

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 685 768**

51 Int. Cl.:

B01D 53/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **22.04.2013 PCT/EP2013/058288**

87 Fecha y número de publicación internacional: **14.11.2013 WO13167367**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **22.04.2013 E 13719462 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.05.2018 EP 2852453**

54 Título: **Procedimiento para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa**

30 Prioridad:

07.05.2012 DE 102012207509

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

11.10.2018

73 Titular/es:

**EVONIK DEGUSSA GMBH (100.0%)
Rellinghauser Straße 1-11
45128 Essen, DE**

72 Inventor/es:

**SEILER ,MATTHIAS y
WITTHAUT , DANIEL**

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 685 768 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa

La invención se refiere a un procedimiento para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa.

5 En numerosos procesos industriales y químicos se producen corrientes gaseosas que presentan un contenido en CO₂ no deseado, que se debe reducir para la elaboración subsiguiente, para el transporte o para evitar emisiones de CO₂.

10 A escala industrial, para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa se emplean habitualmente disoluciones acuosas de alcanolaminas como medio de absorción. El medio de absorción cargado se regenera mediante calentamiento, descompresión a una presión más reducida o rectificación, desorbiéndose el dióxido de carbono. Tras el proceso de regeneración se puede reutilizar el medio de absorción. Estos procedimientos se describen, por ejemplo, en Rolker, J.; Arlt, W.; "Abtrennung von Kohlendioxid aus Rauchgasen mittels Absorption" en Chemie Ingenieur Technik 2006, 78, páginas 416 a 424, así como en Kohl, A. L.; Nielsen, R. B., "Gas Purification", 5ª ed, Gulf Publishing, Houston 1997.

15 No obstante, estos procedimientos tienen el inconveniente de que, para la separación de CO₂ mediante absorción y subsiguiente desorción, se requiere relativamente mucha energía, y se desorbe de nuevo solo una parte del CO₂ absorbido, de modo que en un ciclo de absorción y desorción no es suficiente la capacidad del medio de absorción.

20 El documento US 7,419,646 describe un procedimiento para la desacidificación de gases de escape, en el que se emplea un medio de absorción que forma dos fases separables entre sí en la absorción del gas ácido. Como compuesto reactivo para la absorción de un gas ácido, en la columna 6 se cita 4-amino-2,2,6,6-tetrametilpiperidina entre otras. El procedimiento del documento US 7,419,646 tiene el inconveniente de que son necesarios aparatos adicionales para la separación de las dos fases que se producen en la absorción.

25 El documento US 2009/0199709 describe un procedimiento similar, en el que se forman y se separan entre sí dos fases separables entre sí tras absorción del gas ácido mediante calentamiento del medio de absorción cargado. También en este caso se cita 4-amino-2,2,6,6-tetrametilpiperidina como compuesto reactivo apropiado para la absorción de un gas ácido.

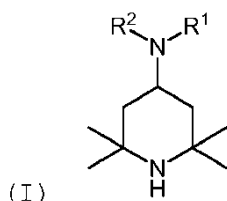
Los documentos FR 2900841 y US 2007/0286783 describen procedimientos para la desacidificación de gases de escape, en los que se separa el compuesto reactivo transformado con CO₂ mediante extracción a partir del medio de absorción cargado. Como compuesto reactivo para la absorción de un gas ácido se cita 4-amino-2,2,6,6-tetrametilpiperidina entre otras.

30 El documento WO 2010/089257 describe un procedimiento para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa, que emplea un medio de absorción que comprende agua y una 4-amino-2,2,6,6-tetrametilpiperidina, pudiendo estar la amina alquilada en el grupo 4-amino. Sin embargo, en el caso de medios de absorción que contienen 4-amino-2,2,6,6-tetrametilpiperidina como medio de absorción se produce fácilmente la precipitación de la sal de carbamato en la absorción de CO₂. El documento WO 2010/089257 describe la adición de disolventes, como sulfolano o líquidos iónicos, para mantener monofásico el medio de reacción y obtener una mayor capacidad de absorción para CO₂.

40 Por lo tanto existe además una necesidad de un procedimiento para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa, con el que se puede obtener una alta capacidad de absorción para CO₂ a una tasa de absorción elevada, y en el que se puede evitar una separación en dos fases líquidas o la precipitación de un producto sólido en la absorción de CO₂ y la regeneración del medio de absorción, también sin adición de un disolvente.

Ahora se descubrió que este problema se puede solucionar mediante el empleo de un medio de absorción que contiene una 4-amino-2,2,6,6-tetrametilpiperidina sustituida en el grupo 4-amino, cuyo sustituyente que se encuentra en el grupo 4-amino porta un grupo funcional apropiado que aumenta la solubilidad en agua.

45 Por lo tanto, es objeto de la invención un procedimiento para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa mediante puesta en contacto de la mezcla gaseosa con un medio de absorción que comprende agua y al menos una amina de la fórmula (I)



donde,

R¹ es un resto $-(CH_2)_n-(XCH_2CH_2)_m-Y-R^3$ con

5 R³ = hidrógeno o resto alquilo con 1 a 6 átomos de carbono,

X e Y, independientemente entre sí, son NR³, oxígeno, SO o SO₂, no siendo R³ hidrógeno para Y = SO y para Y = SO₂ y pudiendo ser Y-R³ un resto N-morfolinilo o un resto N-piperazilo,

n = es 2 a 4,

m = es 0 a 4, y

10 R² es hidrógeno, un resto alquilo con 1 a 6 átomos de carbono o un resto R¹.

Sin embargo, m debe ser distinto de 0 si R² no es un resto R¹, Y es = NR³ e Y-R³ no es un resto N-morfolinilo ni un resto N-piperazilo.

En la fórmula (I), X e Y son NR³ u oxígeno independientemente entre sí.

15 En una forma de realización especialmente preferente, en la fórmula (I) Y es oxígeno, siendo entonces R³ metilo o hidrógeno de modo especialmente preferente. Aminas de la fórmula (I) especialmente apropiadas para esta forma de realización son 4-(2-hidroxietilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina con R¹ = $-(CH_2)_2OH$ y R² = hidrógeno, 4-[bis(2-hidroxietil)amino]-2,2,6,6-tetrametilpiperidina con R¹, R² = $-(CH_2)_2OH$ y R² = hidrógeno, 4-(2-metoxietilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina con R¹ = $-(CH_2)_2OCH_3$ y R² = metilo, así como 4-(2-hidroxietilaminoetilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina con R¹ = $-(CH_2)_2NH(CH_2)_2OH$ y R² = hidrógeno.

20 En otra forma de realización especialmente preferente, en la fórmula (I) Y-R³ es un resto N-morfolinilo o un resto N-piperazilo. Aminas de la fórmula (I) especialmente apropiadas para esta forma de realización son 4-(2-piperazinoetilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina con R¹ = $-(CH_2)_2Y-R^3$ y Y-R³ = N-piperazilo y 4-(2-morfolinopropilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina con R¹ = $-(CH_2)_3Y-R^3$ y Y-R³ = N-morfolinilo.

En ambas formas de realización especialmente preferentes, en la fórmula (I) m es preferentemente = 0.

25 En el procedimiento según la invención se emplean preferentemente aminas de la fórmula (I), para las que n es = 2 o 3, siendo n = 2 de modo especialmente preferente.

30 Las aminas de la fórmula (I) se pueden producir a partir de triacetona comercial mediante aminación reductiva, haciéndose reaccionar triacetona con una amina de la fórmula R¹R²NH e hidrógeno en presencia de un catalizador de hidrogenación. Para la producción de aminas de la fórmula (I) que contienen un grupo X o Y = SO o SO₂, la aminación reductiva se lleva a cabo preferentemente con una amina R¹R²NH, que presenta un átomo de azufre en lugar del grupo SO o SO₂, y en un paso subsiguiente se oxida el grupo tioéter del producto obtenido con un agente oxidante del grupo SO o SO₂. A tal efecto sirven como agentes oxidantes peróxido de hidrógeno, preferentemente en presencia de un catalizador, como por ejemplo molibdato, así como ácidos peroxycarboxílicos, preferentemente ácido peroxiacético.

35 En el procedimiento según la invención, el contenido en aminas de la fórmula (I) en el medio de absorción asciende preferentemente a un 10 hasta un 60 % en peso, de modo especialmente preferente a un 20 hasta un 50 % en peso. en este caso, el contenido se refiere al medio de absorción sin CO₂ absorbido.

40 En el procedimiento según la invención, adicionalmente a agua y aminas de la fórmula (I), el medio de absorción puede contener uno o varios disolventes físicos que no entran en reacción química con CO₂. En este caso, la proporción de disolventes físicos puede ascender hasta un 50 % en peso. como disolventes físicos (C) entran en consideración sulfolano, amidas de ácido alifáticas, como N-formilmorfolina, N-acetilmorfolina, N-alquilpirrolidonas, en especial N-metil-2-pirrolidona, o N-alquillpiperidonas, así como dietilenglicol, trietilenglicol y polietilenglicoles y sus éteres de alquilo, en especial monobutíler de dietilenglicol. No obstante, el medio de absorción según la invención no contiene ningún disolvente físico preferentemente.

45 En el procedimiento según la invención, el medio de absorción puede contener adicionalmente otros aditivos, como inhibidores de corrosión, aditivos humectantes y antiespumantes.

- 5 En el procedimiento según la invención se pueden emplear como inhibidores de corrosión todas las sustancias que son conocidas por el especialista para la absorción de CO₂ bajo empleo de alcanolaminas como inhibidores de corrosión apropiados, en especial los inhibidores de corrosión descritos en el documento US 4,714,597. En este caso, la cantidad de inhibidores de corrosión se puede seleccionar claramente menor que en el caso de empleo de un medio de absorción habitual que contiene etanolamina, ya que las aminas de la fórmula (I) son claramente menos corrosivas que etanolamina frente a materiales metálicos.
- Como aditivo humectante se emplean preferentemente los agentes tensioactivos no iónicos, agentes tensioactivos zwitteriónicos y agentes tensioactivos catiónicos conocidos por el documento WO 2010/089257 página 11, línea 18 a línea 13, línea 7.
- 10 En el procedimiento según la invención se pueden emplear como antiespumantes todas las sustancias que son conocidas por el especialista para la absorción de CO₂ bajo empleo de alcanolaminas como antiespumantes apropiados.
- 15 En el procedimiento según la invención, la mezcla gaseosa puede ser un gas natural, un biogas que contiene metano procedente de una fermentación, un compostaje o una instalación depuradora, un gas de escape de combustión, un gas de escape de una reacción de calcinación, como la combustión de cal o la producción de cemento, un gas residual de un proceso de altos hornos para la producción de hierro, una corriente gaseosa en una refinera o una mezcla gaseosa resultante de una reacción química, como por ejemplo un gas de síntesis que contiene monóxido de carbono e hidrógeno, o un gas de reacción de una producción de hidrógeno mediante reformado con vapor. La mezcla gaseosa es preferentemente un gas de escape de combustión, un gas natural o un biogas.
- 20 Antes de la puesta en contacto con el medio de absorción, la mezcla gaseosa presenta preferentemente un contenido en CO₂ en el intervalo de un 0,1 a un 60 % en volumen, de modo especialmente preferente en el intervalo de un 1 a un 40 % en volumen.
- 25 Además de CO₂, la mezcla gaseosa puede contener otros gases de la serie COS, H₂S, CH₃SH y SO₂. De modo preferente, un gas de combustión se desulfura previamente, es decir, se elimina SO₂ de la mezcla gaseosa con un procedimiento de desulfuración conocido por el estado de la técnica, preferentemente mediante un lavado de gases con lechada de cal, antes de llevar a cabo el procedimiento según la invención.
- 30 Para el procedimiento según la invención se pueden emplear todos los aparatos apropiados para la puesta en contacto de una fase gaseosa con una fase líquida, para poner en contacto la mezcla gaseosa con el medio de absorción. Preferentemente se emplean lavadores de gases o columnas de absorción conocidos por el estado de la técnica, a modo de ejemplo contactores de membrana, lavadores de corriente radial, lavadores de chorro, lavadores Venturi, lavadores pulverizadores de rotación, columnas de cuerpos de relleno, columnas de empaquetadura o columnas de platos. De modo especialmente preferente se emplean columnas de absorción en funcionamiento en contracorriente.
- 35 En el procedimiento según la invención, la absorción de CO₂ se lleva a cabo preferentemente a una temperatura en el intervalo de 0 a 80°C, de modo especialmente preferente 20 a 60°C. En el caso de empleo de una columna de absorción en funcionamiento en contracorriente, la temperatura del medio de absorción asciende de modo especialmente preferente a 30 hasta 60°C en la entrada en la columna, y a 35 hasta 80°C en la salida de la columna.
- 40 La absorción de CO₂ se lleva a cabo preferentemente a una presión de mezcla gaseosa en el intervalo de 0,5 a 90 bar, de modo especialmente preferente 0,9 a 30 bar. En este caso, la presión parcial de CO₂ en la mezcla gaseosa se sitúa preferentemente en el intervalo de 0,1 a 10 bar antes de la absorción. Una absorción de CO₂ a partir de gas natural se lleva a cabo preferentemente a una presión de mezcla gaseosa en el intervalo de 5 a 90 bar, de modo especialmente preferente 10 a 80 bar. Una absorción de CO₂ a partir de un gas de escape de combustión se lleva a cabo preferentemente a una presión de mezcla gaseosa en el intervalo de 0,8 a 1,5 bar, de modo especialmente preferente 0,9 a 1,1, para no tener que comprimir previamente el gas de escape de combustión.
- 45 En una forma preferente de realización del procedimiento según la invención, el CO₂ absorbido en el medio de absorción se desorbe de nuevo mediante aumento de la temperatura y/o reducción de la presión, y el medio de absorción se emplea de nuevo para la absorción de CO₂ tras su desorción de CO₂. Mediante tal proceso ciclo de absorción y desorción, el CO₂ se puede separar completa o parcialmente a partir de la mezcla gaseosa, y mantener separado de otros componentes de la mezcla gaseosa.
- 50

Alternativamente al aumento de temperatura o a la reducción de presión o adicionalmente a un aumento de temperatura y/o una reducción de presión, también se puede llevar a cabo una desorción mediante rectificación del medio de absorción cargado con CO₂ con un gas.

5 Si en la desorción de CO₂ también se elimina adicionalmente agua del medio de absorción, en caso dado, al medio de absorción se puede añadir aún agua antes de la reutilización para la absorción.

Para la desorción se pueden emplear todos los aparatos que son conocidos por el estado de la técnica para la desorción de un gas a partir de un líquido. La desorción se lleva a cabo preferentemente en una columna de desorción. Alternativamente, la desorción de CO₂ se puede llevar a cabo también en una o varias etapas de evaporación flash.

10 La desorción se lleva a cabo preferentemente a una temperatura del medio de absorción en el intervalo de 50 a 200°C, de modo especialmente preferente 80 a 180°C. En este caso, la temperatura en la desorción se sitúa preferentemente al menos 20°C, de modo especialmente preferente al menos 50°C por encima de la temperatura en la absorción. De modo especialmente preferente, la absorción se lleva a cabo a una temperatura en el intervalo de 0 a 80°C y la desorción se lleva a cabo a una temperatura más elevada, en el intervalo de 50 a 200°C.

15 En una desorción mediante reducción de la presión, la desorción de CO₂ se lleva a cabo preferentemente a una presión total en la fase gaseosa en el intervalo de 0,01 a 10 bar, en especial 0,1 a 5 bar. En este caso, la presión en la desorción se sitúa preferentemente al menos 1,5 bar, de modo especialmente preferente 4 bar por debajo de la presión en la absorción, y del modo más preferente se sitúa a presión atmosférica. De modo especialmente preferente, la absorción se lleva a cabo a una presión en el intervalo de 0,8 a 90 bar y la desorción a una presión menor, en el intervalo de 0,01 a 10 bar.

20 Con el procedimiento según la invención, mediante el empleo de aminas de la fórmula (I) se puede conseguir simultáneamente una alta capacidad de absorción para CO₂ y una tasa de absorción suficientemente elevada para una aplicación técnica. Mediante el empleo de aminas de la fórmula (I), en la absorción de CO₂ se puede evitar de manera segura una precipitación de un producto sólido también sin adición de un disolvente, y en la desorción de CO₂ se puede evitar una separación de fases del medio de absorción en dos fases líquidas. Por lo tanto, el procedimiento según la invención se puede emplear también sin interferencias en instalaciones de estructura sencilla, como se emplean en el estado de la técnica para el lavado de gases con disoluciones acuosas de etanolamina, y en este caso alcanza un rendimiento de absorción para CO₂ mejorado en comparación con etanolamina. Además, la descarga de agente de absorción en la desorción es menor que con etanolamina.

25 30 En una forma preferente de realización del procedimiento según la invención, la desorción se efectúa en primer lugar mediante reducción de presión en una o varias etapas de evaporación flash sucesivas, seguida de rectificación con un gas inerte, como por ejemplo aire o nitrógeno, en una columna de desorción. En las últimas etapas de evaporación flash, la presión se reduce preferentemente a 1 hasta 5 bar, de modo especialmente preferente a 1 hasta 2 bar. La rectificación en la columna de desorción se efectúa preferentemente a una temperatura del medio de absorción en el intervalo de 60 a 100°C. Mediante la combinación de evaporación flash y rectificación se puede obtener un menor contenido residual de medio de absorción en CO₂ tras desorción con baja demanda de energía. De este modo se puede disminuir la cantidad necesaria de medio de absorción en el proceso total, y reducir la demanda de energía térmica para la desorción de CO₂.

Los siguientes ejemplos ilustran la invención, pero sin limitar el objeto de la invención.

40 Ejemplos

Para la determinación de la carga de CO₂, del aumento de CO₂ y de la tasa de absorción relativa se dispusieron 150 g de medio de absorción constituido por 45 g de amina y 105 de agua en un depósito termostatzable con refrigerante de reflujo superpuesto y refrigerado a 3°C. Tras calentamiento a 40°C, o bien 100°C, se condujo a través de una frita en el fondo del depósito una mezcla gaseosa constituida por un 14 % en volumen de CO₂, un 80 % en volumen de nitrógeno y un 6 % en volumen de oxígeno con una tasa de flujo de 59 l/h a través del medio de absorción, y se determinó la concentración de CO₂ en la corriente gaseosa saliente del refrigerante de reflujo a través de la absorción IR con un analizador de CO₂. Mediante integración de la diferencia del contenido en CO₂ en la corriente gaseosa introducida y en la corriente gaseosa saliente se determinó la cantidad de CO₂ absorbido y se calculó la carga de equilibrio del medio de absorción con CO₂. El aumento de CO₂ se calculó como diferencia de las cantidades de CO₂ absorbidas a 40°C y 100°C. A partir de la pendiente de la curva de concentración de CO₂ en la corriente gaseosa saliente para el aumento de concentración de un 1 % en volumen a un 12 % en volumen se determinó una tasa de absorción relativa de CO₂ en el medio de absorción. Las aminas analizadas se citan en la Tabla 1 con las cargas de equilibrio determinadas de este modo a 40 y 100°C en moles de CO₂ / moles de amina, el

aumento de CO₂ en moles de CO₂ / moles de amina, la tasa de absorción relativa de CO₂ referida al ejemplo 1 con un 100 % y el punto de ebullición de la amina.

5 Para la determinación de la temperatura de disgregación se calentó lentamente el medio de absorción en un recipiente de vidrio cerrado a prueba de presión hasta que se pudo identificar una turbidez o separación en dos fases líquidas. Una entrada caracterizada con el símbolo > significa que hasta esta temperatura no se produjo una disgregación, y el ensayo se concluyó a la temperatura indicada por motivos de seguridad.

Las abreviaturas empleadas en la tabla 1 tienen los siguientes significados:

MEA: etanolamina

TAD: 4-amino-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

10 Pr-TAD: 4-(n-propilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

Bu-TAD: 4-(n-butilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

Amina 1:

4-(2-hidroxiethylamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

Amina 2:

15 4-(2-metoxiethylamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

Amina 3:

4-(2-hidroxiethylaminoethylamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

Amina 4:

4-[bis(2-hidroxiethyl)amino]-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

20 Amina 5:

4-(2-piperazinoethylamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

Amina 6:

4-(2-morfolinopropilamino)-2,2,6,6-tetrametilpiperidina

Tabla 1

Ejemplo	Amina	Carga a 40°C en mol/mol	Carga a 100°C en mol/mol	Aumento de CO ₂ en mol/mol	Tasa de absorción relativa en %	Punto de ebullición de amina en °C a presión (en mbar)	Temperatura de disgregación en °C
1*	MEA	0,45	0,22	0,23	100	69 (10)	n.d.
2*	TAD	**	0,54	**	**	79 (10)	n.d.
3*	Pr-TAD	1,53	0,39	1,14	41	102 (14)	70
4*	Bu-TAD	1,38	0,20	1,18	50	251 (1013)	45
5	Amina 1	1,15	0,39	0,76	27	142 (11)	> 90
6	Amina 2	1,13	0,33	0,80	34	117 (12)	116
7	Amina 3	1,56	0,64	0,92	52	166 (3)	> 120
8	Amina 4	1,14	0,37	0,77	28	194 (10)	> 90
9	Amina 5	1,70	0,79	0,91	75	123 (5)	> 145
10	Amina 6	1,26	0,29	0,97	89	113 (1)	124

* no según la invención

** en la gasificación precipita producto sólido

n.d. no determinada

ES 2 685 768 T3

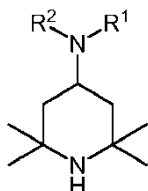
Para los medios de absorción de los ejemplos 1 y 8 se determinó además la tasa de corrosión de acero C22 (número de material 1.0402) en contacto con el medio de absorción mediante medida de la resistencia de polarización potenciodinámica y valoración mediante diagrama de Tafel según el método ASTM G59-97 (2009). Los resultados se reúnen en la tabla 2.

5 Tabla 2

Ejemplo	Amina	Tasa de corrosión en mm/año
1	MEA	1,99
8	Amina 4	0,19

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento para la absorción de CO₂ a partir de una mezcla gaseosa mediante puesta en contacto de la mezcla gaseosa con un medio de absorción, caracterizado por que el medio de absorción comprende agua y al menos una amina de la fórmula (I)



5 (I)

donde,

R¹ es un resto $-(CH_2)_n-(XCH_2CH_2)_m-Y-R^3$ con

R³ = hidrógeno o resto alquilo con 1 a 6 átomos de carbono,

10 X e Y, independientemente entre sí, son NR³, oxígeno, SO o SO₂, no siendo R³ hidrógeno para Y = SO y para Y = SO₂ y pudiendo ser Y-R³ un resto N-morfolinilo o un resto N-piperazilo,

n = es 2 a 4,

m = es 0 a 4, y

15 R² es hidrógeno, un resto alquilo con 1 a 6 átomos de carbono o un resto R¹,

siendo m distinto de 0 si R² no es un resto R¹, Y es = NR³ e Y-R³ no es un resto N-morfolinilo ni un resto N-piperazilo.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado por que X e Y en la fórmula (I) son NR³ u oxígeno independientemente entre sí.

3.- Procedimiento según la reivindicación 2, caracterizado por que Y en la fórmula (I) es oxígeno.

20 4.- Procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado por que R³ en la fórmula (I) es metilo o hidrógeno.

5.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado por que Y-R³ en la fórmula (I) es un resto N-morfolinilo o un resto N-piperazilo.

6.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 3 a 5, caracterizado por que m es = 0 en la fórmula (I).

25 7.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado por que n es = 2 o 3, y preferentemente n es = 2 en la fórmula (I).

8.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 7, caracterizado por que el contenido en aminas de la fórmula (I) en el medio de absorción asciende a un 10 hasta un 60 % en peso, preferentemente a un 20 hasta un 50 % en peso.

30 9.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 8, caracterizado por que la mezcla gaseosa es un gas de escape de combustión, un gas natural o un biogas.

10.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 9, caracterizado por que el CO₂ absorbido en el medio de reacción se desorbe de nuevo mediante aumento de la temperatura y/o reducción de la presión, y el medio de absorción se emplea de nuevo para la absorción de CO₂ tras esta desorción de CO₂.

35 11.- Procedimiento según la reivindicación 10, caracterizado por que la absorción se lleva a cabo en el intervalo de 0 a 80°C y la desorción se lleva a cabo a una temperatura más elevada, en el intervalo de 50 a 200°C.

12.- Procedimiento según la reivindicación 10 u 11, caracterizado por que la absorción se lleva a cabo a una presión en el intervalo de 0,8 a 90 bar y la desorción se lleva a cabo a una presión menor, en el intervalo de 0,01 a 10 bar.