

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 639 370**

51 Int. Cl.:

**B01D 53/14** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.12.2014 E 14197385 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **31.05.2017 EP 3031510**

54 Título: **Un método para la recuperación de dióxido de carbono a partir de un absorbente con un suministro reducido de vapor de separación**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**26.10.2017**

73 Titular/es:

**UNION ENGINEERING A/S (100.0%)  
Snarelosevej 27  
7000 Fredericia, DK**

72 Inventor/es:

**FIND, RASMUS y  
POULSEN, FLENSTED JAN**

74 Agente/Representante:

**LINAGE GONZÁLEZ, Rafael**

**ES 2 639 370 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**

Un método para la recuperación de dióxido de carbono a partir de un absorbente con un suministro reducido de vapor de separación

5 La presente invención se refiere a un método para recuperar gas ácido y, preferentemente, dióxido de carbono, a partir de un absorbente con elevado contenido de gas ácido gaseoso, en el que la energía usada para la separación de absorbente y gas ácido en el procedimiento de separación se reduce mediante el uso de al menos dos columnas de separación que funcionan a presiones diferentes y adicionalmente mediante la reutilización del medio de separación.

**Antecedentes de la invención**

15 Las instalaciones de recuperación de dióxido de carbono son ampliamente usadas para limpiar y/o recuperar dióxido de carbono liberado, por ejemplo, de la combustión de hidrocarburos, fermentación y tratamiento de gases. El dióxido de carbono recuperado puede ser opcionalmente licuado y comercializado como un producto final o utilizado en la producción de una instalación dada.

20 En un sistema típico de absorbedor-regenerador, la recuperación/separación de dióxido de carbono se realiza mediante la introducción del gas de alimentación en un absorbedor, en el que el gas entra en contacto con un disolvente débil que fluye hacia abajo en el absorbedor. El dióxido de carbono es al menos parcialmente absorbido por el disolvente débil y el gas agotado en dióxido de carbono sale del absorbedor para un tratamiento adicional o evacuación.

25 El disolvente que contiene el dióxido de carbono es seguidamente tratado para liberar el dióxido de carbono del absorbente lo más a menudo mediante separación y el dióxido de carbono puede ser recuperado o adicionalmente purificado y el absorbente es reutilizado para separar dióxido de carbono adicional de un gas de entrada.

30 Las tecnologías convencionales disponibles para recuperar el absorbente y el dióxido de carbono, respectivamente, incluyen la separación. El sistema de absorbedor-regeneración permite normalmente un funcionamiento continuo para la recuperación de dióxido de carbono.

35 En el diseño de procedimientos y la determinación de parámetros que dan lugar a un dióxido de carbono de pureza elevada necesaria y, al mismo tiempo, a la velocidad más elevada de provisión de producto, las etapas de purificación adicionales en dirección descendente comprenden a menudo sistemas de bucles abiertos y cerrados, en los que las corrientes con bajo contenido de absorbente, que contienen todavía restos de dióxido de carbono, son adicionalmente tratadas y recicladas para extraer incluso más dióxido de carbono del absorbente. La realización de estos sistemas de bucles facilita así la recuperación y reutilización de corrientes, como absorbente y/o agua, con el fin de reducir los costes y residuos.

40 Sin embargo, el tratamiento adicional para la regeneración de absorbente o extracción de más dióxido de carbono a partir del absorbente requiere también una energía adicional, como para enfriar, calentar y presurizar. En general, el consumo de energía requerido por rendimiento unitario aumenta con la pureza del absorbente, es decir, el consumo de energía requerido para recuperar los últimos restos de dióxido de carbono de una corriente con bajo contenido de absorbente es mayor por rendimiento unitario en comparación con la recuperación de las primeras unidades, por ejemplo, una corriente de absorbente con elevado contenido de dióxido de carbono.

50 Se han descrito varias instalaciones para la recuperación de dióxido de carbono que mejoran la eficacia energética global. El documento US 2013/0055756 se refiere a esta instalación de recuperación, en la que el absorbente con bajo contenido de la torre de regeneración se recircula hacia la parte superior de la torre regeneradora usando un recalentamiento convencional y el gas mixto que sale del separador se comprime y condensa para recircular el disolvente a la torre regeneradora para una recuperación adicional. Se incluye una etapa intermedia de intercambio de calor de condensación en la que el absorbente con bajo contenido y el gas mixto se someten a intercambio de calor. Sin embargo, la eficacia energética está en el sistema de bomba de calor, 6, ubicada en el interior y entre la torre de absorción y la torre de regeneración.

60 El documento WO 2008/063082 describe también un método para la regeneración de dióxido de carbono absorbido, en el que la energía de calor es recuperada del gas de dióxido de carbono. Una corriente de dióxido de carbono absorbida es sometida a un procedimiento de separación creando así una corriente con elevado contenido de dióxido de carbono gaseoso calentada y una corriente líquida de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono. La corriente con elevado contenido de dióxido de carbono gaseoso calentado es sometida a un cierto número de etapas de compresión con adición intermitente de agua de enfriamiento y se recupera calor del gas comprimido usando un intercambiador de calor. La energía recuperada puede ser usada para calentar la corriente líquida de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono en un recalentador de regeneración.

65 El documento WO 2014/005818 describe análogamente un procedimiento para la recuperación de dióxido de

carbono en el que el dióxido de carbono es absorbido desde un gas de alimentación usando un absorbente con bajo contenido y de contenido semibajo. Este absorbente con elevado contenido es recuperado en un regenerador para un absorbente de contenido semibajo y uno bajo.

5 Por tanto, se recupera energía del dióxido de carbono calentado y comprimido y este calor puede ser usado para recalentar una fracción del absorbente con bajo contenido con el fin de disminuir el consumo global de energía del procedimiento de recuperación de dióxido de carbono.

10 Sin embargo, en instalaciones grandes, incluso una disminución menor en el consumo de energía por unidad de rendimiento de dióxido de carbono es de gran interés económico. Por lo tanto, hay una necesidad continuada de diseñar procedimientos y parámetros que den lugar a la recuperación de dióxido de carbono con un consumo inferior de energía. Además, del consumo de energía, hay un aspecto económico igualmente importante en la reducción otros recursos consumidas por rendimiento unitario de dióxido de carbono, como la cantidad de absorbente y/o agua requerida en el procedimiento.

15 Por lo tanto, es un objeto de la presente invención reducir adicionalmente el consumo global de energía de procedimientos de recuperación de gas ácido así como reducir el consumo de recursos adicionales como agua y este es un objeto adicional para proporcionar un procedimiento con flexibilidad en la energía consumida por el procedimiento de separación.

20 **Sumario de la invención**

Los objetivos anteriormente mencionados se consiguen mediante el método de la presente invención, que es para recuperar gas ácido de un absorbente líquido (L1) con elevado contenido de gas ácido que comprende las etapas de:

a. proporcionar el absorbente líquido (L1) con elevado contenido de gas ácido que tiene gas ácido absorbido en el mismo,

30 b. separar el absorbente líquido (L1) con elevado contenido de gas ácido en una primera fracción líquida (L1\_1) con elevado contenido de gas ácido y una segunda fracción líquida (L1\_2) con elevado contenido de gas ácido;

c. separar gas ácido de la primera fracción de la corriente de absorbente (L1\_1) con elevado contenido de gas ácido en una primera columna (A2\_1) de separación que tiene una primera presión, p1, con el fin de proporcionar una primera corriente gaseosa (G1\_1) que contiene gas ácido y una primera corriente líquida de absorbente (L2\_2) con bajo contenido de gas ácido;

40 d. separar gas ácido de la segunda fracción de la corriente le absorbente (L1\_2) con elevado contenido de gas ácido en una segunda columna (A2) de separación que tiene una segunda presión, p2, usando un medio de separación gaseoso (G2) con el fin de proporcionar una segunda corriente gaseosa (G1\_2) que contiene gas ácido y una segunda corriente líquida de absorbente (L2) con bajo contenido de gas ácido,

e. mezclar la primera corriente gaseosa (G1\_1) que contiene gas ácido y segunda corriente gaseosa (G1\_2) que contiene gas ácido para proporcionar una corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido;

45 f. transferir calor desde la corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido a una corriente de fluido (L4) de transferencia de calor con el fin de proporcionar una corriente enfriada (G3) que contiene gas ácido y una corriente calentada (L4');

50 g. separar la corriente calentada (L4') en un medio de separación gaseoso (G4) recuperado y un portador de calor líquido (L5),

h. proporcionar el medio de separación (G4) recuperado directa o indirectamente a la primera columna (A2\_1) de separación que tiene la primera presión p1;

55 en que la primera presión, p1, es inferior a la segunda presión, p2.

60 Con este método se hace circular vapor de separación en un bucle en intercambio con el medio de transferencia de calor que a su vez se hace circular en un segundo bucle. De esta forma, la separación del vapor recuperado de los gases de salida combinados del separador es suministrado para cubrir al menos parte del procedimiento de separación, es decir, en la primera columna de separación, y de esta forma se reduce el calor suministrado externamente. Por tanto, se obtiene una reducción global de energía en la que la energía externa es sustituida con energía del vapor generado a partir del intercambio de calor del gas de salida del separador y un fluido de transferencia de calor. El gas ácido en el primer separador es eficazmente separado del absorbente usando solamente medio de separación recuperado y, consecuentemente, se reducirá considerablemente el calor necesario para recalentar suficiente medio de separación en el segundo separador.

La provisión de dos separadores que funcionan a presiones diferentes y la recirculación de vapor de separación parcialmente recuperado de la corriente gaseosa que contiene gas ácido, implica que se ahorra una cantidad sustancial de energía externa en comparación con procedimientos de la técnica anterior en los que se proporciona el vapor de separación mediante recalentamiento tradicional usando un calor externamente generado.

También, como la primera presión,  $p_1$ , en la primera columna de separación es inferior a la presión,  $p_2$ , en la segunda columna de separación, se puede reducir el grado de presurización del medio de separación. Por tanto, se puede reducir el consumo global de energía en el procedimiento.

Otra ventaja del método de la invención es que permite la flexibilidad en la dirección de las fracciones de la corriente de alimentación (el absorbente con elevado contenido de gas ácido) a uno u otro separador y el ajuste de la presión de los respectivos separadores. Esto es útil dependiendo de si hay una demanda de vapor sobre electricidad y viceversa, es decir, cuando el vapor puede ser usado para la producción de electricidad.

Una ventaja adicional de la invención es que el método proporciona una recuperación óptima de absorbente con bajo contenido.

En una realización particular, la relación de flujo entre la primera fracción de la corriente de absorbente (L1\_1) con elevado contenido de gas ácido y la segunda fracción de la corriente de absorbente (L1\_2) con elevado contenido de gas ácido es de 1:1 a 1:4, preferentemente de 1:2 a 1:3, basada en volumen.

En este ajuste la corriente de alimentación (el absorbente con contenido de gas ácido) se divide con el fin de permitir la separación en la primera columna de separación que tiene la presión inferior que va a ser sometida a separación usando solamente medio de separación recuperado. Por tanto, una fracción grande de la corriente de separación es generada sin proporcionar energía externa para un recalentamiento del separador. Por tanto, además de la reducción en los costes de funcionamiento, el recalentador separador (es decir, correspondiente al tercer intercambiador de calor (A6) conectado a la segunda columna de separación A2) puede ser omitido de la primera columna de separación A2\_1. Lo más preferido es que la primera fracción de la corriente de absorbente con elevado contenido de gas ácido constituya un 30% (volumen/volumen) de la corriente de alimentación, es decir, en el intervalo de 1:2 a 1:3.

En otra realización particular, la primera presión,  $p_1$ , está en el intervalo de 0,6 a 1,5 bares, preferentemente 0,8 a 1,2 bares, como de 0,9, 1,0 ó 1,1 bares.

Todavía en una realización, la segunda presión,  $p_2$ , está en el intervalo de 0,9 a 2,5 bares, preferentemente 1,2 a 2,0 bares, más preferentemente 1,6 a 2,0 bares, como 1,7, 1,8 ó 1,9 bares.

En otras realizaciones, la primera presión es de 0,6 a 1,5 bares y la segunda presión es de 0,9 a 2,5 y, preferentemente, la primera presión es 0,9 bares y la segunda presión es 1,8 bares.

En una realización preferida de la presente invención, se usa el portador de calor líquido (L5) como al menos parte del fluido de transferencia de calor (L4), facilitando así una recuperación adicional del líquido en forma de fluido de transferencia de calor proporcionando un bucle, por ejemplo, de agua/vapor cuando el absorbente es acuoso. Por tanto, una gran parte del fluido de transferencia de calor usado para proporcionar el vapor de separación desde el gas de salida del separador procede de un ciclo abierto interno. Está contemplado que la parte restante del fluido de transferencia de calor puede ser suministrado desde otras partes del procedimiento o ser suministrado externamente.

El absorbente en una realización preferida es acuoso, como una solución acuosa de una alcanolamina.

Preferentemente, cuando el absorbente es acuoso, puede ser una amina con impedimento estérico, como AMP, una alcanolamina como una alcanolamina que tiene de 1 a 3 radicales alcohol, teniendo cada radical alcohol 1, 2 ó 3 átomos de carbono y agua. Ejemplos de alcanolaminas adecuadas son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y trietanolamina (TEA), siendo la MEA el absorbente elegido ya que se ha comprobado que es barato y ha demostrado ser eficaz.

Cuando es acuoso, el fluido de transferencia de calor, el medio de separación recuperado, etc., estará constituido principalmente por agua/vapor. Con el método según la presente invención, se ha demostrado que es posible reducir la cantidad de energía necesaria en este bucle abierto para la recuperación de gas ácido así como ahorrar agua, ya que la necesidad de aportación de agua es mínima.

Consecuentemente, el gas ácido, por ejemplo, dióxido de carbono de la corriente de alimentación y el gas ácido restante en el absorbente con bajo contenido es recuperado parcialmente usando vapor procedente del procedimiento del separador. Esto ahorra energía, ya que tiene que ser recalentado menos absorbente con bajo contenido para proporcionar suficiente medio de separación.

El reciclado del vapor a partir del procedimiento en sí mismo ahorra energía, ya que tiene que ser recalentado menos absorbente con bajo contenido de una manera tradicional usando vapor generado por energía externa para proporcionar suficiente medio de separación.

5 También, el vapor/agua del medio de separación procedente del absorbente acuoso es recirculado y reutilizado. Por tanto, se pueden reducir tanto el agua como la energía necesaria para proporcionar el fluido de transferencia de calor a la temperatura correcta, que está bastante por encima de la ambiental.

10 En términos de la presente invención, el agua y el gas ácido restante en la corriente de absorbente (L2) con bajo contenido son recuperados calentando y se hacen volver a la segunda columna (A2) de separación.

15 La energía para calentar la corriente líquida de absorbente (L2) con bajo contenido de gas de la segunda columna (A2) de separación para proporcionar una corriente de absorbente (L2') con bajo contenido de gas ácido calentada gaseosa/líquida es proporcionada mediante calentamiento tradicional. Sin embargo, según la presente invención, se requiere menos energía de calentamiento para recalentar la corriente líquida de absorbente (L2) con bajo contenido de gas ácido, ya que solamente parte de la corriente de alimentación es proporcionada a la segunda columna (A2) de separación.

20 En una realización, el medio de separación recuperado (G4) es comprimido para proporcionar un medio de separación recuperado comprimido (G4') para ser proporcionado directamente a la primera columna (A2\_1) de separación. Esto asegura una circulación suave del medio de separación recuperado comprimido (G4') en la primera columna de separación sin necesidad de instalación adicional. Por tanto, además de la utilización de la capacidad de calentamiento, la recirculación del medio de separación se facilita mediante la diferencia de presiones.

25 El método según la presente invención facilita por tanto el uso de una fuente alternativa de energía térmica para proporcionar una parte del medio de separación. La fuente de energía térmica es proporcionada por el medio de separación recuperado (G4), que procede de los procedimientos de separación combinados y es recuperado juntamente con la recuperación de la energía térmica de las corrientes gaseosas que contienen gas ácido (G1 y G1\_1) procedentes también de los procedimientos de separación. Consecuentemente, el método de la presente invención facilita una forma de eficacia energética para recuperar gas ácido de un absorbente líquido que contiene gas ácido.

30 Según la presente invención, la transferencia de calor desde la corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido a una corriente de fluido de transferencia de calor (L4) es facilitada por un intercambiador de calor. En una realización, la transferencia de calor en la etapa c. es proporcionada poniendo el fluido de transferencia de calor (L4) en contacto directo con la corriente gaseosa que contiene gas ácido, es decir, por ejemplo, como se observa en la figura 1, G1 (compuesto por G1\_1 y G1\_2) es enfriado para proporcionar la segunda corriente enfriada G3 que contiene ácido y la corriente calentada (L4').

40 El contacto directo de las dos corrientes aumenta la utilización del calor contenido en la corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido, ya que no se absorbe calor en las superficies de la instalación, facilitando el intercambio. Por tanto, un enfriador por contacto directo es una unidad preferida para el enfriamiento de la etapa c. Consecuentemente, la transferencia de calor se realiza de forma que la temperatura de la corriente calentada (L4') sea aproximadamente igual a la temperatura de la corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido y la temperatura de la corriente enfriada (G3) que contiene gas ácido es aproximadamente igual a la temperatura del fluido (L4) de transferencia de calor. La transferencia completa de calor, dependiendo de la diferencia de temperaturas, puede ser obtenida ajustando las dimensiones del enfriador de contacto directo y/o la relación de flujo de las respectivas corrientes. En general, el experto en la técnica será capaz de determinar una altura adecuada de un enfriador para un flujo y temperaturas dados y/o los flujos para una altura y temperaturas dadas.

Puede ser empleado también un intercambio de calor indirecto y las ventajas de la invención se aplicarán igualmente. Sin embargo, se prefiere el intercambio de calor directo.

55 En una realización específica en la que el gas ácido es dióxido de carbono y el caudal de la corriente gaseosa (G1) que contiene dióxido de carbono es 2.400 kg/h, la temperatura es de 102 °C, el caudal del fluido (L4) de transferencia de calor es de 22.000 kg/h y la temperatura del fluido (L4) de transferencia de calor es de 70 °C, la altura del enfriador de contacto directo es de aproximadamente 4 m y el diámetro es de aproximadamente 0,7 m cuando el material de envoltura es de aros de paño (envoltura al azar). Esto proporcionará una transferencia completa de calor desde la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono hasta el fluido de transferencia de calor, proporcionando una corriente enfriada (G3) que contiene dióxido de carbono que tiene una temperatura de aproximadamente 70°C y una corriente calentada (L4') que tiene una temperatura de aproximadamente 102 °C.

65 En los métodos de la técnica anterior, el calor es recuperado normalmente usando intercambiadores de calor indirectos, es decir, en los que los fluidos se mantienen separados con el fin de evitar la mezcla. Cuando se usa un contacto directo, la transferencia de calor puede dar lugar a que la corriente calentada (L4') contenga restos de gas

ácido disuelto en la misma.

- Sin embargo, al enfriar mediante contacto directo, es posible conseguir una recuperación más eficaz del calor presente en la corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido. Consecuentemente, una parte principal del agua presente en la corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido que sale de los separadores se hace volver al primer separador y, consecuentemente, se reduce el consumo global de agua en el procedimiento de recuperación de gas, ya que el agua que se usa en forma de vapor como medio separador es reciclada de una manera muy eficaz. Por tanto, solo es necesaria una adición menor de agua, es decir, menos de 1% (basada en peso) del caudal de alimentación. Además, la disolución de restos de gas ácido en el fluido (L4) de transferencia de calor que resulta de la transferencia de calor por contacto directo no supone una pérdida global de gas ácido. El gas ácido disuelto en el medio de separación recuperado (G4) es fácilmente recuperado en el procedimiento de separación ya que el medio de separación recuperado (G4'), opcionalmente comprimido, es usado en la primera columna (A2\_1) de separación en la que puede ser recuperado gas ácido.
- 15 También, cuando se usa el enfriamiento directo, la caída de presión en la unidad será inferior que cuando se usa un enfriamiento indirecto y, por tanto, la presión de la corriente enfriada (G3) que contiene gas ácido será mayor y el producto final, la corriente (G5) de producto de gas ácido finalmente necesitará menos presurización para ser proporcionada en una forma adecuada para un tratamiento adicional.
- 20 En una realización relativa al uso de un intercambiador de calor por contacto directo, la corriente (G1) que contiene dióxido de carbono es comprimida hasta una corriente (G1') que contiene dióxido de carbono comprimida antes de la etapa c. de transferencia de calor. En una realización adicional que aplica un intercambio de calor directo, la separación de la etapa d. es proporcionada por las etapas de:
- 25 i) despresurizar la corriente calentada (L4') para proporcionar una corriente despresurizada (L4'')
- ii) separar la corriente despresurizada (L4'') sometiendo a evaporación súbita en una primera columna (A9) de evaporación súbita para proporcionar el medio de separación recuperado (G4) y una corriente líquida (L4''');
- 30 iii) despresurizar adicionalmente la corriente líquida (L4''') para proporcionar una segunda corriente despresurizada (L4''''') que tiene una presión que es inferior a la presión de la corriente líquida (L4'''''),
- iv) separar la segunda corriente despresurizada (L4''''') en una tercera unidad (A10) de separación para proporcionar un segundo gas (a) y el portador líquido (L5) de calor;
- 35 v) volver a comprimir el segundo gas (a) para proporcionar un segundo gas (b) nuevamente comprimido;
- vi) alimentar el segundo gas (b) nuevamente comprimido a la primera columna (A9) de evaporación súbita en la que sale de la columna de evaporación súbita como parte del medio de separación recuperado (G4).
- 40 Mediante las etapas proporcionadas, el método de la invención proporciona un medio para proporcionar el medio de separación con un aporte mínimo de energía. Además, haciendo circular agua en el sistema en un bucle cerrado en contacto directo con las corrientes que van a ser tratadas, se minimiza el suministro tanto de agua aportada como de energía adicionalmente necesaria para recalentar el absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono.
- 45 En una realización específica todas las etapas 1-2 y i) a vi) se repiten, preferentemente 2, 3 ó 4 veces. En esta realización, las repeticiones pueden ser en serie y/o en paralelo. La inclusión de más repeticiones de las etapas i) a vi) aumentará la cantidad de vapor adicionalmente.
- 50 Está contemplado también que la transferencia de calor en la etapa c. pueda ser proporcionada mediante un intercambio de calor indirecto en el que, antes de la etapa c. de transferencia de calor, el fluido (L4) de transferencia de calor es despresurizado hasta una presión que es inferior a la presión del portador de calor líquido (L5). De esta forma una realización específica para aplicar un intercambio de calor indirecto a la separación de la etapa d. es proporcionada por las etapas de d.:
- 55 a. separar una corriente calentada (L4') mediante evaporación súbita en una primera columna (A9) de evaporación súbita para proporcionar el medio de separación recuperado (G4) y una corriente líquida (L4''');
- 60 b. despresurizar adicionalmente la corriente líquida (L4''') para proporcionar una segunda corriente despresurizada (L4''''') que tiene una presión que es inferior a la presión de la corriente líquida (L4'''''),
- c. separar la segunda corriente despresurizada (L4''''') en una tercera unidad (A10) de separación para proporcionar un segundo gas (a) y el portador de calor líquido (L5);
- 65 d. volver a comprimir el segundo gas (a) para proporcionar un segundo gas (b) nuevamente comprimido;

e. alimentar el segundo gas (b) nuevamente comprimido a la primera columna (A9) de evaporación súbita en la que sale de la columna de separación por evaporación súbita como parte del medio de separación recuperado (G4).

5 En una realización específica todas las subetapas d.a. a d.e. se repiten, preferentemente, 2, 3 ó 4 veces. En esta realización, las repeticiones pueden ser en serie y/o en paralelo. La inclusión de más repeticiones de las etapas d.a. a d.e. aumentará la cantidad de vapor adicionalmente.

10 Todas las características y variantes que siguen se refieren a las etapas comunes y pueden ser aplicadas igualmente a todas las realizaciones, es decir, independientemente de la transferencia de calor directa o indirecta. Consecuentemente, en una realización, una cualquiera o más de L4', L4'', L4''', L4''''', preferentemente L4'' y/o L4''''', son calentadas mediante una fuente de calor, preferentemente una fuente de calor de bajo índice. El suministro de calor adicional a cualquiera de estas corrientes proporcionará una presión de vapor aumentada de esa corriente particular y, por tanto, dará lugar a un flujo de masa aumentado de G4. El calor en una realización puede ser tomado de la columna de absorción que precede a la etapa de separación.

15 Todavía, en una realización, la corriente líquida de absorbente (L2) con bajo contenido de gas ácido es calentada para proporcionar un absorbente (L2') con bajo contenido de gas ácido calentado gaseoso/líquido que se separa para proporcionar el medio (G2) de separación gaseoso y una corriente de absorbente (L3) líquida recuperada. La corriente de absorbente (L3) líquida recuperada, en una realización adicional es seguidamente enfriada junto con la segunda corriente de absorbente (L2\_2) con bajo contenido de gas líquido y se hace recircular hasta la columna de absorción (A17).

20 De esta forma se reutiliza tanto absorbente como sea posible en el procedimiento de absorción. Preferentemente, el enfriamiento es separado para las corrientes ya que la temperatura de las corrientes no es la misma. Esto ahorrará costes adicionales.

30 Todavía, en una realización, la corriente de absorbente (L3) líquida recuperada es alimentada a la parte superior de la columna de absorción (A17) y la segunda corriente líquida de absorbente (L2\_2) con bajo contenido de gas ácido es alimentada a una parte intermedia de la columna de absorción (A17). Esta realización proporciona una absorción más eficaz ya que el absorbente recirculado es alimentado al absorbedor en un punto en el que la concentración de gas ácido en el absorbente coincide con la concentración de absorbente en el absorbedor. El absorbente recirculado desde la segunda columna (A2) de separación, que es el absorbente recuperado en el limpiador es alimentado a la parte superior del absorbedor, mientras que el absorbente recuperado de la primera columna (A2\_1) de separación, que es proporcionado mediante el uso del medio de separación recuperado, y por tanto contiene pequeñas cantidades de gas ácido, es alimentado a una parte de la columna de absorción en la que el absorbente ha sido parcialmente cargado con gas ácido.

35 En una realización actualmente preferida el gas ácido es dióxido de carbono.

## 40 Figuras

En lo que sigue se describen más en detalle ejemplos de realizaciones según la presente invención con referencia a los dibujos esquemáticos, en los cuales:

45 la figura 1 ilustra el método y la instalación para la recuperación de gas ácido según la invención,

la figura 2 ilustra una sección del método y la instalación con recirculación a una columna de absorción.

## 50 Corrientes y afluentes/efluentes

55 En toda la descripción y las reivindicaciones, las corrientes y afluentes/efluentes están indicados mediante lo siguiente: absorbente líquido templado L0 con elevado contenido de gas ácido/dióxido de carbono; absorbente L1 líquido con elevado contenido de gas ácido/dióxido de carbono; primera fracción líquida L1\_1 con elevado contenido de gas ácido/dióxido de carbono; segunda fracción líquida L1\_2 con elevado contenido de gas ácido/dióxido de carbono; corriente líquida de absorbente L2 con bajo contenido de gas ácido/dióxido de carbono; segundo absorbente líquido L2\_2 con bajo contenido de gas ácido/dióxido de carbono; absorbente L2' con bajo contenido de gas ácido/dióxido de carbono calentado gaseoso/líquido; corriente líquida de absorbente L3 recuperada; fluido de transferencia de calor L4; corriente calentada L4'; corriente L4'' despresurizada; corriente líquida L4'''; segunda corriente despresurizada L4''''; fluido de transferencia de calor calentado o medio L5 de separación condensado; segunda corriente líquida L6; gas G0 de alimentación; G0\_1 gaseosa con bajo contenido de gas ácido/dióxido de carbono; corriente gaseosa G1 que contiene gas ácido/dióxido de carbono; primera fracción de corriente gaseosa G1\_1 que contiene gas ácido/dióxido de carbono; primera fracción comprimida de corriente gaseosa G1\_1' que contiene gas ácido/dióxido de carbono; segunda fracción de corriente gaseosa G1\_2 que contiene gas ácido/dióxido de carbono; medio G2 de separación; corriente enfriada G3 que contiene gas ácido/dióxido de carbono; medio G4 de separación recuperado; medio G4' de separación recuperado y comprimido; corriente G5 de producto de gas ácido/dióxido de carbono; segundo gas a; segundo gas comprimido b.

**Componentes**

5 En toda la descripción y las reivindicaciones los componentes de la instalación se indican mediante lo siguiente:  
 5 primeros intercambiadores de calor A1, A1\_1, A1\_2 y A1\_3; primera columna de separación A2\_1; segunda  
 columna de separación A2; unidad A3 de recuperación de calor; segundo intercambiador de calor A4; primer  
 separador A5; tercer intercambiador de calor A6; segundo separador A7; primera unidad A8 de reducción de  
 presión; unidad A9 de separación por evaporación súbita; tercer separador A10; primera unidad A11 de aumento de  
 10 presión; segunda unidad A12 de aumento de presión; segunda unidad A13 de reducción de presión; unidad  
 mezcladora A14; tercera unidad de aumento de presión A15; segunda unidad de mezcla A16; columna de absorción  
 A17; unidad de división A18.

**Descripción detallada de la invención**

15 Las ilustraciones anejas a la presente descripción deben ser entendidas como una sección de una instalación  
 mayor. Todas las características y variantes de cada una de las realizaciones descritas en la presente memoria  
 descriptiva se aplican igualmente a todas las realizaciones. Consecuentemente, las características detalladas con  
 respecto al método pueden ser aplicadas igualmente a la instalación y viceversa. Por motivos de simplicidad, no se  
 incluyen las instalaciones accesorias en la figura. Sin embargo, un experto en la técnica apreciará fácilmente el tipo  
 20 y las ubicaciones de esta instalación. Como ejemplos de una instalación accesorias se pueden mencionar las  
 conducciones (por ejemplo, conducciones en T cuando son constitutivas de las unidades de mezcla), bombas,  
 válvulas (por ejemplo, válvulas de desviación cuando constituyen las unidades de división), condensadores para la  
 condensación de agua y/o absorbente químico de los gases desechados, medios para el relleno de agua y/o  
 absorbente, etc.

25 En toda la descripción y reivindicaciones las expresiones “con elevado contenido”, “con bajo contenido” y  
 “agotado/a” se refieren a la cantidad, por ejemplo, de dióxido de carbono o absorbente contenida en una corriente  
 específica y la indicación debe ser usada para distinguir entre corrientes diferentes que resultan de las diversas  
 etapas de separación y no deben ser concebidas como relativas unas a otras en una etapa de separación particular.

30 En la siguiente descripción detallada se describirá la invención con referencia a dióxido de carbono como un ejemplo  
 de un gas ácido. La invención no debe limitarse al mismo y todas las realizaciones pueden ser aplicadas igualmente  
 a gases ácidos en general, como CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, SO<sub>2</sub>, etc.

35 Por tanto, el método se describirá seguidamente más en detalle haciendo referencia al dióxido de carbono como el  
 gas ácido y un absorbente acuoso, pero las etapas y características pueden ser aplicadas igualmente a cualquier  
 otro gas ácido y absorbente utilizable en el método de la invención.

40 Haciendo referencia ahora a la Figura 1, se ilustra el método según la invención más en detalle. La ilustración  
 esquemática debe ser concebida como una sección en dirección descendente que sigue a la absorción de gas ácido  
 a partir de una fuente gaseosa. El absorbente con elevado contenido de dióxido de carbono, L0, se muestra en la  
 realización que es calentado en un primer intercambiador de calor A1 para proporcionar una corriente líquida de  
 absorbente acuoso con elevado contenido de dióxido de carbono, L1, que tiene dióxido de carbono gaseoso  
 absorbido.

45 El dióxido de carbono absorbido en el absorbente líquido con elevado contenido de dióxido de carbono, L1, puede  
 proceder de cualquier tipo de fuente de dióxido de carbono. La fuente de dióxido de carbono puede proceder, por  
 ejemplo, de la combustión de combustibles fósiles, gases de escape, de la producción de gases sintéticos o de una  
 línea de producción para el relleno de bebidas carbonatas. Preferentemente es un gas de escape.

50 El absorbente absorbe preferentemente por vía química. Por tanto, el absorbente líquido con elevado contenido de  
 dióxido de carbono, L1, comprende un agente absorbente adecuado para dióxido de carbono u otros gases ácidos.  
 El agente absorbente usado para la absorción de dióxido de carbono gaseoso puede ser cualquier disolvente  
 conocido que sea capaz de absorber dióxido de carbono y/o gas ácido, como una amina con impedimento estérico,  
 55 como AMP, una solución de una alcanolamina, más preferentemente una alcanolamina que tiene de 1 a 3 radicales  
 alcohol, más preferentemente radicales alcohol que tienen 1, 2 o 3 átomos de carbono, en una solución acuosa.  
 Ejemplos de alcanolaminas adecuadas son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y trietanolamina (TEA),  
 siendo la MEA el absorbente de elección ya que se ha comprobado que es barato y eficaz. La concentración de  
 absorbente está normalmente en el intervalo de 5-40% en agua. Un ejemplo es monoetanolamina que está en una  
 60 solución al 35% de MEA en agua.

Es conocido que el dióxido de carbono se separa de los absorbentes de alcanolaminas con calentamiento,  
 preferentemente a una temperatura de 90 °C o mayor, preferentemente por encima de 100 °C, como de 102 °C a  
 112 °C y, normalmente, de 104 °C a 106 °C, que se consiguen por medio del primer intercambiador de calor A1,  
 65 mostrado en la realización. La presión del absorbente líquido con elevado contenido de dióxido de carbono, L1,  
 puede ser aumentada (no se muestra en la figura) por encima de la atmosférica, como de 1-4 bares,



preferentemente 1 a 2 bares, o a una presión que es superior a la presión de la corriente que sale de la columna absorción. El procedimiento de separación en sí mismo se puede hacer funcionar normalmente a una presión ligeramente por encima de la ambiental. En el intervalo de temperaturas superiores, la presión estará normalmente por encima de la atmosférica.

5 El absorbente líquido con elevado contenido de dióxido de carbono es dividido en dos fracciones en la unidad divisora A18 para proporcionar una primera fracción L1\_1 líquida con elevado contenido de dióxido de carbono y una segunda fracción L1\_2 líquida con elevado contenido de dióxido de carbono.

10 La primera fracción líquida L1\_1 con elevado contenido de dióxido de carbono es separada en una primera columna de separación, A2\_1, usando un medio de separación recuperado y comprimido, G4', comprendiendo dicho medio de separación sustancialmente vapor, es decir, vapor de agua. Ventajosamente, según la invención, el medio separado recuperado comprimido es agua recirculada a partir del propio procedimiento de separación (véase más adelante).

15 El medio de separación recuperado y comprimido está en la corriente, G4', que está sustancialmente exenta de absorbente y comprende vapor de agua con un bajo contenido de dióxido de carbono. En el contexto de la presente invención, muy bajo es por debajo de 10% en moles, más preferentemente por debajo de 5% en moles. La presión del medio de separación recuperado y comprimido, G4', en una realización preferida es mayor que la presión en la primera columna de separación, A2\_1. En una realización, la temperatura del medio de separación recuperado y comprimido, G4', es mayor que la temperatura de la fracción líquida de absorbente con elevado contenido de dióxido de carbono, L1\_1 y, más específicamente, mayor que 100 °C, preferentemente en el intervalo de 105 °C a 120 °C, preferentemente de aproximadamente 115 °C. Esto proporcionará una separación más eficaz de dióxido de carbono a partir del absorbente.

25 En la primera columna de separación, A2\_1, el dióxido de carbono es separado del absorbente para proporcionar una primera fracción de corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1\_1, y una segunda corriente líquida de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono, L2\_2.

30 La primera fracción de corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1\_1, es proporcionada a condiciones de temperatura y presión que están por encima de las condiciones de evaporación del agua. Consecuentemente, la primera fracción de corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1\_1, es una mezcla de dióxido de carbono y vapor de agua.

35 La segunda corriente líquida de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono, L2\_2, sale normalmente de la parte inferior de la primera columna de separación A2\_1. Sin embargo, está contemplado que la corriente pueda ser retirada desde cualquier posición adecuada.

40 La segunda fracción líquida con elevado contenido de dióxido de carbono, L1\_2, es análogamente separada en una segunda columna de separación, A2, usando medio de separación, G2. Por tanto, en la segunda columna de separación, A2, se separa dióxido de carbono del absorbente para proporcionar una segunda fracción de corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1\_2, y una segunda corriente líquida de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono, L2. La segunda columna de separación A2 se hace funcionar a una presión mayor que la de la primera columna de separación A2\_1.

45 La segunda corriente líquida de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono, L2, sale normalmente de la parte inferior de la segunda unidad de separación, A2. Sin embargo, está contemplado que la corriente pueda ser retirada desde cualquier posición adecuada. La corriente líquida de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono, L2, es posteriormente calentada mediante intercambio de calor indirecto en el tercer intercambiador de calor, A6, para proporcionar una corriente de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono calentado gaseoso/líquido, L2', que es una mezcla de gas/líquido. El recalentamiento se puede obtener normalmente usando un bucle generador de vapor cerrado, pero están contemplados otros medios. En la realización mostrada, la mezcla de gas/líquido es separada en un segundo separador A7, que proporciona medio G2 de separación evaporado y absorbente líquido recuperado L3. El medio G2 de separación evaporado es alimentado a la segunda columna A2 de separación y la corriente líquida de absorbente L3 recuperada se hace volver a la columna de absorción A17, precedida por un intercambio de calor con el absorbente líquido templado con elevado contenido de dióxido de carbono, L0 y la segunda fracción L1\_2 líquida con elevado contenido de dióxido de carbono, respectivamente, es decir, como se muestra en una pluralidad de intercambiadores de calor A1, A1\_1, A1\_2. Está contemplado también que use solamente un intercambiador de calor y el intercambio de calor es con una cualquiera de las corrientes. En la realización mostrada, el enfriamiento del primer y segundo intercambiador de calor A1\_2 puede ser proporcionado por agua.

60 En el contexto de la presente invención, los términos "con bajo contenido" o "agotado/a" está previsto que signifiquen una corriente que contiene una cantidad de dióxido de carbono absorbido que es inferior a la cantidad de dióxido de carbono en el absorbente líquido con elevado contenido de dióxido de carbono, L1. Por tanto, las corrientes líquidas de absorbente con bajo contenido de dióxido de carbono, L2 y L2\_2, comprenden menos de 10% en moles de

## ES 2 639 370 T3

dióxido de carbono, normalmente menos de 5% en moles de dióxido de carbono. Ventajosamente, el absorbente líquido recuperado, L3, contiene normalmente menos de 3% en moles de dióxido de carbono. Normalmente, la relación de dióxido de carbono en L1 comprado con L2\_2 y L3 (L1:L2\_2 y L1:L3) respectivamente, es 2:1 y 3:1.

- 5 La primera y segunda fracciones de corrientes gaseosas que contienen dióxido de carbono G1\_1 y G1\_2 se mezclan en la segunda unidad de mezcla A16 para proporcionar una corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1. Está contemplado también que las corrientes se mezclen en la unidad de recuperación de calor, es decir, la unidad de mezcla A16 puede ser omitida. En la realización mostrada, la primera fracción de gas que contiene dióxido de carbono, G1\_1, es comprimida en una tercera unidad de aumento de la presión, A15, para  
10 proporcionar una primera fracción de gas que contiene dióxido de carbono, G1\_1', a una presión que haga posible la mezcla con la segunda fracción de corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1\_2. La compresión antes la mezcla en esta fase es eficaz ya que el volumen que va a ser comprimido es inferior en comparación con la compresión a una presión incluso superior usando la segunda unidad A12 de aumento de la presión.
- 15 Está contemplado también que la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, puede ser comprimida, no mostrado, antes de la etapa de transferencia de calor en la unidad A3 de recuperación de calor.

Parte de la energía térmica comprendida en la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, es transferida al fluido de transferencia de calor, L4, proporcionando así una corriente gaseosa enfriada que contiene dióxido de carbono, G3, y una corriente calentada, L4'.

20

La transferencia de calor se realiza en una unidad de recuperación de calor, A3. Es preferido que el intercambio de calor sea mediante contacto directo, en el que el fluido de transferencia de calor, L4, y la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, g1, están en contacto físico uno con otro.

25

Usando el contacto directo, el intercambio de calor será más eficaz y puede alcanzar casi un 100% dependiendo del tamaño y/o el flujo de las respectivas corrientes, es decir, la temperatura del fluido de transferencia de calor L4 y la corriente G3 que contiene dióxido de carbono se aproximan. Además, tanto el agua condensada a partir de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, como el agua usada para reponer agua se mezclarán y  
30 pueden ser usadas en la recirculación a la primera columna A2\_1 de separación.

Por ello, necesariamente la temperatura del fluido de transferencia de calor, L4, es inferior a la temperatura de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1. En una realización, la temperatura de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, está en el intervalo de 90 °C a 115 °C y la del fluido de transferencia de calor, L4, está en el intervalo de 65 °C a 95 °C.

35

Por tanto, en una realización ilustrativa, el intercambiador de calor es un enfriador de contacto directo y la temperatura del fluido de transferencia de calor, L4, es de aproximadamente 70 °C, la temperatura de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, es normalmente de 102 °C y la relación de flujo másico de las respectivas corrientes, G1:L4, es de aproximadamente 1:9 (kg/h)/(kg/h) y la altura de la transferencia de calor del enfriador de contacto directo es de aproximadamente 4 m y el diámetro es de aproximadamente 0,7 m cuando el material de envoltura es de aros de paño (envoltura al azar).

40

Con estos valores relativos, se producirá una transferencia de calor completa, de forma que la temperatura del fluido de transferencia de calor calentado es aproximadamente igual a la temperatura de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, y la segunda corriente enfriada que contiene dióxido de carbono, G3, tiene la misma temperatura que el fluido de transferencia de calor, L4. Está contemplado que las temperaturas, flujos y dimensiones puedan variar. Dependiendo de la elección de un parámetro específico, el experto en la técnica será capaz de determinar los parámetros restantes, por ejemplo, usando cualquier programa de simulación adecuado para cálculos termodinámicos; estos programas son bien conocidos en la técnica.

45

50

Consecuentemente, esta etapa proporciona la recuperación de energía térmica a partir de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, para el fluido de transferencia de calor, L4. El enfriamiento da lugar también a la condensación de vapor de agua presente en el gas que contiene dióxido de carbono, proporcionando una corriente calentada, L4', que comprende vapor de agua condensado a partir de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, así como del fluido de transferencia de calor, L4, ahora calentado.

55

Este enfriamiento de la corriente gaseosa que contiene dióxido de carbono, G1, proporciona agua a partir del procedimiento que va a ser adicionalmente tratada y recirculada hacia la etapa de separación en la primera columna de separación como el medio de separación. En realizaciones particulares, esto proporciona también el fluido de transferencia de calor. El fluido de transferencia de calor, L4, puede ser suministrado externamente, ser derivado del procedimiento de absorción que precede al método de la invención o una combinación de los anteriores.

60

La corriente enfriada que contiene dióxido de carbono, G3, anteriormente descrita, es adicionalmente sometida a intercambio de calor y separada en el primer separador, A5, para proporcionar una corriente de producto de dióxido de carbono, G5, y la segunda corriente líquida, L6. Este enfriamiento adicional de la corriente enfriada que contiene

65

## ES 2 639 370 T3

dióxido de carbono, G3, asegura que se separa incluso más agua (fluido) del gas de dióxido de carbono. En este punto la corriente de producto de dióxido de carbono, G5, es un gas que contendrá por debajo de 5% en moles de agua cuando la temperatura y presión son de aproximadamente 45 °C y aproximadamente 1,3 bares, respectivamente. Si se desea, la corriente de producto de dióxido de carbono, G5, puede ser sometida a una etapa de purificación final, como una condensación, destilación, adsorción o una combinación.

La unidad de recuperación de calor, A3, es en la realización mostrada un enfriador de contacto directo que es la unidad de recuperación de calor preferida. La corriente calentada, L4', proporcionada mediante la etapa de enfriamiento, es posteriormente despresurizada en forma de una corriente despresurizada, L4". La despresurización se obtiene preferentemente por medio de una válvula, más específicamente una válvula de reducción de la presión, A8. La corriente despresurizada, L4", es una mezcla de gas/líquido. La corriente es despresurizada hasta una presión por debajo de la de la corriente calentada, L4' y, preferentemente, hasta un valor subatmosférico con el fin de proporcionar una mezcla de líquido/gas, es decir, por debajo 1 bar/1 atm. Normalmente, la presión es reducida hasta aproximadamente la mitad de la presión de la corriente precedente, por ejemplo, de aproximadamente 1,4 bares a aproximadamente 0,7 bares, etc.

Se incluye un bucle de transferencia de calor para proporcionar un portador de calor líquido L5. La separación por evaporación súbita de la corriente despresurizada, L4", proporciona una corriente líquida, L4''' y el medio de separación G4 recuperado. La corriente líquida, L4''', de agua condensada es adicionalmente sometida a reducción de presión en una segunda unidad de reducción de la presión, A13, para proporcionar una segunda corriente despresurizada, L4''''', y dicha corriente es una mezcla de gas/líquido. Análogamente la presión es preferentemente de forma sustancial la mitad como 0,4 bares (cuando la primera reducción de presión es hasta 0,7 bares). La segunda corriente despresurizada, L4''''', se separa seguidamente en un tercer separador, A10, para proporcionar el portador de calor líquido L5, sustancialmente constituido por agua, que se hace recircular y se mezcla con el agua aportada para proporcionar el fluido de transferencia de calor L4.

Antes de mezclar, la presión del fluido de transferencia de calor, L4, puede ser aumentada para que corresponda a la presión del sistema de separación en la segunda columna de separación, A2, que es normalmente de aproximadamente 0,9 a 2,5 bares, preferentemente 1,8 bares.

La separación en el tercer separador, A10, proporciona también un segundo gas, a, de vapor de agua. Esta corriente se vuelve a comprimir hasta la presión de funcionamiento de la unidad de separación por evaporación súbita, A9, para proporcionar un segundo gas comprimido, b, que es suministrado a la unidad de separación por evaporación súbita, A9, en la que es sometida a evaporación súbita con la corriente despresurizada, L4", que proporciona el medio de separación recuperado, G4.

Por tanto, con la circulación, se aumenta de una manera sencilla la cantidad de vapor que es extraído de la fase líquida que va a ser usado en el medio de separación y con un mínimo de suministro de energía.

En una realización, uno cualquiera o más de L4', L4", L4''', L4''''', preferentemente L4" y/o L4''''', son calentados mediante una fuente de calor, preferentemente una fuente de calor de bajo índice. El suministro adicional de calor a cualquiera de estas corrientes proporcionará una presión de vapor aumentada de esa corriente particular y, por tanto, dará lugar a un flujo másico aumentado de G4. El calor puede ser tomado desde cualquier lugar adecuado del propio procedimiento o a partir de una fuente de calor externa. Por ejemplo, el calor puede ser tomado a partir del segundo absorbente líquida L2\_2 con bajo contenido de gas ácido/dióxido de carbono y la corriente líquida de absorbente L3 recuperada facilitada el intercambiador de calor A1\_n (es decir, A1\_3 y/o A1\_2). En otra variante el calor puede ser tomado de la columna de absorción, A17, en la que el calor de absorción puede ser transferido a cualquiera de las corrientes anteriores. Una ventaja adicional de esto es que la temperatura del absorbedor no es demasiado elevada. Mediante estos ajustes se puede reducir adicionalmente el uso de agua de enfriamiento.

El medio de separación recuperado, G4, proporcionado por la separación mediante evaporación súbita, es seguidamente comprimido de nuevo en la segunda unidad de aumento de la presión, A12, dando lugar a un medio de separación recuperado comprimido, G4'. La segunda unidad de aumento de la presión se puede hacer funcionar con un vacío, pero están contempladas alternativas adecuadas. El medio de separación recuperado comprimido, G4', tiene una temperatura que es sustancialmente mayor que la temperatura del medio de separación recuperado, G4. El calor es consecuencia de la nueva compresión. El medio de separación recuperado comprimido, G4', es posteriormente alimentado a la primera columna de separación, A2\_1, como el medio de separación.

En la realización mostrada en la figura 2, las corrientes y elementos son las mismas que las mostradas en la figura 1. Por tanto, las mismas corrientes y componentes detallados en la descripción se pueden encontrar de forma conjunta en la figura 1.

En la realización mostrada en el medio de separación recuperado, G4, se pueden proporcionar las etapas mostradas en la figura 1 o, puede ser suministrado directamente a partir de la unidad de separación por evaporación súbita, A9, con o sin compresión anterior (no mostrada).

La segunda fracción líquida con bajo contenido de dióxido de carbono, L2\_2, y la corriente líquida de absorbente recuperada, L3, son recicladas a un absorbedor A17, como parte o como la mayoría del absorbente que absorbe gases ácidos del gas de alimentación, G0. El absorbente líquido recuperado, L3, que es la fracción más limpia, es enfriado y alimentado a la parte superior de la columna de absorción, A17. La segunda fracción líquida con bajo contenido de dióxido de carbono, L2\_2, es alimentada a una parte intermedia de la columna de absorción. La segunda fracción líquida con bajo contenido de dióxido de carbono, L2\_2, puede comprender una cantidad ligeramente superior de gas ácido/dióxido de carbono ya que ha sido separada usando el medio de separación reciclado. La alimentación en diferentes partes de la columna proporciona una absorción muy eficaz de gas ácido a partir del gas de alimentación. La propia etapa de absorción proporciona un absorbente líquido templado con elevado contenido de dióxido de carbono, L0, que es calentado en intercambio con la corriente de absorción recuperada, L3, para proporcionar el absorbente líquido con elevado contenido de dióxido de carbono, L1, que es tratado como se describió anteriormente y un gas, G0\_1, con bajo contenido de dióxido de carbono, que es desechado, reciclado a la fuente original o nuevamente absorbido.

La expresión “reducción de consumo global de energía” debe ser entendida en sentido amplio. Según la presente invención, la reducción del consumo global de energía significa que la energía de hecho suministrada es reducida y/o la cantidad de energía utilizable recuperada es aumentada. El consumo reducido de energía puede ser considerado de forma aislada para la sección relevante de la instalación mayor. Sin embargo, el consumo reducido de energía para esta sección considerada de forma aislada no debe ser a costa de un consumo aumentado de energía en las secciones en dirección ascendente y/o descendente de la instalación mayor.

Además, la energía térmica externa necesaria en el procedimiento puede ser sustituida por energía eléctrica en algunos lugares, lo que puede ser una ventaja si, por ejemplo, es generada por fuentes alternativas de energía, tal como energía eólica.

La energía consumida puede ser, por ejemplo, en forma de electricidad, vapor a presión elevada, vapor a baja presión y/o agua caliente para fines de calentamiento. Consecuentemente, *mutatis mutandis*, la disminución de la cantidad de al menos una de estas formas de energía en la sección de la instalación mayor debe ser entendida como una reducción del consumo global de energía.

**REIVINDICACIONES**

1. Un método para recuperar un gas ácido a partir de un absorbente líquido (L1) con elevado contenido de gas ácido, que comprende las etapas de:
- 5 a. proporcionar el absorbente líquido (L1) con elevado contenido de gas ácido que tiene gas ácido absorbido en el mismo,
- 10 b. separar el absorbente líquido (L1) con elevado contenido de gas ácido en una primera fracción líquida (L1\_1) con elevado contenido de gas ácido y una segunda fracción líquida (L1\_2) con elevado contenido de gas ácido;
- 15 c. separar gas ácido de la primera fracción de la corriente de absorbente (L1\_1) con elevado contenido de gas ácido en una primera columna (A2\_1) de separación que tiene una primera presión, p1, con el fin de proporcionar una primera corriente gaseosa (G1\_1) que contiene gas ácido y una primera corriente líquida de absorbente (L2\_2) con bajo contenido de gas ácido;
- 20 d. separar gas ácido de la segunda fracción de la corriente de absorbente (L1\_2) con elevado contenido de gas ácido en una segunda columna (A2) de separación que tiene una segunda presión, p2, usando un medio de separación gaseoso (G2) con el fin de proporcionar una segunda corriente gaseosa (G1\_2) que contiene gas ácido y una segunda corriente líquida de absorbente (L2) con bajo contenido de gas ácido,
- 25 e. mezclar la primera corriente gaseosa (G1\_1) que contiene gas ácido y la segunda corriente gaseosa (G1\_2) que contiene gas ácido para proporcionar una corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido;
- 30 f. transferir calor desde la corriente gaseosa (G1) que contiene gas ácido a una corriente de fluido (L4) de transferencia de calor con el fin de proporcionar una corriente enfriada (G3) que contiene gas ácido y una corriente calentada (L4');
- 35 g. separar la corriente calentada (L4') en un medio de separación gaseoso (G4) recuperado y un portador de calor líquido (L5),
- h. proporcionar el medio de separación (G4) recuperado directa o indirectamente a la primera columna (A2\_1) de separación que tiene la primera presión p1;
- en que la primera presión, p1, es inferior a la segunda presión, p2.
2. El método según la reivindicación 1, en el que la relación de flujos entre la primera fracción de la corriente de absorbente (L1\_1) con elevado contenido de gas ácido y la segunda fracción de la corriente de absorbente (L1\_2) con elevado contenido de gas ácido es de 1:1 a 1:4, preferentemente de 1:2 a 1:3.
- 40 3. El método según la reivindicación 1 ó 2, en el que la primera presión es de 0,6 a 1,5 bares y la segunda presión es de 0,9 a 2,5 bares, preferentemente la primera presión es de 0,9 bares y la segunda presión es de 1,8 bares.
- 45 4. El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el portador de calor líquido (L5) es usado como al menos parte del fluido (L4) de transferencia de calor.
5. El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el absorbente es acuoso.
- 50 6. El método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el medio de separación recuperado (G4) es comprimido para proporcionar un medio de separación recuperado comprimido (G4') que va a ser proporcionado directamente a la primera columna (A2\_1) de separación.
7. El método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa de transferencia de calor f. es proporcionada poniendo el fluido (L4) de transferencia de calor en contacto directo con la corriente gaseosa (G1) que contiene dióxido de carbono para obtener la corriente calentada (L4').
- 55 8. El método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la primera corriente gaseosa (G1\_1) que contiene gas ácido es comprimida para proporcionar una primera corriente gaseosa (G1\_1') que contiene gas ácido comprimido.
- 60 9. El método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa de separación g. es proporcionada mediante las etapas de:
- 65 i) despresurizar la corriente calentada (L4') para proporcionar una corriente despresurizada (L4'')
- ii) separar la corriente despresurizada (L4'') sometiendo a evaporación súbita en una primera columna (A9) de

- evaporación súbita para proporcionar el medio de separación recuperado (G4) y una corriente líquida (L4''');
- 5 iii) despresurizar adicionalmente la corriente líquida (L4''') para proporcionar una segunda corriente despresurizada (L4''''') que tiene una presión que es inferior a la presión de la corriente líquida (L4'''),
- 10 iv) separar la segunda corriente despresurizada (L4''''') en una tercera unidad (A10) de separación para proporcionar un segundo gas (a) y el portador líquido (L5) de calor;
- v) volver a comprimir el segundo gas (a) para proporcionar un segundo gas (b) nuevamente comprimido;
- 10 vi) alimentar el segundo gas (b) nuevamente comprimido a la primera columna (A9) de evaporación súbita en la que sale de la columna de evaporación súbita como parte del medio de separación recuperado (G4).
- 15 10. El método según la reivindicación 9, en el que todas las etapas consecutivas y i) a vi) son repetidas, preferentemente 2, 3 ó 4 veces.
11. El método según la reivindicación 10, en el que las repeticiones son en serie y/o en paralelo.
- 20 12. El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente líquida de absorbente (L2) con bajo contenido de gas ácido es calentada para proporcionar un absorbente gaseoso/líquido calentado (L2') con bajo contenido de gas ácido que es separado para proporcionar el medio de separación gaseoso (G2) y una corriente líquida de absorbente recuperada (L3).
- 25 13. El método según la reivindicación 12, en el que la corriente líquida de absorbente recuperada (L3) y la segunda corriente líquida de absorbente (L2\_2) con bajo contenido de gas ácido son enfriadas y recirculadas a una columna (A17) de absorción.
- 30 14. El método según la reivindicación 13, en el que la corriente líquida de absorbente recuperada (L3) es alimentada a la parte superior de la columna (A17) de absorción y la segunda corriente líquida de absorbente (L2\_2) con bajo contenido de gas ácido es alimentada a una parte intermedia de la columna (A17) de absorción.
- 35 15. El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende adicionalmente la etapa de
- opcionalmente, calentar la segunda corriente enfriada (G3) que contiene gas ácido;
- separar la corriente (G3) que contiene gas ácido, opcionalmente calentada, en una corriente (G5) de producto de gas ácido y una segunda corriente líquida (L6), y
- 40 - opcionalmente, recircular la segunda corriente líquida (L6) a la columna (A2) de separación.
16. El método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el gas ácido es dióxido de carbono.

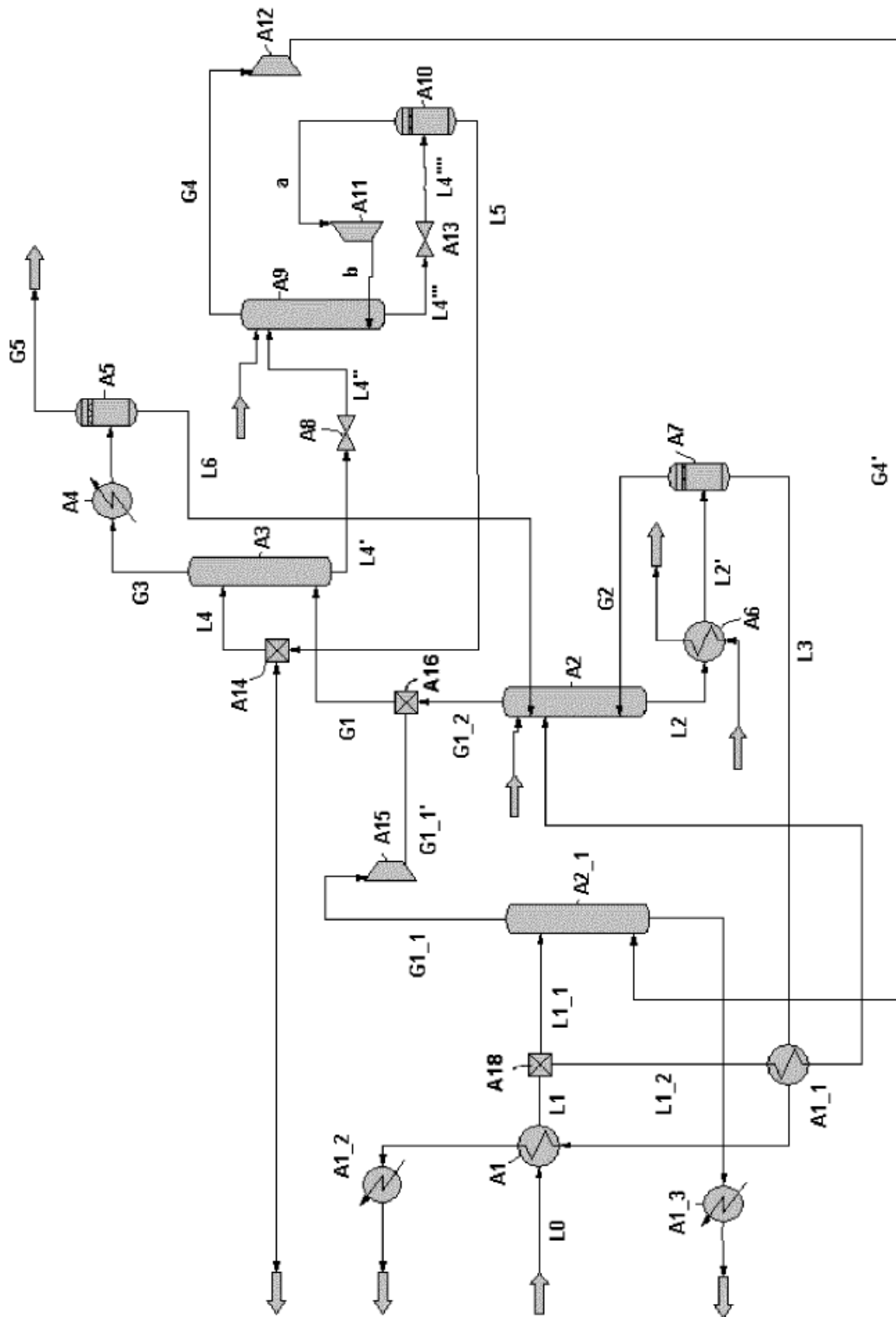


Fig. 1

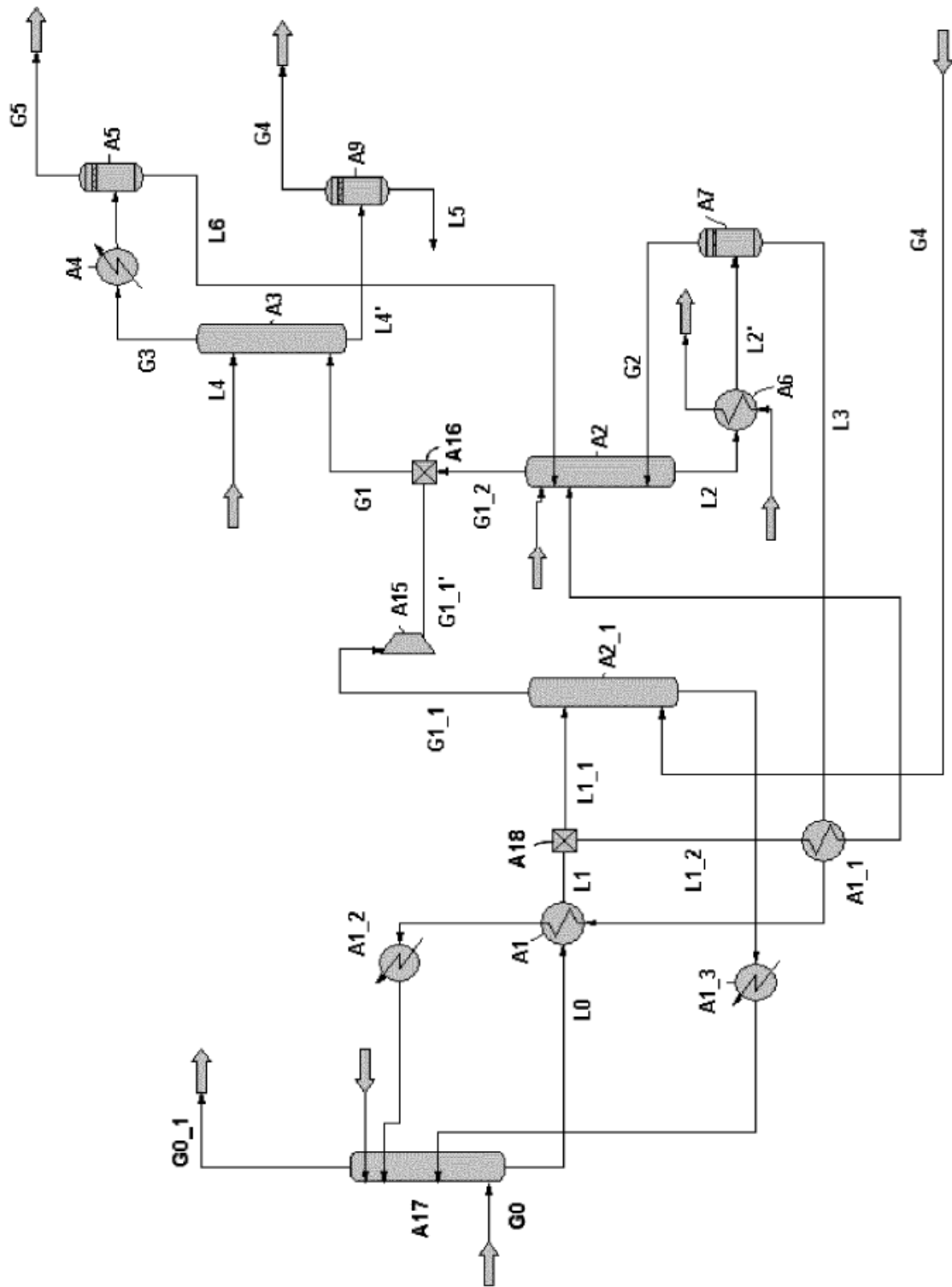


Fig. 2