- Corriente de entrada de solución absorbente regenerada

30 Tal y como se observa en la figura 1 el sistema incorpora un absorbedor (2) que comprende una columna de relleno que puede ser tanto estructurado como no estructurado, y un lecho inferior, donde llega la corriente de gas a tratar (1) que entrará en contacto en el absorbedor (2) con un líquido absorbente que es empleado para retener el CO₂ del gas a tratar (1). El absorbedor (2) incorpora una salida de solución

absorbente de salida rica en CO₂ (4), una entrada para la corriente de entrada de solución absorbente regenerada (23), una corriente de solución de absorbente rica en CO₂ recirculada (7) y una salida por la que se evacúa el gas limpio (3) libre de CO₂.

5 La corriente de entrada de solución absorbente regenerada (23) procedente del regenerador (15), se encuentra a una temperatura que ha sido ajustada a valores próximos a la de la corriente de gas a tratar (1) mediante el uso de un segundo intercambiador de calor (8B).

10 Por otro lado el absorbedor (2) incorpora una entrada de una línea de recirculación de solución de absorbente rica en CO₂ recirculada (7), que es reconducida al lecho inferior del absorbedor (2) con el fin de aumentar la carga del mismo, con intermediación de un primer intercambiador de calor (8A) que enfría su temperatura.

15 En una realización preferida, el diseño del absorbedor (2) requiere de un aumento de la sección en el lecho inferior con respecto al resto de la columna, tal y como se muestra en la Figura 1.

20 Asimismo se observa en la figura 1 que la solución absorbente de salida rica en CO₂ (4) es extraída del absorbedor (2) por la parte inferior del mismo e impulsada mediante una primera bomba de impulsión (5) que impulsa la solución absorbente de salida rica en CO₂ (4) para separarse a continuación en la solución de absorbente rica en CO₂ recirculada (7) y en una solución de absorbente rica en CO₂ (6), que se introduce previamente en el tren de intercambiadores de calor (9).

25 Al tren de intercambiadores de calor (9) le llega la mencionada solución de absorbente rica en CO₂ (6), donde la temperatura de esta corriente es ajustada de forma optimizada antes de ser dividida y dirigida hacia el regenerador (15), así como llega una solución de absorbente regenerado pobre (21) procedente del regenerador (15), y
30 sale del tren de intercambiadores de calor (9) la corriente de entrada de solución absorbente regenerada (23) dirigida al absorbedor (2), así como sale, consecuencia de la referida división de la solución de absorbente rica en CO₂ (6), una corriente primaria (10) y una corriente secundaria (13).

En la figura 2 se observa el tren de intercambiadores de calor (9) que comprende los siguientes elementos:

- 6.- Solución de absorbente rica en CO₂
- 5 9.- Tren de intercambiadores
- 10.- Corriente primaria
- 13.- Corriente secundaria
- 13.A.- Alternativa de extracción del primer intercambiador de corriente secundaria de entrada al regenerador de solución de absorbente rica en CO₂
- 10 13.B.- Alternativa de extracción del segundo intercambiador de corriente secundaria de entrada al regenerador de solución de absorbente rica en CO₂
- 13.C.- Alternativa de extracción de sucesivos intercambiadores de corriente secundaria de entrada al regenerador de solución de absorbente rica en CO₂
- 21.- Solución pobre de absorbente regenerado
- 15 21.A.- Alternativa de alimentación de solución de absorbente regenerado a intercambiadores sucesivos en el tren de intercambiadores
- 21.B.- Alternativa de alimentación de solución de absorbente regenerado al segundo intercambiador en el tren de intercambiadores
- 21.C.- Alternativa de alimentación de solución de absorbente regenerado al primer
- 20 intercambiador en el tren de intercambiadores
- 23.- Corriente de entrada al absorbedor de solución regenerada
- 24.- Primer intercambiador interno del tren de intercambiadores
- 25.- Segundo intercambiador interno del tren de intercambiadores
- 26.- Sucesivos intercambiadores del tren de intercambiadores

25

El tren de intercambiadores (9) representado en la figura 2 comprende una serie de N intercambiadores de calor internos (24, 25, 26), preferiblemente de entre 2 a 4 intercambiadores de calor, donde la solución de absorbente rica en CO₂ (6) es calentada a distintos niveles mediante el uso de la solución pobre de absorbente regenerado (21) procedente del fondo del regenerador (15). La corriente de solución de absorbente rica en CO₂ (6) es dividida en dos corrientes principales. La corriente primaria (10) es calentada mediante el uso de todos los intercambiadores de calor internos (24, 25, 26), mientras que la corriente secundaria (13) puede ser extraída a la salida de cada uno de los intercambiadores internos, dando lugar a unas corrientes

30

interiores (13A, 13B, 13C). La corriente de solución pobre de absorbente regenerado (21) puede ser a su vez dividida en distintas subcorrientes, denominadas (21A, 21B, 21C), para conseguir un ajuste aún más preciso del nivel térmico de la corriente primaria de solución rica (10) y, por ende, del perfil de temperaturas del regenerador (15).

5

El reparto de la solución de absorbente rica en CO₂ (6) entre la corriente primaria (10) y la corriente secundaria (11) se establece, preferentemente, en el rango de entre 0,25 y 0,75. La corriente primaria (10) es precalentada a continuación en un segundo intercambiador (11) de contacto indirecto usando la corriente de salida del regenerador (16), a una temperatura superior a 100°C, dando lugar a una corriente principal de entrada al regenerador (12).

10

Al regenerador (15) le llega la corriente del absorbedor (2) a diferentes alturas y temperaturas, de modo que se consigue ajustar de forma óptima el grado de regeneración del absorbente.

15

La corriente principal de entrada al regenerador (12) es introducida en la parte superior del regenerador (15). Por otro lado, la corriente secundaria (13) es introducida a una temperatura inferior a la fijada para la corriente primaria (10) en un lecho intermedio del regenerador (15), consiguiendo un perfil de temperaturas que optimice los requerimientos energéticos del proceso global de captura. La corriente secundaria (13) puede a su vez dividirse en otra corriente adicional (14) para ser alimentada a distintas alturas del regenerador (15).

20

25

Esta configuración permite obtener una regeneración parcial del absorbente, desplazando la capacidad cíclica del mismo hacia zonas de menor requerimiento energético de la desorción de CO₂. La energía necesaria para que la regeneración del absorbente ocurra se aporta al regenerador (15) mediante un calderín (20) usando preferiblemente vapor como fluido de trabajo.

30

Por otro lado, la corriente de salida (16) por la parte superior del regenerador, compuesta principalmente por CO₂ y vapor de agua, es introducida en un separador (17), donde se obtiene la corriente de alta concentración de CO₂ saturada en agua

(18) y una corriente de condensados (19), que es posteriormente recirculada al regenerador (15).

5 Finalmente, la solución pobre de absorbente regenerado (21) es extraída de la parte inferior del regenerador (15) e impulsada mediante una segunda bomba (22) hacia el tren de intercambiadores (9) previamente a su reincorporación al sistema de absorción (23).

10 El regenerador (15) trabaja preferentemente en un rango de presiones comprendido de entre 1,5 y 5 bar, y a una temperatura máxima inferior a 120°C, más preferentemente, en un rango de temperatura comprendido de entre 100°C y 120°C, de modo que se garantiza una menor degradación del absorbente.

15 A continuación se ilustra la invención mediante unos ensayos realizados por los inventores, que pone de manifiesto la especificidad y efectividad del procedimiento de la invención para la captura de CO₂.

20 Particularmente, se ha realizado un proceso de separación de CO₂ de una corriente de gas sintético en una unidad a escala laboratorio en base a dos configuraciones operativas que corresponden por un lado a una configuración convencional y por otro a una configuración de acuerdo con el sistema de la invención.

25 De esta manera, se ha utilizado un caudal de gas sintético de 7 L/min, con una composición de 60%v/v CO₂, saturada en vapor de agua y completada con N₂. Se ha utilizado monoetanolamina en solución acuosa al 30%p/p como absorbente, por ser absorbente de referencia. La cantidad total de absorbente utilizada en el sistema es de 2 L. La absorción de CO₂ se realiza a una presión de 1 atm y temperatura de 50°C en una columna de 3 cm de diámetro y 2 m de altura usando como lecho de absorción anillos cerámicos Raschig de 6 mm. La regeneración del absorbente se realiza a una
30 presión de 2 bar en una columna de 3 cm de diámetro y 1 m de altura usando anillos Raschig de acero inoxidable 316L de 6 mm.

La configuración convencional ha consistido en disponer de una tasa de recirculación en el absorbedor de 0 (7), un único intercambiador de calor interno (24) compone el

tren de intercambiadores (9) y la alimentación al regenerador (15) se realiza mediante el uso de una única corriente primaria (10) introducida por la parte superior del regenerador (15). El caudal de absorbente fue fijado en 7,01 kg/h, lo que corresponde con un ratio L/G igual a 12, siendo la temperatura de entrada al absorbedor 49°C.

5

La configuración de la invención ha empleado una recirculación parcial de la corriente de solución de absorbente rica en CO₂ recirculada (7), un tren de intercambiadores (9) compuesto por intercambiadores de calor internos (24, 25), y se ha repartido la corriente de entrada al regenerador en dos corrientes: un corriente primaria (10) en la parte superior del regenerador (15) y una corriente secundaria (13) en la zona intermedia del regenerador (15). Esta corriente secundaria (13) fue extraída a la salida del primer intercambiador de calor interno (24) del tren de intercambiadores (9). El caudal de absorbente fue fijado en 8,18 kg/h, lo que corresponde con un ratio L/G igual a 14, siendo la temperatura de entrada del gas al absorbedor 47°C.

15

Las condiciones operativas y los resultados obtenidos más relevantes se resumen en la Tabla 1. La operación mediante el procedimiento de la invención permitió aumentar la capacidad cíclica del absorbente y el rendimiento de separación de CO₂ durante la operación de separación gracias a una mayor carga del absorbente rico en la etapa de absorción. Este aumento de carga se debe principalmente a la recirculación de parte de la solución de absorbente rica en CO₂ recirculada (7). La estratificación de la alimentación en el regenerador (15) provocó una disminución del perfil de temperaturas en el regenerador (15) y, por lo tanto, una solución pobre más cargada en CO₂. Este desplazamiento en la capacidad cíclica de operación del absorbente permitió que el uso de la nueva configuración consiguiera una reducción del 11% el consumo específico de energía asociada a la regeneración del absorbente, produciendo un beneficio neto con respecto a la configuración tradicional de este tipo de procesos. Además, el menor nivel térmico obtenido en el regenerador favorece la reducción de la degradación del absorbente asociada a mecanismos térmicos.

30

Tabla 1

		Unidades	Configuración		
			Convencional	Invencción	
Parámetros Operacionales					
Absorbedor	Ratio L/G		kg/kg	12	14
	Tasa de recirculación		%	-	20
Regenerador	Temperatura fondo		°C	120	118
	Alimentación primaria	Caudal	kg/h	7,01	5,73
		Temperatura	°C	112	108
	Alimentación secundaria	Caudal	kg/h	-	2,45
		Temperatura	°C	-	100
Reparto en tren (21C/21B)			-	100/0	80/20
Resultados					
Carga absorbente pobre			mol CO ₂ / mol absorbente	0,15	0,19
Carga absorbente rico			mol CO ₂ / mol absorbente	0,34	0,41
Capacidad cíclica			mol CO ₂ / mol absorbente	0,19	0,22
Rendimiento captura CO ₂			%	96	98
Consumo específico de CO ₂ capturado			GJ/t CO ₂	4,55	4,05

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento de separación de CO₂ de una corriente de gas basado en absorción química, que comprende las siguientes etapas:

5

a) absorción del CO₂ procedente de la corriente gaseosa a tratar a una temperatura de entre 40°C y 60°C y una presión en un rango de entre 1 y 1,5 bar, mediante la puesta en contacto en un absorbedor de dicha corriente con una solución absorbente en la que se va a retener el CO₂;

10

b) recirculación al absorbedor de hasta un 75% de la corriente que comprende la solución absorbente rica en CO₂ procedente de la etapa a);

15

c) desorción del CO₂ en un regenerador de la corriente que comprende la solución absorbente rica en CO₂ procedente de la etapa a) no recirculada a la etapa b) a una temperatura de entre 80°C y 120°C, una presión de entre 1,5 y 5 bar y un caudal de arrastre de vapor de entre 10 y 90% en volumen respecto al caudal de CO₂ desorbido, donde dicha corriente se divide al menos en dos corrientes mediante un tren de intercambiadores de calor, previamente a la entrada del regenerador;

20

d) recuperación de la solución absorbente resultante de la etapa c) al absorbedor de la etapa a).

25

2.- Procedimiento según la reivindicación 1 donde el CO₂ de la corriente gaseosa a tratar en la etapa a) se transfiere a la fase líquida donde se disuelve y se enlaza químicamente al absorbente.

30

3.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde el caudal recirculado de la etapa b) alcanza entre un 25% y un 75% del total de la solución rica en CO₂ procedente de la etapa a).

4.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la recirculación de la corriente procedente de la etapa b) tiene lugar en el lecho inferior del absorbedor de la etapa a).

5.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde las corrientes procedentes de la etapa c) son introducidas en zonas situadas a distintas alturas del regenerador de la etapa d).

5 6.- Sistema para la realización del procedimiento descrito en una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende:

un absorbedor (2) que comprende una columna de relleno y un lecho inferior, que dispone de:

10 una entrada donde llega la corriente de gas a tratar (1) que entrará en contacto en el absorbedor (2) con un líquido absorbente que es empleado para retener el CO₂ del gas a tratar (1),

una salida de corriente de solución absorbente rica en CO₂ (4),

una entrada de corriente de solución absorbente regenerada (23),

una entrada de corriente de solución absorbente rica en CO₂ recirculada (7), y

15 una salida por la que se evacúa el gas limpio (3) libre de CO₂,

un regenerador (15)

al que le llega una corriente principal de entrada al regenerador (12) de absorbente rico en CO₂,

del que parte una corriente de salida de absorbente regenerado pobre (21), y

20 una corriente de salida (16) compuesta principalmente por CO₂ y vapor de agua, y

que comprende un calderín (20) que genera la energía necesaria para la regeneración del absorbente,

un tren de intercambiadores de calor (9) situado entre el absorbedor (2) y el
25 regenerador (15)

al que le llega la solución de absorbente rica en CO₂ (6),

así como le llega una solución de absorbente regenerado pobre (21) procedente del regenerador (15), y

le sale una corriente de entrada de solución absorbente regenerada (23) dirigida al absorbedor (2), y

30 le sale una corriente de absorbente rico en CO₂ que se dirige al regenerador (15),

caracterizado por que el absorbedor (2) comprende adicionalmente una entrada de una línea de recirculación de solución de absorbente rica en CO₂ recirculada (7), que es

reconducida al lecho inferior del absorbedor (2) con el fin de aumentar la carga del mismo, con intermediación de un primer intercambiador de calor (8A) que enfría su temperatura.

5 7.- Sistema de acuerdo con la reivindicación 6 caracterizado por que dentro del tren de intercambiadores de calor (9) la corriente de solución de absorbente rica en CO₂ (6) se divide en una corriente primaria (10) y en una corriente secundaria (13), en el que ambas son dirigidas respectivamente a la parte superior y al lecho intermedio del regenerador (15).

10

8.- Sistema de acuerdo con la reivindicación 7 caracterizado por que el reparto de la corriente de solución de absorbente rica en CO₂ (6) entre la corriente primaria (10) y la corriente secundaria (13) se establece en el rango de entre 0,25 y 0,75.

15

9.- Sistema de acuerdo con la reivindicación 7 caracterizado por que comprende adicionalmente un segundo intercambiador (11) de contacto indirecto en el que la corriente primaria (10) es precalentada usando la corriente de salida del regenerador (16), dando lugar a la corriente principal de entrada al regenerador (12).

20

10.- Sistema de acuerdo con la reivindicación 7 caracterizado por que la corriente secundaria (13) se divide en una corriente adicional (14) para ser alimentada a distintas alturas del regenerador (15).

25

11.- Sistema de acuerdo con las reivindicaciones 6 y 7 caracterizado por que el tren de intercambiadores de calor (9) comprenden intercambiadores de calor internos (24, 25, 26) que calientan la corriente primaria (10), y la corriente secundaria (13) se obtiene a partir de corrientes interiores (13A, 13B, 13C) que son extraídas a la salida de cada uno de los intercambiadores internos (24, 25, 26), y porque la corriente de solución pobre de absorbente regenerado (21) puede ser a su vez dividida en distintas subcorrientes (21A, 21B, 21C) que entran en cada uno de los intercambiadores de calor internos (24, 25, 26).

30

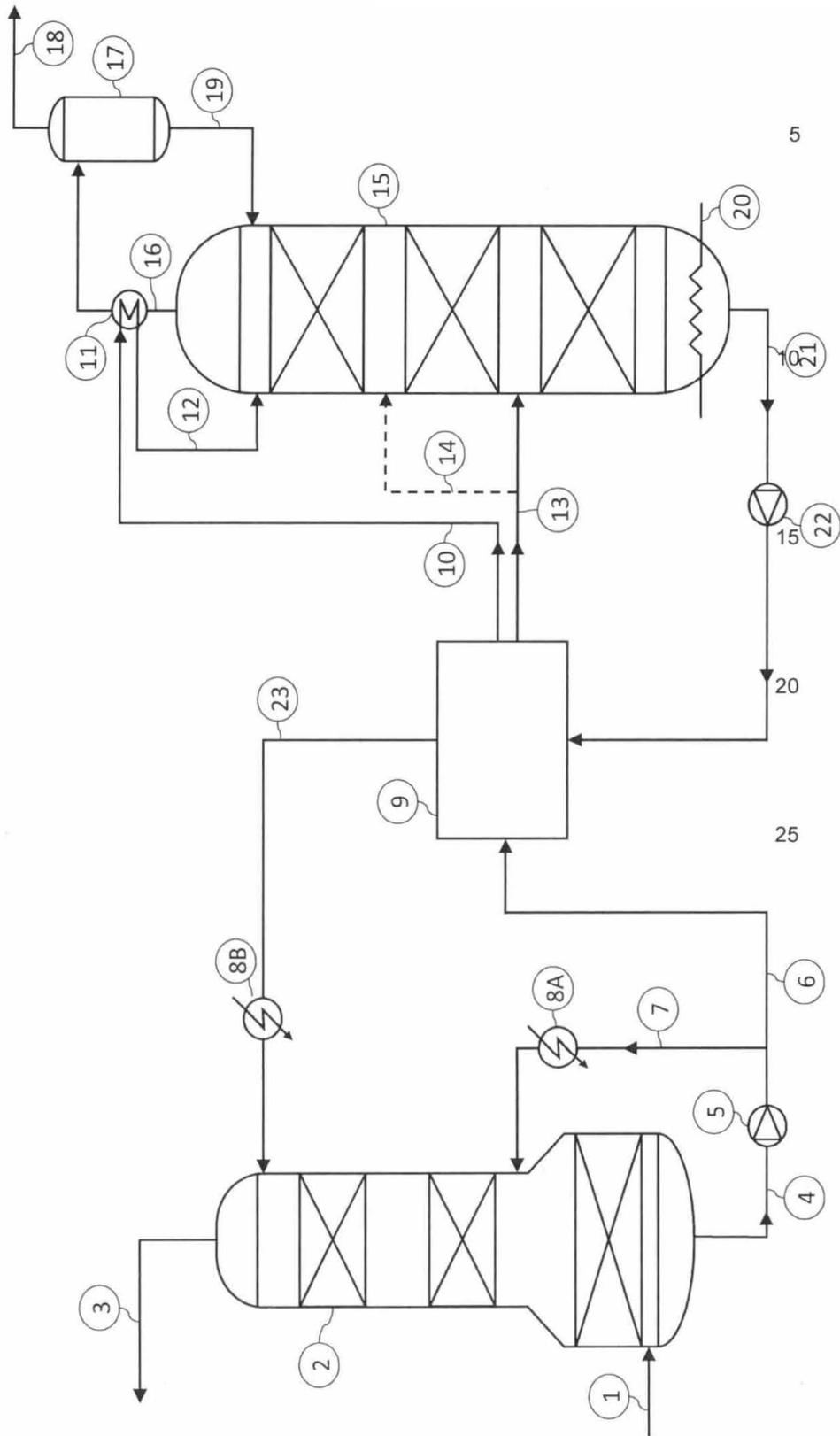


FIG 1

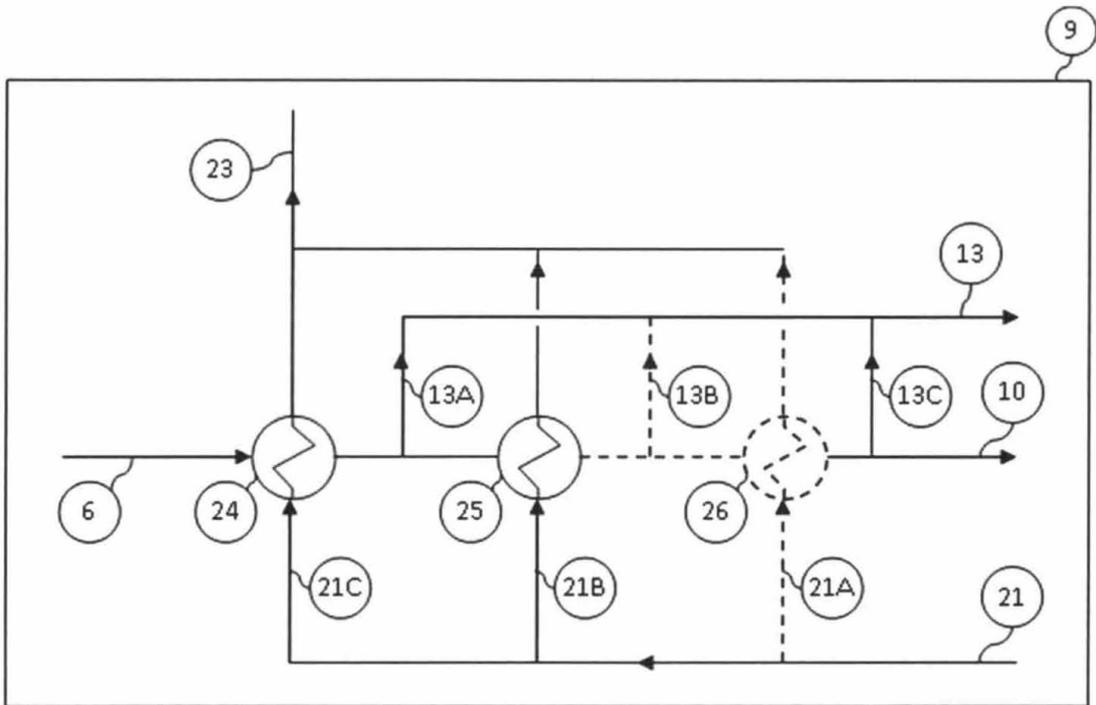


FIG 2

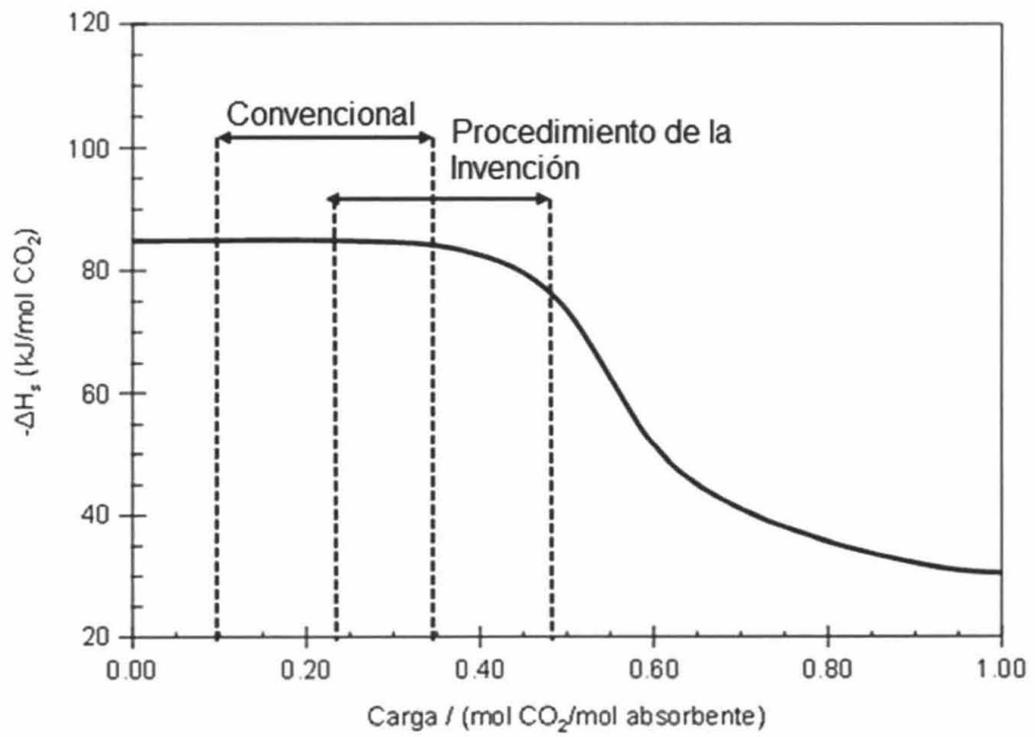


FIG 3