

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 869 573**

51 Int. Cl.:

B01D 53/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **10.12.2015 PCT/DK2015/050388**

87 Fecha y número de publicación internacional: **16.06.2016 WO16091266**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **10.12.2015 E 15813256 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **24.03.2021 EP 3229940**

54 Título: **Método para recuperación eficiente energéticamente de dióxido de carbono a partir de un absorbente y una planta adecuada para hacer funcionar el método**

30 Prioridad:

11.12.2014 EP 14197388

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

25.10.2021

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

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

74 Agente/Representante:

ARIAS SANZ, Juan

ES 2 869 573 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

Método para recuperación eficiente energéticamente de dióxido de carbono a partir de un absorbente y una planta adecuada para hacer funcionar el método

5 La presente invención se refiere a un método para recuperar dióxido de carbono a partir de un absorbente rico en dióxido de carbono gaseoso, en el que se reduce la energía usada para la separación de absorbente y dióxido de carbono en una columna de destilación, la invención se refiere además a una planta para llevar a cabo dicho método.

10 Antecedentes de la invención

15 Las plantas de recuperación de dióxido de carbono se usan ampliamente para limpiar y/o recuperar dióxido de carbono liberado, por ejemplo, de la combustión de hidrocarburos, fermentación y procesamiento de gas. El dióxido de carbono recuperado puede licuarse opcionalmente y venderse como producto final o utilizarse en la producción de una planta dada.

20 En un sistema regenerador de absorbedor típico, la recuperación de dióxido de carbono se realiza mediante la introducción del gas en un absorbedor, donde el gas entra en contacto con un disolvente pobre que contiene un absorbente que fluye hacia abajo del absorbedor. El dióxido de carbono se absorbe al menos parcialmente por el disolvente pobre y el gas agotado sale del absorbedor para su procesamiento o descarga adicional. El disolvente que contiene el dióxido de carbono se trata entonces para liberar el dióxido de carbono, por ejemplo, mediante destilación, y el dióxido de carbono puede recuperarse o purificarse adicionalmente. Tecnologías convencionales disponibles para recuperar el absorbente y el dióxido de carbono, respectivamente, incluyen la destilación. El sistema de regeneración de absorbedor normalmente permite un funcionamiento continuo para la recuperación de dióxido de carbono.

25 Al diseñar procesos y determinar parámetros que dan como resultado el dióxido de carbono de alta pureza requerido y al mismo tiempo a la tasa más alta de rendimiento de producto, las etapas de purificación aguas abajo adicionales a menudo comprenden sistemas de bucle abierto y cerrado, en el que las corrientes pobres de absorbente, que aún puede contener restos de dióxido de carbono, se procesan y se reciclan adicionalmente para extraer aún más dióxido de carbono del absorbente. La implementación de tales sistemas de bucle facilita de ese modo la recuperación y reutilización de corrientes, tales como absorbente y/o agua, con el fin de reducir costes y desechos.

30 Sin embargo, el procesamiento adicional para la regeneración de absorbente o la extracción de más dióxido de carbono del absorbente también requiere energía adicional, tal como para enfriamiento, calentamiento y presurización. En general, el consumo de energía requerido por unidad de rendimiento, aumenta con la pureza del absorbente. Es decir, el consumo de energía requerido para recuperar los últimos restos de dióxido de carbono a partir de una corriente pobre de absorbente es mayor por unidad de rendimiento en comparación con la recuperación de las primeras unidades de, por ejemplo, una corriente de absorbente rico en dióxido de carbono.

40 Se han descrito varias plantas para la recuperación de dióxido de carbono que mejoran la eficiencia energética global. El documento US 2013/0055756 describe una de tales plantas de recuperación, en la que se hace recircular absorbente pobre desde la torre de regenerador hasta la parte superior de la torre de regenerador usando recalentamiento convencional, y el gas de destilación mezclado se comprime y se condensa para hacer recircular el disolvente a la torre de regenerador para su recuperación adicional. Se incluye una etapa intermedia de intercambio de calor de condensación donde el absorbente pobre y el gas mezclado se someten a intercambio de calor. Sin embargo, la eficiencia energética está en el sistema de bomba de calor, 6, ubicado en y entre la torre de absorción y la torre de regeneración.

50 El documento WO 2008/063082 también describe un método para la regeneración de dióxido de carbono absorbido, en el que la energía térmica se recupera a partir del gas de dióxido de carbono. Una corriente de dióxido de carbono absorbido se somete a un procedimiento de destilación, creando de ese modo una corriente rica en dióxido de carbono gaseosa calentada y una corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida. La corriente rica en dióxido de carbono gaseosa calentada se somete a una serie de etapas de compresión con adición intermitente de fluido de transferencia de calor, y el calor se recupera a partir del gas comprimido usando un intercambiador de calor. La energía recuperada puede usarse para calentar la corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida en un recalentador de regeneración, como el calor del recalentador de regenerador o parte del calor del recalentador de regenerador.

60 Por tanto, se recupera energía a partir del dióxido de carbono calentado comprimido y este calor puede usarse para recalentar una fracción del absorbente pobre para disminuir el consumo de energía global del proceso de recuperación de dióxido de carbono.

65 En el documento US 2014/0190351 se describe un proceso para reducir el consumo de energía de un proceso de recuperación de dióxido de carbono, más específicamente para reducir la energía usada en el proceso de destilación utilizando la energía térmica producida en el sistema para el recalentador de destilación. Esto se resuelve proporcionando vapor a baja presión al recalentador de destilación para proporcionar el vapor de destilación sin

degradar el disolvente (absorbente). El condensado a partir del gas de destilador saturado puede conducirse al recalentador de destilación, así como para la evaporación y el uso como vapor de destilación y, por lo tanto, reducir la necesidad para suministrar agua de reposición.

5 En grandes instalaciones, incluso una disminución mínima en el consumo de energía por unidad de rendimiento de dióxido de carbono es de gran beneficio económico. Por lo tanto, existe una necesidad continua de diseñar procesos y parámetros que den como resultado la recuperación de dióxido de carbono con un menor gasto de energía. Además del gasto de energía, hay un aspecto económico igualmente importante en la reducción de otros recursos consumidos por unidad de rendimiento de dióxido de carbono, tal como la cantidad de absorbente y/o agua requerida en el proceso.

10 Además, minimizar la entrada al proceso, tal como suministrar agua, absorbente, etc. es también un deseo continuo.

Por lo tanto, la presente invención busca reducir aún más el consumo de energía global de procesos de recuperación de dióxido de carbono, así como reducir el consumo de recursos adicionales tales como agua.

15 Sumario de la invención

La presente invención proporciona un método para recuperar dióxido de carbono a partir de un absorbente rico en dióxido de carbono líquido (L1) que comprende las etapas de:

20 a. proporcionar la corriente de absorbente rico en gas ácido líquida (L1) que tiene gas ácido absorbido en la misma,

b. separar el gas ácido de la corriente de absorbente rico en gas ácido (L1) en una columna de destilación (A2) usando un medio de destilación gaseoso (G2) para proporcionar una corriente de gas que contiene gas ácido (G1) y una corriente de absorbente pobre en gas ácido líquida (L2),

25 c. transferir calor desde la corriente de gas que contiene gas ácido (G1) a una corriente de fluido de transferencia de calor (L4) para proporcionar una corriente que contiene gas ácido enfriada (G3) y una corriente calentada (L4'),

30 d. separar la corriente calentada (L4') en un medio de destilación recuperado (G4) y un portador de calor líquido (L5), y proporcionar el medio de destilación recuperado (G4) directa o indirectamente a la columna de destilación (A2);

en el que la separación de la etapa d. se proporciona mediante las etapas de:

35 d.i. separar la corriente calentada (L4') por evaporación instantánea en una primera columna de evaporación instantánea (A9) para proporcionar el medio de destilación recuperado (G4) y una corriente líquida (L4''');

d.ii. despresurizar adicionalmente la corriente líquida (L4''') para proporcionar una segunda corriente despresurizada (L4''''') que tiene una presión que es menor que la presión de la corriente líquida (L4''');

40 d.iii. separar la segunda corriente despresurizada (L4''''') en una tercera unidad de separación (A10) para proporcionar un segundo gas (a) y el portador de calor líquido (L5);

45 d.iv. comprimir de nuevo el segundo gas (a) para proporcionar un segundo gas comprimido de nuevo (b); y

d.v. alimentar el segundo gas comprimido de nuevo (b) a la primera columna de evaporación instantánea (A9) donde sale de la unidad de separación de evaporación instantánea como parte del medio de destilación recuperado (G4).

50 Mediante este método, se suministra vapor de destilación recuperado del gas de destilador para cubrir al menos parte del mismo proceso de destilación, se reduce de ese modo el calor suministrado externamente. Esto proporciona una reducción de energía global, donde la energía externa se reemplaza con energía de vapor generada a partir del intercambio de calor del gas de destilación y un fluido de transferencia de calor. En una realización particular, el gas ácido es dióxido de carbono.

55 En una realización preferida de la presente invención, se usa un portador de calor líquido (L5) como al menos parte del fluido de transferencia de calor (L4), facilitando de ese modo una recuperación adicional de líquido que va a usarse como fluido de transferencia de calor proporcionando un bucle de agua/vapor. Además, el portador de calor se mantiene en el bucle de destilación y, por lo tanto, además de la reducción en el suministro de calor, existe una necesidad minimizada de suministrar un portador de calor adicional (y, en última instancia, un medio de destilación) al sistema.

60 En una realización, el absorbente es acuoso, por ejemplo, el absorbente es una disolución acuosa de un absorbente. Preferiblemente, una amina estéricamente impedida, tal como AMP, alcanolamina tal como una alcanolamina que tiene de 1 a 3 radicales alcanol, teniendo cada radical alcanol 1, 2 o 3 átomos de carbono, y agua. Ejemplos de alcanolaminas adecuadas son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y trietanolamina (TEA), siendo MEA el absorbente de elección ya que es barato y ha demostrado ser efectivo.

Con el método según la presente invención, se ha demostrado que es posible reducir la cantidad de energía requerida en este bucle abierto para la recuperación de gas ácido, así como para ahorrar agua.

5 Es decir, gas ácido, por ejemplo, dióxido de carbono, de la corriente de alimentación y el gas ácido restante en el absorbente pobre se recupera parcialmente usando vapor que se origina a partir del proceso de destilador. Esto ahorra energía, ya que tiene que recalentarse menos absorbente pobre para proporcionar suficiente medio de destilación. También, el agua del medio de destilación que se origina a partir del absorbente acuoso se hace recircular y se reutiliza. Por lo tanto, pueden reducirse tanto el agua como la energía requeridas para proporcionar el fluido de transferencia de calor a la temperatura correcta, que está muy por encima de la temperatura ambiente.

En términos de la presente invención, el agua y el gas ácido restante en la corriente de absorbente pobre (L2) se recalienta por calentamiento y se devuelve a la columna de destilación (A2).

15 La energía para el calentamiento de la corriente de absorbente pobre en gas ácido líquida (L2) para proporcionar una corriente de absorbente pobre en gas ácido calentado de gas/líquido (L2') se proporciona mediante calentamiento externo.

Por consiguiente, en una realización, el método comprende además las etapas de

20 f. calentar la corriente de absorbente pobre en gas ácido líquida (L2) para proporcionar un absorbente pobre en gas ácido calentado de gas/líquido (L2');

25 g. separar el absorbente pobre en gas ácido calentado de gas/líquido (L2') en un segundo separador (A7) para proporcionar un medio de destilación evaporado (G2') y una corriente de absorbente líquida recuperada L3.

El absorbente líquido recuperado se hace circular preferiblemente al absorbedor de una manera habitual.

30 En una realización preferida, la temperatura del medio de destilación recuperado (G4) es mayor que la temperatura del absorbente pobre en gas ácido calentado de gas/líquido (L2'), y en una realización adicional, la temperatura de la mezcla de corriente de absorbente pobre en gas ácido calentado (L2') y el medio de destilación recuperado (G4) está en el intervalo de 100°C a 130°C, preferiblemente en el intervalo de 105°C a 120°C, más preferiblemente en el intervalo de 110°C a 115°C.

35 El método según la presente invención facilita de ese modo el uso de una fuente alternativa de energía térmica para proporcionar un medio de destilación. La fuente de energía térmica para la destilación se proporciona por el medio de destilación recuperado (G4) que se origina a partir del propio procedimiento de destilación, ya que se recupera a partir de la energía térmica de la corriente de gas que contiene gas ácido (G1) del procedimiento de destilación.

40 Por consiguiente, el método de la presente invención facilita una manera energéticamente eficiente de recuperar gas ácido a partir de un absorbente que contiene gas ácido líquido.

45 En una realización particular, el medio de destilación recuperado (G4), opcionalmente comprimido, es decir, tal como se describe inmediatamente a continuación, se alimenta a la columna de destilación (A2) en una posición por debajo de la posición de alimentación del medio de destilación gaseoso (G2). La alimentación del medio de destilación recuperado (G4) o el medio de destilación recuperado comprimido (G4') en una posición más abajo proporciona una mejor recuperación de dióxido de carbono a partir del absorbente en la columna de destilación (A2) ya que el medio de destilación gaseoso es más rico en dióxido de carbono que el medio de destilación recuperado o recuperado comprimido (G4 y G4').

50 En una realización preferida, el medio de destilación recuperado (G4) antes de que se proporcione a la columna de destilación (A2) se comprime para proporcionar un medio de destilación recuperado comprimido (G4'). Esto garantiza una circulación uniforme del medio de destilación recuperado comprimido (G4') en el separador o en la columna de destilación sin la necesidad de equipos adicionales. Por lo tanto, además de la utilización de la capacidad de calentamiento, la recirculación del medio de destilación se facilita fácilmente por la diferencia de presión. Se contempla que la presión del medio de destilación recuperado (G4) puede tener una presión que es menor, igual o mayor que la presión que se hace funcionar en la columna de destilación (A2).

60 La temperatura del medio de destilación recuperado comprimido (G4') puede ser mayor que la temperatura del absorbente pobre en gas ácido calentado de gas/líquido (L2'). Dado que las dos corrientes en una realización particular se mezclan, el calor del medio de destilación recuperado (G4) mejorará la evaporación del medio de destilación de las corrientes combinadas. Esto a su vez reduce la temperatura a la que la corriente de absorbente pobre (L2) debe calentarse de antemano. Además, el medio de destilación recuperado (G4) tiene preferiblemente una presión que es mayor o igual que la presión de funcionamiento de la separación por destilación en la etapa b.

65 Por lo tanto, en una realización, el medio de destilación (G2) es el medio de destilación evaporado (G2'), el medio de

destilación comprimido (G4') o ambos.

En una realización del mismo, el medio de destilación comprimido (G4') y el medio de destilación evaporado (G2') se mezclan antes de que se alimente a la columna de destilación (A2).

Por consiguiente, a lo largo de la descripción y las reivindicaciones, las corrientes denominadas medio de destilación recuperado (G4) y medio de destilación recuperado comprimido (G4') pueden usarse de manera intercambiable e indican si se aplica compresión del medio de destilación recuperado (G4).

El experto en la técnica apreciará que en la etapa de separación deben mantenerse determinadas condiciones de temperatura y presión para proporcionar una corriente viable que vuelva al procedimiento de destilación. Por consiguiente, el medio de destilación (G2) que vuelve desde la etapa de separación debe tener una temperatura mínima de aproximadamente 100°C, preferiblemente en el intervalo de desde aproximadamente 105°C hasta 120°C, más preferiblemente de desde aproximadamente 110°C hasta 115°C, a aproximadamente 1,4 bar.

En una realización, la relación de flujo másico entre el medio de destilación (G2) y el medio de destilación recuperado comprimido (G4') en la etapa de mezcla está en el intervalo de 4:1 a 1:1, preferiblemente en el intervalo de aproximadamente 3,5:1 a 2,5:1, tal como 3:1, con la condición de que la temperatura de las dos corrientes cuando se mezclan entre sí esté por encima de 100°C, preferiblemente por encima de 105°C, más preferentemente por encima de 110°C o en el intervalo de 105°C a 115°C, de 110°C a 115°C. Sin embargo, la mezcla en otros intervalos también será beneficiosa, tal como hasta un 5, 10 o 15 % de reciclaje (G4') del vapor de destilación total. También se contempla que la presión y la temperatura puedan ser más altas, tales como temperaturas de hasta 140°C y presión correspondiente para un vapor saturado.

Por consiguiente, la recirculación del medio de destilación recuperado, (G4), reemplaza la energía externa suministrada a A6, que de otro modo se requeriría para calentar la corriente de absorbente pobre en gas ácido líquida (L2) para proporcionar medio de destilación suficiente. En una realización, el medio de destilación recuperado (G4) reemplaza la energía externa con energía térmica en una cantidad de más de 200 kW, preferiblemente más de 300 kW tal como se ilustra en el ejemplo.

Según la presente invención, la transferencia de calor desde la corriente de gas que contiene gas ácido (G1) hasta una corriente de fluido de transferencia de calor (L4) se facilita por un intercambiador de calor. En una realización particular, la transferencia de calor en la etapa c. se proporciona poniendo el fluido de transferencia de calor (L4) en contacto directo con la corriente de gas que contiene gas ácido (G1) para obtener la corriente calentada (L4'), y una corriente de gas que contiene gas ácido enfriada (G3). El contacto directo de las dos corrientes aumenta la utilización del calor contenido en la corriente de gas que contiene gas ácido (G1), ya que no se absorbe calor en las superficies de los equipos facilitando el intercambio. Por lo tanto, un enfriador de contacto directo es una unidad preferida para la transferencia de calor en la etapa c. Por consiguiente, la transferencia de calor se realiza de modo que la temperatura de la corriente calentada (L4') sea aproximadamente igual a la temperatura de la corriente de gas que contiene gas ácido (G1), y la temperatura de la corriente que contiene gas ácido enfriada (G3) es aproximadamente igual a la temperatura del fluido de transferencia de calor (L4). La transferencia completa del calor, que depende de la diferencia de temperatura, puede obtenerse ajustando la altura del enfriador de contacto directo y/o la relación de flujo de las corrientes respectivas. En general, el experto en la técnica será capaz de determinar una altura y un diámetro adecuados de un enfriador en función del flujo y las temperaturas y/o los flujos en función de la altura y las temperaturas.

En una realización específica, donde el gas ácido es dióxido de carbono y el caudal de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono (G1) es 2400 kg/h, la temperatura es 102°C, el caudal del fluido de transferencia de calor (L4) es 22000 kg/h y la temperatura del fluido de transferencia de calor es de 70°C, la altura de la transferencia de calor del enfriador de contacto directo es aproximadamente 4 m y el diámetro es aproximadamente 0,7 m cuando el material de envasado es anillos de linguete (envasado aleatorio). Esto proporcionará una transferencia completa de calor desde la corriente de gas que contiene dióxido de carbono al fluido de transferencia de calor proporcionando una corriente que contiene dióxido de carbono enfriada (G3) que tiene una temperatura de aproximadamente 70°C y una corriente calentada (L4') que tiene una temperatura de aproximadamente 102°C.

En los métodos de la técnica anterior, el calor se recupera normalmente usando intercambio de calor indirecto, es decir, donde los fluidos se mantienen separados para evitar la mezcla. Cuando se usa enfriamiento por contacto directo, la transferencia de calor puede dar como resultado que la corriente calentada (L4') contenga restos de gas ácido disuelto en la misma.

Sin embargo, por enfriamiento con contacto directo es posible lograr una recuperación más eficiente del calor presente en la corriente de gas que contiene gas ácido (G1). Además, la corriente calentada (L4') puede mezclarse fácilmente con la corriente de absorbente pobre en gas ácido calentada de gas/líquido (L2'). Por consiguiente, una parte principal del agua presente en la corriente de gas que contiene gas ácido (G1) que sale del destilador se devuelve al destilador. Por consiguiente, se reduce el consumo global de agua en el proceso de recuperación de gas ácido, ya que el agua que se usa en su forma de vapor como medio de destilación se recicla de una manera muy eficiente. Por lo tanto, solo

- es necesaria una adición menor de agua, es decir, menos del 1 % (basándose en el peso) del caudal de alimentación. Además, la disolución de restos de gas ácido en el fluido de transferencia de calor (L4) resultante de la transferencia de calor de contacto directo no infiere una pérdida global de gas ácido. El gas ácido disuelto en el medio de destilación recuperado (G4) se recupera fácilmente en el procedimiento de destilación a medida que el medio de destilación recuperado comprimido (G4') se mezcla directa o indirectamente con el medio de destilación (G2). Además, cuando se usa enfriamiento directo, la caída de presión en la unidad será menor que cuando se usa enfriamiento indirecto y, por lo tanto, la presión de G3 será mayor, y el producto final GS necesitará en última instancia menos presurización para proporcionarlo de una manera adecuada para su posterior procesamiento.
- 5 En una realización relacionada con el uso de un intercambio de calor de contacto directo, la corriente que contiene gas ácido (G1) se comprime en una corriente que contiene gas ácido comprimido (G1') antes de la etapa c de transferencia de calor.
- 10 En una realización adicional, cuando se aplica intercambio de calor directo, la separación de la etapa d. se proporciona mediante las etapas de:
- 15 d.i. despresurizar la corriente calentada (L4') para proporcionar una corriente despresurizada (L4").
- Mediante las etapas proporcionadas, el método de la invención proporciona un medio para proporcionar la mayor cantidad posible de medio de destilación a una entrada mínima de energía. Además, haciendo circular agua en el sistema en contacto directo con las corrientes que van a tratarse, el suministro tanto de agua de reposición como de energía necesaria para recalentar el absorbente pobre en gas ácido (L2) se minimiza.
- 20 En una realización específica, todas las etapas d.i. a d.vi. se repiten, preferiblemente 2, 3 o 4 veces. En una realización de este tipo, las repeticiones pueden estar en serie y/o en paralelo. Incluir más repeticiones de las etapas d.i. a d.v. aumentará aún más la cantidad de vapor.
- 25 En otra realización, la transferencia de calor en la etapa c. se proporciona mediante intercambio de calor indirecto, y en el que antes de la transferencia de calor, el fluido de transferencia de calor (L4) se despresuriza a una presión que es menor que la presión del portador de calor líquido (L5).
- 30 La despresurización antes del intercambio de calor tiene dos ventajas. En primer lugar, permite una mejor transferencia de calor, de manera que la corriente que contiene gas ácido enfriada (G3) es más fría y, por lo tanto, la corriente calentada (L4') es más caliente en comparación con la despresurización después del intercambio de calor. En segundo lugar, permite que la unidad de recuperación de calor (A3) sea un intercambiador de calor indirecto y que la unidad de separación de evaporación instantánea (A9) se integre en una unidad. Por lo tanto, ahorrando espacio y costes de instalaciones.
- 35 Según esta realización específica, una realización adicional puede presentar que todas las etapas d.i. a d.v. se repitan, preferiblemente 2, 3 o 4 veces. En una realización de este tipo, las repeticiones pueden ser en serie y/o en paralelo. Incluir más repeticiones de las etapas d.i. a d.v. aumentará aún más la cantidad de vapor.
- La aplicación de un intercambio de calor indirecto proporcionará un medio destilador más limpio ya que habrá poco gas ácido disuelto en el mismo y casi ninguno. Por lo tanto, en esta realización, la transferencia de calor completa se intercambia por un medio de destilación más deficiente en gas ácido y, por lo tanto, en última instancia, un absorbente más pobre en gas ácido que va a recircularse a la columna de absorción.
- 45 Todas las características y variantes siguientes se refieren a las etapas comunes y pueden aplicarse igualmente a todas las realizaciones, es decir, independientemente de la transferencia directa e indirecta de calor. Por consiguiente, en una realización, una cualquiera o más de L4', L4", L4"', preferiblemente L4" y/o L4"', se calientan mediante una fuente de calor, preferiblemente una fuente de calor de bajo valor. El suministro de calor adicional a cualquiera de estas corrientes proporcionará una mayor presión de vapor de esa corriente particular y, por lo tanto, dará como resultado un mayor flujo másico de G4. El calor puede tomarse de cualquier lugar adecuado del propio proceso o de una fuente de calor externa. El experto sabrá cuándo un exceso de calor está presente en cualquier sistema dado.
- 50 Una realización de la presente invención comprende una etapa de enfriar opcionalmente la corriente que contiene gas ácido enfriada (G3) y separar la corriente opcionalmente enfriada en una corriente de producto de gas ácido (G5) y una segunda corriente líquida (L6), y opcionalmente hacer recircular la segunda corriente líquida (L6) a la columna de destilación (A2).
- 60 En una variación más del método de la invención, la corriente de absorbente pobre en gas ácido líquida (L2) se calienta en un tercer intercambiador de calor (A6) y se separa para proporcionar el medio de destilación gaseoso (G2) y una corriente de absorbente líquida recuperada (L3) y en el que el fluido de transferencia de calor (L4) de la etapa c es la corriente de absorbente líquida recuperada (L3) y en el que la unidad de recuperación de calor (A3) para la transferencia de calor es un intercambiador de calor indirecto (A3).
- 65

De esta manera, el fluido de transferencia de calor es el absorbente pobre. Con esta realización, el calor se transferirá a un coste de instalación reducido.

5 En una realización particular de esta variación, la corriente de absorbente líquida recuperada (L3) se despresuriza en una cuarta unidad de despresurización (A18) para proporcionar una corriente de absorbente líquida recuperada despresurizado (L3'), la unidad de reducción de presión puede ser una válvula de reducción de presión o una válvula de control de flujo. Esta corriente se calienta en la unidad de recuperación de calor (A3) para proporcionar una corriente de absorbente líquida recuperada calentada (L3'') y además se contempla que la corriente de absorbente líquida recuperada calentada (L3''') se separa en un cuarto separador (A19) para proporcionar un absorbente y el medio de destilación recuperado (G4) que puede presurizarse en la segunda unidad de aumento de presión (A12) para proporcionar el medio de destilación recuperado comprimido (G4'), que está proporcionándose a la columna de destilación (A2).

15 En otro aspecto de ejemplo, la presente descripción se refiere a una planta para la retirada de gas ácido a partir de un gas de alimentación, comprendiendo dicha planta una columna de destilación (A2) que tiene una entrada de gas a través de la cual se alimenta un medio de destilación y una entrada de líquido a través de la cual se alimenta un agente de absorción rico en gas ácido líquido, estando dicha columna de destilación (A2) dotada de una salida de gas y una salida de líquido, estando dicha salida de gas conectada a una unidad de recuperación de calor (A3) que tiene adicionalmente una entrada de fluido de transferencia de calor, una salida de gas de producto y una segunda salida de líquido, estando dicha segunda salida de líquido conectada directa o indirectamente a la columna de destilación (A2). En un ejemplo adicional, la segunda salida de líquido de la unidad de recuperación de calor (A3) está conectada a una primera unidad de reducción de presión (A8), que luego se conecta directa o indirectamente a la columna de destilación (A2).

25 En un ejemplo, la planta comprende un segundo separador (A7), en el que el separador (A7) tiene una entrada de líquido conectada, a través de un tercer intercambiador de calor (A6), a la salida de líquido de la columna de destilación (A2), y teniendo además dicho separador (A7) una salida de líquido y una salida de gas, estando dicha salida de gas conectada directa o indirectamente a la entrada de gas de la columna de destilación (A2).

30 En un ejemplo adicional, la primera unidad de reducción de presión (A8) está conectada a una unidad de separación de evaporación instantánea (A9), teniendo adicionalmente dicha unidad de separación de evaporación instantánea (A9) una entrada de gas, una salida de líquido y una salida de gas, estando dicha salida de gas conectada directa o indirectamente a la columna de destilación (A2), y estando dicha salida de líquido conectada directa o indirectamente a la unidad de recuperación de calor (A3).

35 En un ejemplo, la unidad de separación de evaporación instantánea (A9) está conectada a una segunda unidad de aumento de presión (A12), que está conectada directa o indirectamente a la columna de destilación (A2).

40 En un ejemplo adicional, la salida de líquido de la unidad de separación de evaporación instantánea (A9) está conectada indirectamente a la unidad de recuperación de calor (A3) por la salida de líquido que está conectada a una segunda unidad de reducción de presión (A13), estando dicha segunda unidad de reducción de presión (A13) conectada directa o indirectamente con la entrada de líquido de la entrada de fluido de transferencia de calor de la unidad de recuperación de calor (A3).

45 En un ejemplo, la segunda unidad de reducción de presión (A13) está conectada a un tercer separador (A10) que tiene además una salida de gas y una salida de líquido, estando dicha salida de gas conectada a una primera unidad de aumento de presión (A11), que está conectada a la entrada de gas de la unidad de separación de evaporación instantánea (A9), y en el que la salida de líquido del segundo separador está conectada, opcionalmente a través de una bomba y/o a una unidad mezcladora (A14) con la entrada de líquido de la entrada de fluido de transferencia de calor de la unidad de recuperación de calor (A3).

50 Por lo tanto, en un ejemplo preferido de la presente descripción, la primera unidad de reducción de presión (A8) está conectada indirectamente a la columna de destilación (A2) y en el que la primera unidad de reducción de presión (A8) está conectada a una unidad de separación de evaporación instantánea (A9), teniendo dicha unidad de separación de evaporación instantánea (A9) adicionalmente una entrada de gas, una salida de líquido y una salida de gas, estando dicha salida de gas conectada a una segunda unidad de aumento de presión (A12) que está conectada a la columna de destilación (A2), la salida de líquido está conectada a una segunda unidad de reducción de presión (A13), que está conectada a un tercer separador (A10) que tiene además una salida de gas y una salida de líquido, la salida de gas está conectada a una primera unidad de aumento de presión (A11) que está conectada a la entrada de gas de la unidad de separación de evaporación instantánea (A9), y en el que la salida de líquido del tercer separador (A10) está conectada, opcionalmente a través de una bomba y/o una unidad mezcladora (A14), con la entrada de líquido de la entrada de fluido de transferencia de calor de la unidad de recuperación de calor (A3).

65 En otro ejemplo, la unidad de recuperación de calor (A3) es un intercambiador de calor de contacto directo.

Se contempla que una o ambas unidades de reducción de presión (A8) y (A12) es una válvula de reducción de presión

y/o que una o ambas unidades de aumento de presión (A11 y A12) es una bomba de vacío (compresor).

En un ejemplo, la salida de líquido de la unidad de recuperación de calor (A3) está conectada indirectamente al segundo separador (A7) de tal manera que la conexión de la salida de líquido de la unidad de recuperación de calor (A3) está en conexión de fluido con la columna de destilación (A2) a través del segundo separador (A7).

La planta está diseñada para hacer funcionar el método de la invención.

Figuras

Las realizaciones según la presente invención se describen a continuación en más detalle con referencia a los dibujos esquemáticos, en los que

la figura 1 ilustra un método y una planta de ejemplo para la recuperación de gas ácido en uno de sus aspectos más simples cuando se aplica el intercambio de calor de contacto directo.

La figura 2 ilustra un método y una planta de ejemplo que aplica intercambio de calor de contacto indirecto.

La figura 3 ilustra una realización de un método y una planta de ejemplo que aplica intercambio de calor de contacto directo con un posterior bucle de separación y separación de evaporación instantánea.

La figura 4 ilustra el método y la planta según la figura 3, en los que se realiza una presurización adicional de la corriente de gas que contiene gas ácido antes del intercambio de calor.

La figura 5 ilustra una realización del método y una planta de ejemplo que aplica intercambio de calor indirecto con un posterior bucle de separación y separación de evaporación instantánea, donde el destino del medio de destilación recuperado no está especificado.

La figura 6 ilustra una realización del método y una planta de ejemplo que aplica intercambio de calor indirecto donde el medio de destilación recuperado comprimido se devuelve directamente a la columna de destilación.

La figura 7 ilustra una realización del método y una planta de ejemplo que aplica intercambio de calor indirecto donde el medio de destilación recuperado comprimido se devuelve al segundo separador.

La figura 8 ilustra una realización del método y una planta de ejemplo, en los que se aplica una pluralidad de bucles de transferencia de calor adicionales de separación e intercambio de calor de contacto directo.

La figura 9 ilustra una realización del método y una planta de ejemplo, en los que el fluido de transferencia de calor es el absorbente líquido recuperado.

Corrientes y efluentes de entrada/efluentes de salida

A lo largo de la descripción y las reivindicaciones, las corrientes y los efluentes de entrada/efluentes de salida se indican de la siguiente manera: absorbente rico en dióxido de carbono/gas ácido líquido templado LO; absorbente rico en dióxido de carbono/gas ácido líquido/ Li; corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono/gas ácido líquido L2; absorbente pobre en dióxido de carbono/gas ácido calentado de gas/líquido L2'; corriente de absorbente líquida recuperada L3; corriente de absorbente líquida recuperada despresurizada L3'; corriente de absorbente líquida recuperada calentado, L3"; fluido de transferencia de calor L4; corriente calentada L4'; corriente despresurizada L4"; corriente líquida L4¹"; segunda corriente despresurizada L4²"; portador de calor líquido L5; segunda corriente líquida L6; corriente de gas que contiene dióxido de carbono/gas ácido G1; corriente de gas que contiene dióxido de carbono/gas ácido comprimido G1'; medio de destilación G2; medio de destilación evaporado G2'; corriente que contiene dióxido de carbono/gas ácido enfriada G3; medio de destilación recuperado G4; medio de destilación recuperado comprimido G4'; corriente de producto de dióxido de carbono/gas ácido enfriada G5, segundo gas a; segundo gas comprimido b.

Componentes

A lo largo de la descripción y las reivindicaciones, los componentes de la planta se indican de la siguiente manera: primer intercambiador de calor A1; columna de destilación A2; unidad de recuperación de calor A3; segundo intercambiador de calor A4; primer separador A5; tercer intercambiador de calor A6; segundo separador A7; primera unidad de reducción de presión A8; unidad de separación de evaporación instantánea A9; tercer separador A10; primera unidad de aumento de presión A11; segunda unidad de aumento de presión A12; segunda unidad de reducción de presión A13; unidad mezcladora A14; tercera unidad de aumento de presión A15; unidad(es) A16; tercera unidad de reducción de presión A17; cuarta unidad de reducción de presión A18, cuarto separador A19.

Descripción detallada de la invención

Las ilustraciones adjuntas a la presente descripción deben entenderse como una sección de una instalación más grande. Todas las características y variantes de cada una de las realizaciones descritas en el presente documento se aplican igualmente a todas las realizaciones. Por consiguiente, pueden aplicarse características detalladas con respecto al método igualmente a la planta y viceversa. Por simplicidad, el equipamiento adicional no está incluido en la figura. Sin embargo, un experto en la técnica apreciará fácilmente el tipo y las posiciones para tal equipo. Como ejemplos de equipamiento adicional pueden mencionarse bombas de líquido, válvulas, condensadores para la condensación de agua y/o absorbente químico de los gases descargados, medios para reponer agua y/o absorbente, etc. En la siguiente descripción detallada, la invención se describirá con referencia al dióxido de carbono como un ejemplo de gas ácido. La invención no debe limitarse a esto y todas las realizaciones se aplican igualmente a gases ácidos en general tales como CO₂, H₂S, SO₂, etc.

A lo largo de la descripción y las reivindicaciones, los términos "rico", "pobre", y "agotado" se refieren a la cantidad de, por ejemplo, dióxido de carbono o absorbente contenido en una corriente específica, y los símbolos pueden usarse para distinguir entre diferentes corrientes resultantes de las diversas etapas de separación y deben interpretarse como relativos entre sí en una etapa de separación particular.

Con referencia ahora a la figura 1, un método de ejemplo útil para entender la invención se ilustra en una de sus formas más generales, a continuación, el absorbente se describe como una disolución acuosa, pero el ejemplo no debe limitarse a la misma.

La ilustración esquemática debe interpretarse como una sección aguas abajo después de la absorción de dióxido de carbono a partir de una fuente de gas en una columna de absorción. La absorción de dióxido de carbono es muy conocida en la técnica. El método para recuperar dióxido de carbono a partir de un absorbente rico en dióxido de carbono comprende las etapas de proporcionar una corriente de absorbente rico en dióxido de carbono líquida, Li, que ha absorbido dióxido de carbono gaseoso.

El dióxido de carbono absorbido en el absorbente rico en dióxido de carbono líquido, Li, puede originarse a partir de cualquier clase de fuente de dióxido de carbono. La fuente de dióxido de carbono puede originarse, por ejemplo, a partir de la combustión de combustibles fósiles, gases de combustión, a partir de la producción de gases sintéticos o de una línea de producción para llenar bebidas carbonatadas. Se prefiere un gas de combustión.

El absorbente absorbe de manera preferiblemente química. Por lo tanto, el absorbente rico en dióxido de carbono líquido, Li, comprende un agente de absorción adecuado para dióxido de carbono u otros gases ácidos. El agente de absorción usado para la absorción de dióxido de carbono gaseoso puede ser cualquier disolvente conocido que sea capaz de absorber dióxido de carbono y/o gases ácidos. Como ejemplo, puede mencionarse, una disolución de una alcanolamina, más preferiblemente una alcanolamina que tiene de 1 a 3 residuos de alcohol, más preferiblemente residuos de alcohol que tienen 1, 2 o 3 átomos de carbono, en una disolución acuosa. Ejemplos de alcanolaminas adecuadas son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y trietanolamina (TEA), siendo MEA el absorbente de elección ya que es barato y efectivo y está muy probado. La concentración de absorbente está normalmente en el intervalo del 5-40 % en agua. Un ejemplo es monoetanolamina que es una disolución al 35 % de MEA en agua.

Después de la absorción, antes de que se alimente a la columna de destilación, A2, el absorbente rico puede calentarse y/o presurizarse. Se sabe que el dióxido de carbono se separa de los absorbentes de alcanolamina por calentamiento, preferiblemente a una temperatura de 90°C y mayor, preferiblemente por encima de 90 - 110°C, más preferiblemente 95°C o superior, 100°C o superior, tal como de 104°C a 106°C. La presión del absorbente rico en dióxido de carbono líquido, Li, puede aumentarse por encima de la atmosférica, tal como 1-3 bar, o a una presión que es mayor que la presión de la corriente que sale de la columna de absorción que a menudo se hace funcionar a presión ambiente. El proceso de destilación en sí mismo se hace funcionar normalmente ligeramente por encima de la atmosférica (más alta que la presión de funcionamiento de la columna de absorción), tal como de 1,2 a 2,6 bar, más preferiblemente de 1,2 a 1,6 bar, tal como 1,4 bar. Se contemplan otras presiones dentro del contexto de la invención.

El absorbente rico en dióxido de carbono líquido, Li, se destila usando un medio de destilación, G2, comprendiendo dicho medio de destilación sustancialmente vapor, es decir, vapor de agua cuando el absorbente es acuoso. Ventajosamente, el medio de destilación es agua parcialmente recirculada desde el propio procedimiento de destilación.

El medio de destilación es la corriente, G2, que está sustancialmente libre de absorbente y comprende vapor de agua con un bajo contenido de dióxido de carbono. En el contexto del presente ejemplo, muy bajo es por debajo del 10 % en moles, más preferiblemente por debajo del 5 % en moles. La temperatura del medio de destilación, G2, puede ser mayor que la temperatura del absorbente rico en dióxido de carbono líquido calentado, Li, y, más específicamente, mayor de 100°C, preferiblemente en el intervalo de 105°C a 120°C, preferiblemente alrededor de 115°C. Esto proporcionará una destilación más eficiente de dióxido de carbono a partir del absorbente.

En la columna de destilación, A2, se destila dióxido de carbono a partir del absorbente para proporcionar una corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi, y una corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida, L2.

La corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1, se proporciona en condiciones de temperatura y presión que están por encima de las condiciones de evaporación de agua. Por consiguiente, la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1, es una mezcla de dióxido de carbono y vapor de agua.

5 El absorbente pobre en dióxido de carbono, L2, normalmente sale de la parte inferior de la unidad de destilación, A2. Sin embargo, se contempla que la corriente pueda extraerse desde cualquier posición adecuada de la columna.

10 En el contexto del presente ejemplo, se pretende que el término “pobre” signifique una corriente que contiene una cantidad de dióxido de carbono absorbido que es menor que la cantidad del dióxido de carbono en absorbente rico en dióxido de carbono líquido, Li. Por lo tanto, la corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida, L2, comprende menos del 10 % en moles de dióxido de carbono, normalmente menos del 5 % en moles de dióxido de carbono.

15 La corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida, L2, posteriormente se calienta por intercambio de calor indirecto en el tercer intercambiador de calor, A6, para proporcionar un absorbente pobre en dióxido de carbono calentado de gas/líquido, L2', que es una mezcla de gas/líquido. El recalentamiento se obtiene normalmente mediante el uso de un bucle de generación de vapor cerrado normalmente usado en la técnica, pero se contemplan otros medios. En el ejemplo mostrado, la mezcla de gas/líquido se separa adicionalmente en el segundo separador, A7, proporcionando el medio de destilación evaporado, G2', y absorbente líquido recuperado, L3. El medio de destilación evaporado, G2', se alimenta a la columna de destilación, A2, como el medio de destilación, G2, y el absorbente líquido recuperado, L3, se devuelven al absorbedor, con la mayor frecuencia en intercambio de calor con el absorbente rico en dióxido de carbono líquido, Li, como es habitual en la técnica.

20 Parte de la energía térmica comprendida en la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi, se transfiere a un fluido de transferencia de calor, L4, proporcionando de ese modo una corriente de gas que contiene dióxido de carbono enfriada, G3, y una corriente calentada, L4'.

25 La transferencia de calor se realiza en una unidad de recuperación de calor, A3. Se prefiere que el intercambio de calor sea por contacto directo, donde el fluido de transferencia de calor, L4, y la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi, están en contacto físico entre sí.

30 Al usar contacto directo, el intercambio de calor será más eficiente y podrá alcanzar casi el 100 % dependiendo del tamaño y/o el flujo de las corrientes respectivas. Además, tanto el agua condensada a partir de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1, como el agua del fluido de transferencia de calor se mezclarán y podrán usarse en la recirculación a la columna de destilación y la transferencia de calor, respectivamente.

35 De esa manera, se garantiza la necesidad de un mínimo absoluto de suministro de agua/fluido en el proceso, lo que proporcionará un ahorro de costes global para el proceso.

40 Se deduce necesariamente que la temperatura del fluido de transferencia de calor, L4, es inferior a la temperatura de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi. La temperatura de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi, puede estar en el intervalo de 90°C a 115°C y el fluido de transferencia de calor, L4, está en el intervalo de 65°C a 80°C.

45 Por lo tanto, en un ejemplo, el intercambiador de calor es un enfriador de contacto directo, y la temperatura del fluido de transferencia de calor, L4, es aproximadamente de 70°C, la temperatura de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi, es normalmente de 102°C y la relación de flujo másico de las corrientes respectivas, G1:L4, es aproximadamente 1:9 (kg/h)/(kg/h) y la altura de la transferencia de calor del enfriador de contacto directo es aproximadamente 4 m y el diámetro es aproximadamente 0,7 m cuando el material de envasado es anillos de linguete (envasado aleatorio).

50 Con estos valores relativos, se producirá una transferencia de calor completa de modo que la temperatura del fluido de transferencia de calor calentado sea aproximadamente la misma que la temperatura de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi, y la corriente que contiene dióxido de carbono enfriada, G3, tiene la misma temperatura que el fluido de transferencia de calor, L4. Se contempla que las temperaturas, flujos y dimensiones pueden variar. Dependiendo de la elección de un parámetro específico, el experto podrá determinar los parámetros restantes, por ejemplo, usando cualquier programa de simulación adecuado para cálculos termodinámicos; tales programas son muy conocidos en la técnica.

55 Por consiguiente, esta etapa proporciona la recuperación de energía térmica desde la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, Gi, al fluido de transferencia de calor, L4. El enfriamiento también da como resultado la condensación de vapor de agua presente en el gas que contiene dióxido de carbono, Gi, proporcionando la corriente calentada, L4', que comprende vapor de agua condensado a partir de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1, así como el fluido de transferencia de calor, L4, ahora calentado.

60

65

Este enfriamiento de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G_i , proporciona agua del proceso que va a procesarse y hacerse recircular adicionalmente a la etapa de destilación como el medio de destilación y, en ejemplos particulares, también el fluido de transferencia de calor.

5 Por lo tanto, la mayor parte del fluido de transferencia de calor, L_4 , se deriva preferiblemente del propio proceso en un bucle de medio de destilación que está condensándose y haciéndose recircular y usándose como al menos parte del fluido de transferencia de calor.

10 En otro ejemplo particular, una parte del fluido de transferencia de calor, L_4 , se origina a partir de la etapa de absorción que precede a la etapa de destilación. Si la etapa de absorción crea un exceso de calor, el absorbedor puede estar dotado de medios de enfriamiento, tal como un condensador de reflujo. El efecto de esto es reducir la pérdida de absorbente y la evaporación de agua en el absorbedor. El enfriamiento condensa agua y absorbente y este condensado puede usarse como, o parte de, el fluido de transferencia de calor, L_4 . Por lo tanto, cuando la absorción crea calor, puede recogerse más agua internamente y, puede producirse de ese modo más vapor para la etapa de
15 destilación.

Por lo tanto, el fluido de transferencia de calor, L_4 , o parte del fluido de transferencia de calor puede suministrarse externamente, derivarse del procedimiento de absorción que precede al método de ejemplo o una combinación de
20 todos los anteriores.

La corriente calentada, L_4' , se somete a una etapa de separación de evaporación instantánea en la unidad de separación de evaporación instantánea, A_9 , que proporciona el medio de destilación recuperado, G_4 , y el medio de destilación condensado, L_5 .

25 La corriente que contiene dióxido de carbono enfriada, G_3 , descrita anteriormente, se intercambia calor adicionalmente y se separa en el primer separador, A_5 , para proporcionar una corriente de producto de dióxido de carbono, G_5 , y la segunda corriente líquida, L_6 , este enfriamiento adicional de la corriente que contiene dióxido de carbono enfriada, G_3 , garantiza que se retire aún más agua (fluido) del gas de dióxido de carbono. En este punto, el gas contendrá menos del 5 % en moles de agua. Si se desea, la corriente de producto de dióxido de carbono, G_5 , puede someterse a una etapa de purificación final, tal como condensación, destilación, adsorción o una combinación.
30

En la siguiente descripción de las figuras, todas las secuencias y etapas que aparecen a partir de la figura 1 son las mismas.

35 Haciendo referencia ahora a la figura 2, se muestra otro ejemplo útil para entender la invención en el que el intercambio de calor entre la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G_1 , y el fluido de transferencia de calor, L_4 , se lleva a cabo mediante enfriamiento indirecto. Por consiguiente, la diferencia principal entre los ejemplos presentados en las figuras 1 y 2 es el tipo de transferencia de calor aplicado según la etapa c. En la figura 2 se aplica intercambio de calor indirecto. Por consiguiente, sin que se produzca ninguna mezcla de las dos corrientes, G_1 y L_4 .
40

En este ejemplo, una tercera unidad de reducción de presión, A_{17} , se muestra antes de la transferencia de calor en la unidad de recuperación de calor, A_3 , para reducir la presión del fluido de transferencia de calor, L_4 . El portador de calor líquido, L_5 , recuperado a partir de la unidad de separación de evaporación instantánea, A_9 , se hace recircular a una unidad de mezcla, A_{14} , para mezclarse con agua de reposición, la presión de esta corriente combinada se reduce para proporcionar el fluido de transferencia de calor, L_4 . También se contempla que la unidad de recuperación de calor (A_3) y la unidad de separación de evaporación instantánea (A_9) estén integradas en una unidad.
45

También se contempla (tal como se muestra en la figura 2) que el segundo líquido, L_6 , se divide en una primera unidad $A_{16...1}$ donde una fracción se devuelve a la columna de destilación, A_2 , para una purificación adicional y una segunda fracción se mezcla con el portador de calor líquido en una segunda unidad $A_{16...2}$ antes de entrar en la unidad mezcladora, A_{14} .
50

Un absorbente rico en dióxido de carbono líquido templado, LO , puede calentarse en el intercambiador de calor, A_1 , antes de alimentarse a la columna de destilación, A_2 , para proporcionar el absorbente rico en dióxido de carbono líquido, Li , que tiene una temperatura que es más alta que la temperatura de la corriente de absorbente rico en dióxido de carbono líquida templada, LO . Por lo tanto, la temperatura de la corriente de absorbente rico en dióxido de carbono líquida, Li , está preferiblemente en el intervalo de 90°C a 110°C , más preferiblemente en el intervalo de 103°C a 105°C , lo más preferido 104°C tal como se conocen intervalos de temperatura para separar dióxido de carbono de absorbentes de alcanolamina.
55
60

Como es habitual, el intercambio de calor en el intercambiador A_1 es normalmente un intercambio de calor entre el absorbente pobre más caliente del destilador L_3 y el absorbente rico más templado LO de la columna de absorción. También se contempla (no se muestra) que en lugar de, o adicional a, el intercambio de calor del absorbente pobre más caliente del destilador L_3 , la corriente se extrae por succión, tal como mediante una bomba de vacío. La succión a lo largo del calentamiento mejora la eficiencia de funcionamiento. Una variación de esta realización se ilustra adicionalmente en la figura 9 y se describe a continuación.
65

La realización mostrada en la figura 3 también presenta un enfriador de contacto directo. En esta realización se introduce un bucle de transferencia de calor. La corriente calentada, L4', proporcionada por la etapa c. de transferencia de calor se despresuriza posteriormente para dar una corriente despresurizada, L4". La despresurización se obtiene preferiblemente por medio de una válvula, más específicamente una válvula de reducción de presión, A8. La corriente despresurizada, L4", es una mezcla de gas/líquido. La corriente se despresuriza a una presión por debajo de la presión de la corriente calentada, L4', y preferiblemente a presión por debajo de la atmosférica para proporcionar una mezcla de líquido/gas, es decir, por debajo de 1 bar/1 atm. Normalmente, la presión se reduce a aproximadamente la mitad de la presión de la corriente anterior, por ejemplo, desde aproximadamente 1,4 bar hasta aproximadamente 0,7 bar, etc.

Se incluye un bucle de transferencia de calor para proporcionar el portador de calor líquido, L5. La separación de evaporación instantánea de la corriente despresurizada, L4", proporciona la corriente líquida, L4"', y el medio de destilación recuperado, G4. La presión de la corriente líquida, L4"', de agua condensada se reduce además en una segunda unidad de reducción de presión, A13, para proporcionar una segunda corriente despresurizada, L4''', dicha corriente es una mezcla de gas/líquido. La presión se reduce a la mitad de manera similar preferiblemente tal como a 0,4 (cuando la primera reducción de presión es de 0,7 bar). La segunda corriente despresurizada, L4''', luego se separa en el tercer separador, A10, para proporcionar el portador de calor líquido, L5, sustancialmente constituido por agua, que se hace recircular y se mezcla con agua de reposición para proporcionar el fluido de transferencia de calor, L4.

Antes de mezclar, la presión del fluido de transferencia de calor, L4, puede aumentarse para corresponder a la presión del sistema de destilación, que es normalmente alrededor de 1-1,5 bar, preferiblemente 1,4 bar. Alternativamente, cuando el enfriamiento es por enfriamiento indirecto, la presión puede ajustarse a una presión más baja.

La separación en el tercer separador, A10, también proporciona un segundo gas, a, de vapor de agua. Esta corriente se comprime de nuevo a la presión de funcionamiento de la unidad de separación de evaporación instantánea, A9, para proporcionar un segundo gas comprimido, b, que se suministra a la unidad de separación de evaporación instantánea, A9, donde se vaporiza instantáneamente con la corriente despresurizada, L4", que proporciona el medio de destilación recuperado, G4.

Por lo tanto, con la circulación, la cantidad de vapor que se extrae de la fase líquida que va a usarse como medio de destilación aumenta de manera simple y con un mínimo de suministro de energía.

El medio de destilación recuperado, G4, proporcionado por la separación de evaporación instantánea se comprime de nuevo entonces en la realización mostrada en la segunda unidad de aumento de presión, A12, dando como resultado un medio de destilación recuperado comprimido, G4'. La segunda unidad de aumento de presión puede hacerse funcionar con vacío, pero se contemplan alternativas adecuadas. El medio de destilación recuperado comprimido, G4', tiene una temperatura que es sustancialmente más alta que la temperatura del medio de destilación recuperado, G4. El calor proviene de la recompresión. El medio de destilación recuperado comprimido, G4', se mezcla posteriormente con el absorbente pobre en dióxido de carbono calentado de gas/líquido L2' en el segundo separador, A7, para proporcionar el medio de destilación evaporado G2' y se alimenta a la columna de destilación A2. También se contempla que el medio de destilación recuperado comprimido, G4', se alimenta directamente a la columna de destilación, A2, o se mezcla con el medio de destilación evaporado G2' antes de entrar en la columna de destilación A2.

La realización mostrada en la figura 4 es idéntica a la realización de la figura 3 con la diferencia de que la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1, se comprime usando una tercera unidad de aumento de presión, A15, antes de entrar en la unidad de recuperación de calor, A3, para proporcionar una corriente de gas que contiene dióxido de carbono comprimido, G1'.

Proporcionar una etapa de presurización antes del intercambio de calor puede hacerse en combinación con el uso tanto de un intercambiador de calor de contacto directo como de un intercambiador de calor indirecto (no mostrado). Cuando se incluye una etapa de compresión en este punto, la transferencia de calor en la etapa c. será más eficaz y la fracción de gas en la corriente despresurizada, L4", antes de la separación en el separador, A9, proporcionará una fracción de vapor más grande.

Según la presente invención, se proporcionan varias realizaciones para utilizar el medio de destilación recuperado, G4. En particular, la versatilidad se ilustra en las figuras 5 a 7, en las que el medio de destilación recuperado, G4, puede proporcionarse directa o indirectamente a la columna de destilación, A2. Por consiguiente, en la realización mostrada en la figura 5, el medio de destilación recuperado, G4, no está explícitamente conectado al segundo separador, A7, o a la columna de destilación, A2. El experto reconocerá que, con esta realización más general, la energía contenida en el medio de destilación recuperado, G4, puede redirigirse donde sea más eficiente según la invención. Sin embargo, en una realización tal como se muestra en la figura 6, el medio de destilación recuperado, G4, se comprime para proporcionar una corriente de medio de destilación recuperada comprimida, G4', que se devuelve directamente a la columna de destilación, A2. Aunque no se muestra en la figura 6, también se contempla

que el medio de destilación recuperado comprimido, G4', se alimenta a la columna de destilación, A2, en una posición por debajo de la alimentación del medio de destilación gaseoso, G2. También se contempla que el medio de destilación recuperado se alimente directamente a la columna de destilación sin compresión previa en caso de que la presión sea lo suficientemente alta, por o bien presurización o bien gravedad o bien flujo facilitado por una bomba de líquido. En la realización mostrada en la figura 7, el medio de destilación recuperado comprimido, G4', está conectado al segundo separador, A7. El medio de destilación recuperado comprimido, G4', se separa en el segundo separador, A7, junto con la corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono calentada de gas/líquido, L2', para proporcionar el medio de destilación, G2, como la fase gaseosa y la corriente de absorbente líquida recuperada, L3, que se devuelve al procedimiento de absorción aguas arriba.

Al comprimir de nuevo el medio de destilación recuperado, G4, la corriente se calienta y es capaz de proporcionar un gran flujo de medio de destilación. Además, en realizaciones preferidas, la presión del medio de destilación recuperado comprimido, G4', corresponde a la presión de funcionamiento de la columna de destilación, por lo que la corriente recirculada puede usarse directamente sin tratamiento adicional.

En la realización mostrada, el fluido de transferencia de calor, L4, se origina desde la recirculación tanto de agua desde el destilador como de agua del gas de combustión/agua evaporada desde el absorbente. Y, por lo tanto, el fluido de transferencia de calor L4 es sustancialmente una corriente reciclada del propio proceso. En esta realización habrá una cantidad muy baja de agua de reposición suministrada externamente y esta fracción constituirá menos del 5 % (mol/mol), más preferiblemente menos del 3 % (mol/mol), incluso más preferiblemente menos del 1 % (mol/mol) del flujo másico de agua en el sistema.

En otra realización del proceso tal como se representa en la figura 8, el bucle de transferencia de calor introducido en la figura 3, se desarrolla además para estar comprendido por una pluralidad de bucles de transferencia de calor, en esta realización específica se muestran dos bucles que están conectados en paralelo. En la realización mostrada, la transferencia de calor es intercambio de calor directo, sin embargo, el intercambio de calor indirecto puede emplearse igualmente.

Por lo tanto, en la figura [n] indica el número de bucle además del primer bucle. Cuando solo hay un bucle, se omite el número. Por lo tanto, en el contexto de la invención, n será un número entero de 2 o mayor que 2, tal como 2, 3, 4, 5, 6, etc.

Por lo tanto, en esta realización, la corriente que contiene dióxido de carbono enfriada, G3, que deja el enfriador de contacto directo, A3, entra en un segundo enfriador de contacto directo, A3[2], en el que la corriente se enfría adicionalmente con una corriente reciclada de un segundo portador de calor líquido, L5[2], proporcionando una segunda corriente calentada, L4'[2], y una segunda corriente que contiene dióxido de carbono enfriada G3[2]. De manera similar, con respecto al primer bucle, la segunda corriente calentada, L4'[2], se reduce en cuanto a presión (A8[2]), y se separa (A9[2]) en un segundo medio de destilación recuperado, G4[2], y el segundo portador de calor líquido L5[2]. El segundo medio de destilación recuperado, G4[2], se comprime y se mezcla con el medio de destilación recuperado, G4. A continuación, las corrientes combinadas se alimentan a la columna de destilación, opcionalmente con compresión y separación previas, tal como se muestra en la figura 8.

De la misma manera que se describió anteriormente, es posible añadir bucles de transferencia de calor adicionales, en cuyo caso el siguiente gas de entrada al tercer enfriador de contacto (A8[3]) sería la segunda corriente que contiene dióxido de carbono enfriada G3[2] y así sucesivamente.

La corriente calentada, L4', experimenta esencialmente las mismas etapas que se describen en la figura 1, es decir, se reduce su presión para proporcionar la corriente despresurizada, L4'', que se separa en la unidad de separación de evaporación instantánea, A9, proporcionando el medio de destilación recuperado, G4, y el portador de calor líquido, L5.

En la realización mostrada el portador de calor líquido se recicla y se mezcla con una corriente de reposición para proporcionar el fluido de transferencia de calor, L4, y, el medio de destilación recuperado, G4, se mezcla con el segundo medio de destilación recuperado comprimido, G4'[2], las fracciones combinadas se comprimen en el compresor A12, para proporcionar el medio de destilación recuperado comprimido, G4', que, tal como se muestra, se alimenta al segundo separador, A7. Con esta realización, sin embargo, también se contempla que el medio de destilación recuperado comprimido, G4', se alimenta directamente a la columna de destilación o se mezcla con el medio de destilación, G2, antes de alimentarse a la columna de destilación.

Similar a los bucles paralelos, también es ventajoso tener bucles conectados en serie. Haciendo referencia a la figura 3, en caso de más bucles en serie, la corriente líquida que deja el tercer separador, A10, (el portador de calor líquido, L5) se despresurizaría para proporcionar una mezcla de gas/líquido, esta corriente se separaría en un separador adicional (A10[2]), donde el líquido correspondería al líquido de transferencia de calor, L5, que se hace recircular como parte del fluido de transferencia de calor y el gas se comprimiría en un compresor (A11[2]) alimentado al tercer separador, A10, y desde allí seguiría la ruta descrita en la figura 3.

De la misma manera que se ha descrito anteriormente, se prevé que pueda insertarse una pluralidad de bucles tanto en paralelo como en serie. Se prefiere que haya 1, 2 o 3 bucles en paralelo y/o en serie. Tal como dos bucles paralelos y 1, 2 o 3 en serie.

5 Al incluir n bucles en paralelo, se condensa más fluido (agua) del producto gaseoso G3[n] (en el que n es un número entero, tal como 2, 3, 4, 5, 6, etc.) proporcionando tanto una corriente de producto más limpia que evita algunas etapas de purificación aguas abajo, y también proporcionando más vapor de destilación para su uso en la destilación. El fluido/agua en la corriente de producto se proporciona tradicionalmente al destilador como un líquido y, por lo tanto, no se utiliza como medio de destilación. Al incluir más bucles en serie, se proporciona más vapor para la destilación.

10 Haciendo referencia a la figura 9, se ilustra una realización adicional de la invención en la que la corriente de gas que contiene gas ácido, G1, que sale del destilador, A2, se alimenta a la unidad de recuperación de calor, A3, que en la realización mostrada es un intercambiador de calor indirecto. La corriente de absorbente líquida recuperada, L3, se despresuriza en la cuarta unidad de reducción de presión A18, tal como se ilustra, una válvula, para proporcionar un absorbente líquido recuperado despresurizado L3' y se hace pasar posteriormente a través de la unidad de recuperación de calor A3. Se transfiere calor de la corriente de gas que contiene gas ácido, G1, a la corriente de absorbente líquida recuperada despresurizada, L3', para proporcionar una corriente de absorbente líquida recuperada calentada, L3'', que es una mezcla de gas/líquido. La corriente de absorbente líquida recuperada calentada, L3'', se separa en un cuarto separador, A19, para proporcionar un absorbente recuperado y el medio de destilación recuperado G4. El medio de destilación recuperado se comprime (tal como en la segunda unidad de aumento de presión A12) antes de alimentarse a la columna de destilación A2 como el medio de destilación recuperado comprimido G4'.

El número preferido puede variar dependiendo del coste de equipamiento adicional frente a la reducción de costes para proporcionar vapor de destilación adicional con el tercer intercambiador de calor A6.

25 Las pruebas han revelado que cuando el disolvente es acuoso y cuando la temperatura del medio de destilación recuperado (G4) es de 70°C, la presión parcial de agua es de 0,31 bar (a) y reducir aún más la temperatura no dará como resultado ningún aumento sustancial en la recuperación de calor debido a la condensación de agua y, por lo tanto, no se observan efectos sustanciales al incluir más bucles.

30 Otro aspecto de la presente invención se refiere a una planta para la recuperación de dióxido de carbono a partir de un absorbente rico en dióxido de carbono líquido, comprendiendo dicha planta una columna de destilación, A2, que tiene una entrada de gas a través de la cual puede alimentarse un medio de destilación (G2) y una entrada de líquido a través de la cual puede alimentarse un agente de absorción rico en dióxido de carbono líquido (L1), estando dicha salida de gas conectada a una unidad de recuperación de calor, A3, que tiene adicionalmente una entrada de fluido de transferencia de calor, una salida de gas de producto y una segunda salida de líquido, estando dicha segunda salida de líquido conectada directa o indirectamente a la columna de destilación, A2. En una realización adicional, la segunda salida de líquido de la unidad de recuperación de calor, A3, está conectada a una primera unidad de reducción de presión, A8, que luego se conecta directa o indirectamente a la columna de destilación (A2). En una realización, la planta comprende un segundo separador, A7, en la que el segundo separador, A7, tiene una entrada de líquido adicional conectada a través de un tercer intercambiador de calor, A6, a la salida de líquido de la columna de destilación, A2, una salida de líquido y una salida de gas conectadas directamente a la entrada de gas de la columna de destilación, A2.

45 En una realización adicional de la planta, la unidad de reducción de presión, A8, está conectada indirectamente a la columna de destilación, A2, y la primera unidad de reducción de presión, A8, está conectada a una unidad de separación de evaporación instantánea, A9, teniendo adicionalmente la unidad de separación de evaporación instantánea, A9, una entrada de gas, una salida de líquido y una salida de gas, estando la salida de gas conectada a una segunda unidad de aumento de presión, A12, que está conectada al segundo separador, A7, la salida de líquido está conectada a una segunda unidad de reducción de presión, A13, que está conectada a un tercer separador, A10, que tiene además una salida de gas y una salida de líquido, la salida de gas está conectada a una primera unidad de aumento de presión, A11, que está conectada a la entrada de gas de la unidad de separación de evaporación instantánea, A9, y en la que la salida de líquido del segundo separador, A7, está conectada, opcionalmente a través de una bomba y/u opcionalmente una unidad mezcladora, A14, con la entrada de líquido de la entrada de fluido de transferencia de calor de la unidad de recuperación de calor, A3.

En otra realización, la unidad de recuperación de calor, A3, es un intercambiador de calor de contacto directo.

60 Se contempla que una o ambas de las unidades de reducción de presión, A8 y A12, es una válvula de reducción de presión y/o que una o ambas de las unidades de aumento de presión, A11 y A12, se hace funcionar con bomba de vacío.

65 Intercambiadores de calor para su uso según la presente invención pueden ser, en principio, de cualquier tipo. Está dentro de las habilidades del experto en la técnica seleccionar un intercambiador de calor adecuado basándose en los flujos estimados de absorbente, gas y medio de recepción, así como la cantidad estimada de energía térmica que va a transferirse para proporcionar una temperatura más óptima en el absorbedor, y para recuperar calor con el fin de

mejorar la economía energética de la planta total.

La planta comprende además una columna de destilación, A2. La columna de destilación que se usará en la planta puede ser cualquier columna envasada conocida en la técnica. Ejemplos de columnas de destilación adecuadas son columnas, que contienen elementos internos o de transferencia de masa, tales como bandejas o envases aleatorios o estructurados. Normalmente, la corriente de gas que contiene dióxido de carbono calentado sale por la parte superior del destilador y una corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida sale por la parte inferior del destilador.

La corriente de dióxido de carbono gaseosa purificado se enfría después de salir por la parte superior de la unidad de recuperación de calor, A3, y luego se separa en el primer separador, A5, para retirar las cantidades mínimas finales de agua en la corriente. El dióxido de carbono purificado sale del separador como el producto gaseoso, y la corriente de agua condensada que vuelve a la columna de destilación está saliendo por la parte inferior de la unidad de condensación, A5.

La columna de destilación, A2, puede tener además una entrada adicional para agua de reposición, que se alimenta en la parte superior del destilador, y una entrada adicional para agua agotada en cuanto a dióxido de carbono condensada recuperada en el primer separador, A5.

La planta comprende además una unidad de recuperación de calor, A3, para enfriar la corriente de gas que contiene dióxido de carbono. La unidad de recuperación de calor puede ser un enfriador de contacto directo o indirecto, y es preferiblemente un enfriador de contacto directo. Basándose en el flujo másico y las condiciones de temperatura y presión, un experto en la técnica podrá determinar la altura de un intercambiador de calor de contacto directo requerida para enfriar la corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1.

La planta en una realización comprende además una o más unidades de evaporación instantánea y uno o más separadores que son muy conocidos en la técnica. La unidad de evaporación instantánea según la invención puede ser un simple acumulador de separación o un separador de vapor/líquido. En particular, los separadores A5, A7 y A10 son simples separadores líquido/vapor, también conocidos como acumuladores de separación o acumuladores de evaporación instantánea que tienen solo una entrada y luego una salida de gas y una de líquido. La unidad de evaporación instantánea A9 es preferiblemente una unidad de separación de evaporación instantánea, pero también puede ser un simple acumulador de separación si las corrientes están suficientemente limpias.

La planta comprende además una o más unidades de aumento de presión para comprimir el fluido de enfriamiento calentado en vapor. La unidad de aumento de presión puede ser un compresor, un eyector de vapor, un soplador o similar. En la presente invención, dado que la corriente preferida es un vapor de agua, la unidad de aumento de presión preferida es capaz de recompresión de vapor, tal como compresor de tipo husillo, centrífugo o de lóbulos.

Al seleccionar materiales adecuados para cada una de dichas unidades, debe dirigirse una consideración especial a la temperatura, la presión, y las propiedades químicas y físicas de los gases y líquidos que van a tratarse. Sin embargo, tal consideración estará dentro del conocimiento de un experto en la técnica.

Además, un experto puede reconocer fácilmente que la selección y el control de parámetros de proceso dependerán de la composición química del gas que se introduce en la planta, así como de la composición química y el estado físico de los gases y líquidos en cada etapa del método.

El término "reducción de consumo de energía global" debe entenderse ampliamente. Según la presente invención, la reducción de consumo de energía global significa que se reduce la energía objetiva suministrada y/o se aumenta la cantidad de energía utilizable recuperada. El consumo de energía reducido puede verse de manera aislada para la sección relevante de la instalación más grande. Sin embargo, el consumo de energía reducido para una vista de sección de este tipo aislada no debe llegar a expensas de un mayor consumo de energía en las secciones aguas arriba y/o aguas abajo de la instalación más grande.

La energía consumida puede ser, por ejemplo, en forma de electricidad, vapor a alta presión, vapor a baja presión y/o agua caliente para fines de calentamiento. Por consiguiente, cambiando lo que sea necesario, la disminución de la cantidad de al menos una de estas formas de energía en la sección de la instalación más grande debe entenderse como una reducción del consumo de energía global.

Las siguientes composiciones a modo de ejemplo detalladas de las corrientes pueden aplicarse igualmente a todas las realizaciones de la presente invención.

En una realización que usa MEA como absorbente, la corriente, L0, comprende de desde aproximadamente un 70 hasta un 85 % en moles de agua, de desde aproximadamente un 5 hasta un 15 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 2,5 hasta un 10 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 45°C hasta 50°C, tal como alrededor de 47°C, a una presión de aproximadamente 3 bar.

La corriente, L1, comprende de desde aproximadamente un 70 hasta un 85 % en moles de agua, de desde

aproximadamente un 5 hasta un 15 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 2,5 hasta un 10 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 100°C hasta 110°C, tal como alrededor de 104°C, a una presión de aproximadamente 3 bar.

5 La corriente, L2, comprende de desde aproximadamente un 80 hasta un 90 % en moles de agua, de desde aproximadamente un 5 hasta un 15 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 5 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 105°C hasta 115°C, tal como alrededor de 112°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

10 La corriente, L2', comprende de desde aproximadamente un 80 hasta un 90 % en moles de agua, de desde aproximadamente un 5 hasta un 15 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 5 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 105°C hasta 120°C, tal como alrededor de 113°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar, y tiene una fracción molar de vapor de aproximadamente 0,1.

15 La corriente, L3, comprende de desde aproximadamente un 80 hasta un 90 % en moles de agua, de desde aproximadamente un 5 hasta un 15 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 5 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 110°C hasta 120°C, tal como alrededor de 113°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar, y tiene una fracción molar de vapor de aproximadamente 0.

20 La corriente, L4, comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 70°C hasta 80°C, tal como alrededor de 75°C, a una presión de aproximadamente 3 bar.

25 La corriente calentada, L4', comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 90°C hasta 100°C, tal como alrededor de 94°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

30 La corriente, L4'', comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 85°C hasta 95°C, tal como alrededor de 89°C, a una presión de aproximadamente 0,7 bar.

35 La corriente, L4''', comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 85°C hasta 95°C, tal como alrededor de 89°C, a una presión de aproximadamente 0,7 bar.

40 La corriente, L4''', comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 70°C hasta 80°C, tal como alrededor de 75°C, a una presión de aproximadamente 0,4 bar.

45 La corriente, L5, comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 70°C hasta 80°C, tal como alrededor de 75°C, a una presión de aproximadamente 0,4 bar.

50 La corriente, L6, comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,1 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 45°C hasta 55°C, tal como alrededor de 50°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

55 La corriente, G1, comprende de desde aproximadamente un 55 hasta un 65 % en moles de agua y de desde aproximadamente un 35 hasta un 45 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente un 90°C hasta un 120°C, tal como alrededor de 94°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

60 La corriente, G2, comprende de desde aproximadamente un 90 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 2 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 2 hasta un 10 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 105°C hasta 120°C, tal como alrededor de 113°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

65

La corriente, G3, comprende de desde aproximadamente un 25 hasta un 35 % en moles de agua, y de desde aproximadamente un 65 hasta un 75 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente un 70°C hasta un 80°C, tal como alrededor de 76°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

5 La corriente, G4, comprende de desde aproximadamente un 97 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 3 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 85°C hasta 95°C, tal como alrededor de 89°C, a una presión de aproximadamente 0,7 bar.

10 La corriente, G4', comprende de desde aproximadamente un 97 hasta un 100 % en moles de agua, aproximadamente de un 0 a un 0,1 % en moles de MEA y de desde aproximadamente un 0 hasta un 3 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 160°C hasta 180°C, tal como alrededor de 170°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

15 La corriente, G5, comprende de desde aproximadamente un 5 hasta un 10 % en moles de agua y de desde aproximadamente un 90 hasta un 95 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 45°C hasta 55°C, tal como alrededor de 50°C, a una presión de aproximadamente 1,4 bar.

20 La corriente, a, comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta un 100 % en moles de agua, y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,2 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 70°C hasta 80°C, tal como alrededor de 75°C, a una presión de aproximadamente 0,4 bar.

25 La corriente, b, comprende de desde aproximadamente un 99,8 hasta 100 % en moles de agua, y de desde aproximadamente un 0 hasta un 0,2 % en moles de dióxido de carbono, y tiene una temperatura en el intervalo de desde aproximadamente 130°C hasta 145°C, tal como alrededor de 138°C, a una presión de aproximadamente 0,7 bar.

30 Para todas las corrientes se aplica que la suma de constituyentes no exceda el 100 % en moles. Las corrientes pueden comprender constituyentes adicionales, tales como nitrógeno y/u oxígeno.

Ejemplos

35 La presente invención se ilustra adicionalmente con más detalle por medio del siguiente ejemplo. Este ejemplo no debe interpretarse como una limitación del alcance de la presente invención.

Ejemplo 1

40 El siguiente ejemplo se refiere al ejemplo calculado de una sección de una instalación más grande tal como se representa esencialmente en la figura 3. Los parámetros para las corrientes en el ejemplo se resumen en la tabla 1 a continuación.

45 Una corriente de absorbente rico en dióxido de carbono líquida templada, L0, que tenía dióxido de carbono gaseoso absorbido se proporcionó con un flujo másico de aproximadamente 16.462 kg/h a una temperatura de aproximadamente 47°C, y se calentó a aproximadamente 104°C, es decir, que proporciona el absorbente rico en dióxido de carbono líquido, L1. La corriente, L1, se introdujo después en una unidad de destilación (A3) y se mezcló con un medio destilador, G2, suministrado a un flujo másico de aproximadamente 1.870 kg/h y una temperatura de aproximadamente 97°C. El procedimiento de destilación dio como resultado la separación en una corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1, que tenía una temperatura de aproximadamente 94,6°C y una corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida, L2, que tenía una temperatura de aproximadamente 112°C. La corriente de gas que contiene dióxido de carbono, G1, se enfrió mediante intercambio de calor por contacto directo con una corriente de medio de transferencia de calor líquida, L4, suministrado a un caudal de aproximadamente 15.000 kg/h y que tenía una temperatura inicial de aproximadamente 76°C con el fin de proporcionar una corriente que contiene dióxido de carbono enfriada, G3, que tenía una temperatura de aproximadamente 76°C y una corriente calentada, L4', que tenía una temperatura de aproximadamente 94°C. La corriente calentada, L4', posteriormente se descomprimió mediante el uso de una válvula de reducción de presión (A8) para dar una corriente despresurizada, L4". Dicha corriente despresurizada L4" se separó en la unidad de separación de evaporación instantánea (A9) proporcionando el medio de destilación recuperado G4 que tenía una temperatura de aproximadamente 90°C y una presión de aproximadamente 0,7 bar, que se comprimió en la segunda unidad de aumento de presión (A12) dando como resultado una temperatura de aproximadamente 170°C y una presión de aproximadamente 1,4 bar. La separación de evaporación instantánea también dio como resultado que la corriente líquida L4''' tuviera una temperatura y presión como el medio de destilación recuperado, G4. La corriente líquida L4''' se redujo entonces aún más en cuanto a presión en una segunda unidad de reducción de presión (A13) a una presión y temperatura de 0,4 bar y 76°C, la corriente líquida L4'''' se separó luego para dar el segundo gas, a, que se comprimió de nuevo en el primer compresor (A11) para dar el segundo gas comprimido, b, a una presión de 0,7 bar. El segundo gas se devolvió a la unidad de separación de evaporación instantánea (A) y salió como parte del medio de destilación recuperado G4.

ES 2 869 573 T3

La corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida, L2, que salió del destilador (A2) se calentó en un tercer intercambiador de calor (A6) usando calor externo, esto proporcionó la corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono calentada de gas/líquido, L2', que tenía una temperatura de aproximadamente 113°C para la mezcla en un segundo separador (A7) con el medio de destilación recuperado comprimido, G4', con los flujos másicos de aproximadamente 16.760 kg/h (L2') y 538 kg/h (G4'), respectivamente. La mezcla de corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono calentada de gas/líquido, L2', y el medio de destilación recuperado comprimido, G4', se separó después, proporcionando de ese modo una corriente de absorbente líquida recuperada, L3, con un flujo másico de aproximadamente 15.428 kg/h y el medio destilador, G2, que tenía un flujo másico de aproximadamente 1870 kg/hora, una temperatura de aproximadamente 113°C y una presión de 1,4 bar.

De este ejemplo se deduce que la circulación del agua a partir de la corriente de gas que contiene dióxido de carbono (G1) puede proporcionarse de nuevo a la unidad de destilación (A2) y constituye aproximadamente 1/3 del medio de destilación sin comprometer el rendimiento y la pureza del dióxido de carbono resultante.

Por lo tanto, un tercio de la energía suministrada de otro modo en forma de un bucle de vapor puede reemplazarse por el trabajo de corriente del vapor de agua ya presente.

Basándose en el ejemplo ilustrado anteriormente, la primera unidad de aumento de presión (A11) tendría una captación de potencia de 13 kW y la segunda unidad de aumento de presión (A12) una captación de potencia eléctrica de 23 kW, es decir, 36 kW para hacer funcionar las unidades. Esta potencia eléctrica corresponde a 108 kW de potencia de vapor.

El vapor generado por el proceso en el ejemplo (G4') asciende a 334 kW ($2230 \text{ kJ/kg} \cdot 523 \text{ kg/3600}$) y, por lo tanto, la reducción de energía global en el ejemplo ilustrado fue de 226 kW de vapor. Esto corresponde a aproximadamente a más de un 20 % de reducción de energía.

Tabla 1

| RESUMENES DE FLUJO: | | | | | |
|------------------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| N.º de corriente | L0 | L1 | L2 | L2' | L3 |
| Temperatura C | 47,61 | 104,00 | 112,20 | 113,16 | 113,23 |
| Presión bar | 3 | 3 | 1,4 | 1,4 | 1,4 |
| Ent kW | -53.005,00 | -52.074,00 | -54.404,00 | -53.623,00 | -48.988,00 |
| Fracción molar de vapor | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,10 | 0,00 |
| Total kmol/h | 649,94 | 649,94 | 696,75 | 696,92 | 629,39 |
| Total kg/h | 16.462,35 | 16.462,35 | 16.756,94 | 16.760,64 | 15 428,40 |
| L estándar total m ³ /h | 16,73 | 16,73 | 16,82 | 16,83 | 15,47 |
| V estándar total m ³ /h | 14.567,44 | 14.567,44 | 15.616,77 | 15.620,62 | 14.106,85 |
| Componente % en moles | | | | | |
| Dióxido de carbono | 6,42 | 6,42 | 2,79 | 2,79 | 2,57 |
| Nitrógeno | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Oxígeno | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Agua | 80,47 | 80,47 | 84,88 | 84,88 | 83,89 |
| Monoetanolamina | 13,11 | 13,11 | 12,33 | 12,33 | 13,54 |
| Metano | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |

Tabla 1 cont.

| RESUMENES DE FLUJO: | | | | | |
|------------------------------------|------------|------------|-----------|-----------|-----------|
| N.º de corriente | L4 | L4' | G1 | G2 | G3 |
| Temperatura C | 75,90 | 94,26 | 94,58 | 113,23 | 76,57 |
| Presión bar | 3 | 1,4 | 1,4 | 1,4 | 1,4 |
| Ent kW | -65.201,00 | -67.046,00 | -5.337,60 | -6.584,10 | -3.491,30 |
| Fracción molar de vapor | 0,00 | 0,00 | 1,00 | 1,00 | 1,00 |
| Total kmol/h | 831,80 | 859,38 | 63,81 | 96,90 | 36,21 |
| Total kg/h | 15.000,00 | 15.505,53 | 1.822,77 | 1.869,97 | 1.316,83 |
| L estándar total m ³ /h | 15,00 | 15,51 | 2,06 | 1,90 | 1,55 |
| V estándar total m ³ /h | 18.643,73 | 19.261,84 | 1.430,29 | 2.171,94 | 811,69 |
| Componente % en moles | | | | | |
| Dióxido de carbono | 0,01 | 0,05 | 40,58 | 3,72 | 70,58 |
| Nitrógeno | 0,00 | 0,00 | 0,01 | 0,00 | 0,01 |
| Oxígeno | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Agua | 99,95 | 99,92 | 59,41 | 95,55 | 29,41 |
| Monoetanolamina | 0,04 | 0,04 | 0,00 | 0,73 | 0,00 |
| Metano | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |

Tabla 1 cont.

| RESUMENES DE FLUJO: | | | | | |
|------------------------------------|------------|-----------|-----------|------------|------------|
| N.º de corriente | L4'' | G4' | G4 | L4''' | L4'''' |
| Temperatura C | 89,89 | 170,52 | 89,64 | 89,90 | 75,84 |
| Presión bar | 0,7 | 1,4 | 0,7 | 0,7 | 0,4 |
| Ent kW | -67.046,00 | -1.948,90 | -1.971,80 | -66.739,00 | -66.739,00 |
| Fracción molar de vapor | 0,01 | 1,00 | 1,00 | 0,00 | 0,03 |
| Total kmol/h | 859,38 | 29,36 | 29,36 | 854,63 | 854,62 |
| Total kg/h | 15.505,53 | 537,72 | 537,72 | 15.411,69 | 15.411,69 |
| L estándar total m ³ /h | 15,51 | 0,54 | 0,54 | 15,41 | 15,41 |
| V estándar total m ³ /h | 19.261,84 | 658,16 | 658,16 | 19.155,28 | 19.155,26 |
| Componente % en moles | | | | | |
| Dióxido de carbono | 0,05 | 1,14 | 1,14 | 0,01 | 0,01 |
| Nitrógeno | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Oxígeno | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Agua | 99,92 | 98,86 | 98,86 | 99,95 | 99,95 |
| Monoetanolamina | 0,04 | 0,00 | 0,00 | 0,04 | 0,04 |
| Metano | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |

Tabla 1 cont.

| RESUMENES DE FLUJO: | | | |
|------------------------------------|-----------|------------|-----------|
| N.º de corriente | L5 | a | b |
| Temperatura C | 75,84 | 75,84 | 138,40 |
| Presión bar | 0,4 | 0,4 | 0,7 |
| Ent kW | -1.459,00 | -65.280,00 | -1.446,00 |
| Fracción molar de vapor | 1,00 | 0,00 | 1,00 |
| Total kmol/h | 21,83 | 832,79 | 21,83 |
| Total kg/h | 393,88 | 15.017,81 | 393,88 |
| L estándar total m ³ /h | 0,39 | 15,02 | 0,39 |
| V estándar total m ³ /h | 489,40 | 18.665,86 | 489,40 |
| Componente % en moles | | | |
| Dióxido de carbono | 0,09 | 0,01 | 0,09 |
| Nitrógeno | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Oxígeno | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Agua | 99,91 | 99,95 | 99,91 |
| Monoetanolamina | 0,00 | 0,04 | 0,00 |
| Metano | 0,00 | 0,00 | 0,00 |

REIVINDICACIONES

1. Método para recuperar un gas ácido a partir de un absorbente rico en gas ácido líquido (L1) que comprende las etapas de:
 - a. proporcionar la corriente de absorbente rico en gas ácido líquida (L1) que tiene gas ácido absorbido en la misma,
 - b. separar gas ácido a partir de la corriente de absorbente rico en gas ácido (L1) en una columna de destilación (A2) usando un medio de destilación gaseoso (G2) con el fin de proporcionar una corriente de gas que contiene gas ácido (G1) y una corriente de absorbente pobre en gas ácido líquida (L2),
 - c. transferir calor desde la corriente de gas que contiene gas ácido (G1) hasta una corriente de fluido de transferencia de calor (L4) para proporcionar una corriente que contiene gas ácido enfriada (G3) y una corriente calentada (L4'),
 - d. separar la corriente calentada (L4') en un medio de destilación recuperado (G4) y un portador de calor líquido (L5), y proporcionar el medio de destilación recuperado (G4) directa o indirectamente a la columna de destilación (A2);
 en el que la separación de la etapa d. se proporciona mediante las etapas de:
 - d.i. separar la corriente calentada (L4') por evaporación instantánea en una primera columna de evaporación instantánea (A9) para proporcionar el medio de destilación recuperado (G4) y una corriente líquida (L4''');
 - d.ii. despresurizar adicionalmente la corriente líquida (L4''') para proporcionar una segunda corriente despresurizada (L4''''') que tiene una presión que es menor que la presión de la corriente líquida (L4''');
 - d.iii. separar la segunda corriente despresurizada (L4''''') en una tercera unidad de separación (A10) para proporcionar un segundo gas (a) y el portador de calor líquido (L5);
 - d.iv. comprimir de nuevo el segundo gas (a) para proporcionar un segundo gas comprimido de nuevo (b); y
 - d.v. alimentar el segundo gas comprimido de nuevo (b) a la primera columna de evaporación instantánea (A9) donde sale de la unidad de separación de evaporación instantánea como parte del medio de destilación recuperado (G4).
2. Método según la reivindicación 1, en el que el gas ácido es dióxido de carbono.
3. Método según la reivindicación 1 o 2, en el que el portador de calor líquido (L5) se usa como al menos parte del fluido de transferencia de calor (L4).
4. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que el medio de destilación recuperado (G4) tiene una presión que es mayor o igual que la presión de funcionamiento en la separación por destilación en la etapa b.
5. Método según las reivindicaciones 1 a 4, en el que el absorbente es acuoso.
6. Método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que:
 - (i) el medio de destilación recuperado (G4), opcionalmente comprimido, se alimenta directamente a la columna de destilación (A2) en una posición por debajo de la posición de alimentación del medio de destilación gaseoso (G2); o
 - (ii) el medio de destilación recuperado (G4) antes de que se proporcione a la columna de destilación (A2) se comprime para proporcionar un medio de destilación recuperado comprimido (G4'); o
 - (iii) la transferencia de calor en la etapa c. se proporciona poniendo el fluido de transferencia de calor (L4) en contacto directo con la corriente de gas que contiene gas ácido (G1) para obtener la corriente calentada (L4') y una corriente de gas que contiene gas ácido enfriada (G3).
7. Método según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que todas las etapas d.i. a d.v se repiten, preferiblemente 2, 3 o 4 veces, y opcional o preferiblemente en el que las repeticiones son en serie y/o en paralelo.
8. Método según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5 o la reivindicación 6, parte (i), en el que la transferencia

de calor en la etapa c. se proporciona mediante intercambio de calor indirecto, y opcional o preferiblemente en el que antes de la transferencia de calor, el fluido de transferencia de calor (L4) se despresuriza a una presión que es menor que la presión del portador de calor líquido (L5).

- 5 9. Método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente que contiene gas ácido (G1) se comprime a una corriente que contiene gas ácido comprimido (G1') antes de la etapa de transferencia de calor.
- 10 10. Método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que una cualquiera o más de L4', L4'', L4''', preferiblemente L4''', se calientan mediante una fuente de calor.
11. Método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores 1 a 6, en el que el método comprende además las etapas de
- 15 f. calentar la corriente de absorbente pobre en dióxido de carbono líquida (L2) para proporcionar un absorbente pobre en dióxido de carbono calentado de gas/líquido (L2');
 g. separar el absorbente pobre en dióxido de carbono calentado de gas/líquido (L2') en un segundo separador (A7) para proporcionar un medio de destilación evaporado (G2').
- 20 12. Método según la reivindicación 11, en el que el medio de destilación (G2) es el medio de destilación evaporado (G2').
- 25 13. Método según la reivindicación 6, parte (ii), en el que el medio de destilación (G2) comprende el medio de destilación comprimido (G4'); o
- 30 método según la reivindicación 12, ya que depende indirectamente de la reivindicación 6, parte (ii), en el que el medio de destilación (G2) comprende el medio de destilación comprimido (G4'), y opcional o preferiblemente en el que el medio de destilación comprimido (G4') y el medio de destilación evaporado (G2') se mezclan antes de alimentarse a la columna de destilación (A2).
14. Método según una cualquiera de las reivindicaciones anteriores que comprende además la etapa de
- 35 - opcionalmente enfriar la corriente que contiene gas ácido enfriada (G3);
 - separar la corriente que contiene gas ácido enfriada (G3), que opcionalmente se enfría adicionalmente de antemano, en una corriente de producto de gas ácido (G5) y una segunda corriente líquida (L6), y
 - opcionalmente hacer recircular la segunda corriente líquida (L6) a la columna de destilación (A2).
- 40 15. Método según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, 6, parte (i) y 6, parte (ii), en el que la corriente de absorbente pobre en gas ácido líquida (L2) se calienta en un tercer intercambiador de calor (A6) y se separa para proporcionar el medio de destilación gaseoso (G2) y una corriente de absorbente líquida recuperada (L3) y en el que el fluido de transferencia de calor (L4) de la etapa c es la corriente de absorbente líquida recuperada (L3) y en el que la unidad de recuperación de calor (A3) para la transferencia de calor es un intercambiador de calor indirecto (A3), y opcional o preferiblemente en el que la corriente de absorbente líquida recuperada (L3) se despresuriza para proporcionar una corriente de absorbente líquida recuperada despresurizada (L3') que se calienta en la unidad de recuperación de calor (A3) para proporcionar una corriente de absorbente líquida recuperada calentada (L3''), y además opcional o preferiblemente en el que la corriente de absorbente líquida recuperada calentada (L3'') se separa en un cuarto separador (A19) para proporcionar un absorbente y el medio de destilación recuperado (G4), y además opcional o preferiblemente en el que el medio de destilación recuperado (G4) se presuriza en la segunda unidad de aumento de presión (A12) para proporcionar el medio de destilación recuperado comprimido (G4'), que está proporcionándose a la columna de destilación (A2).
- 55

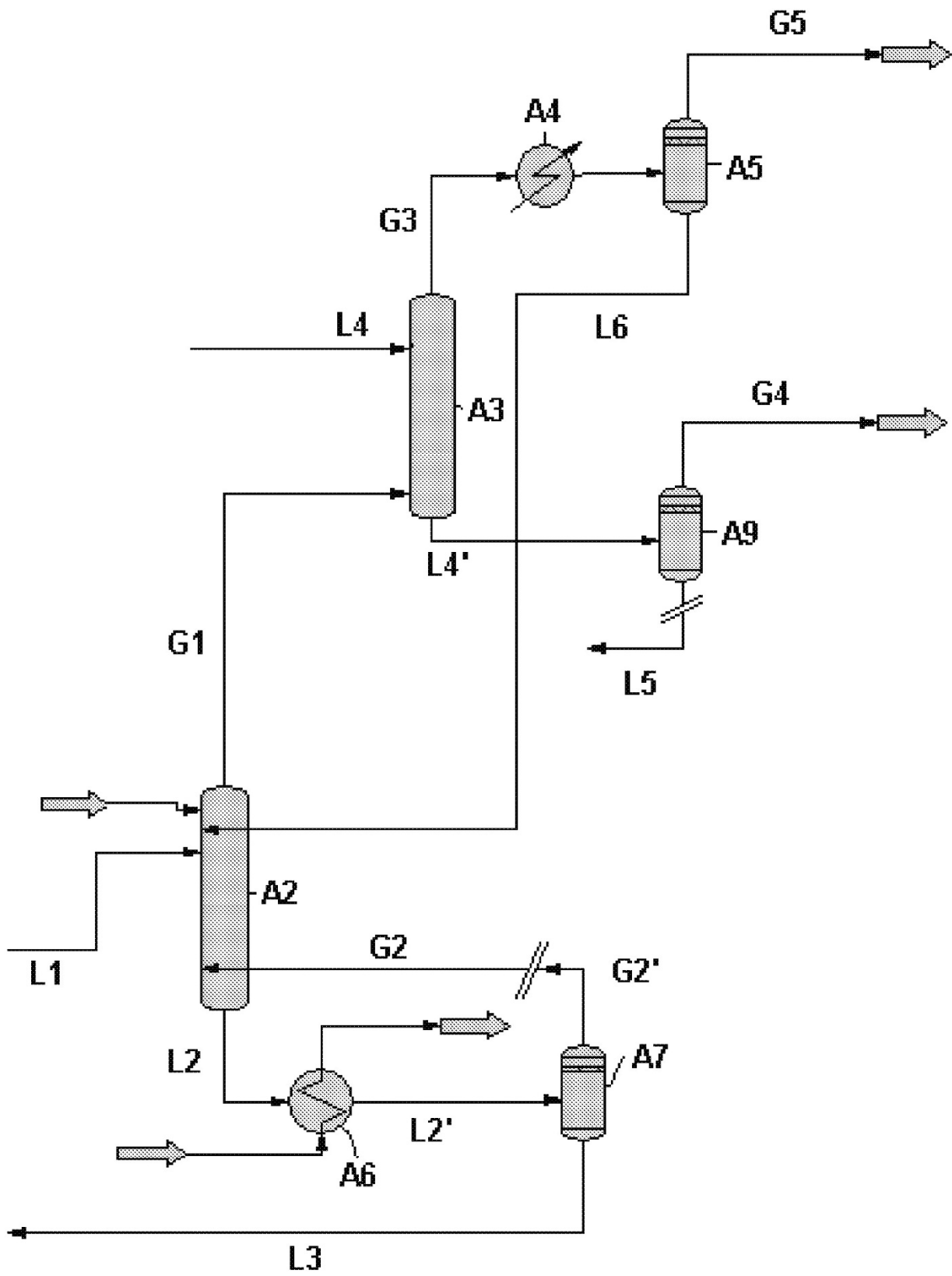


Figura 1

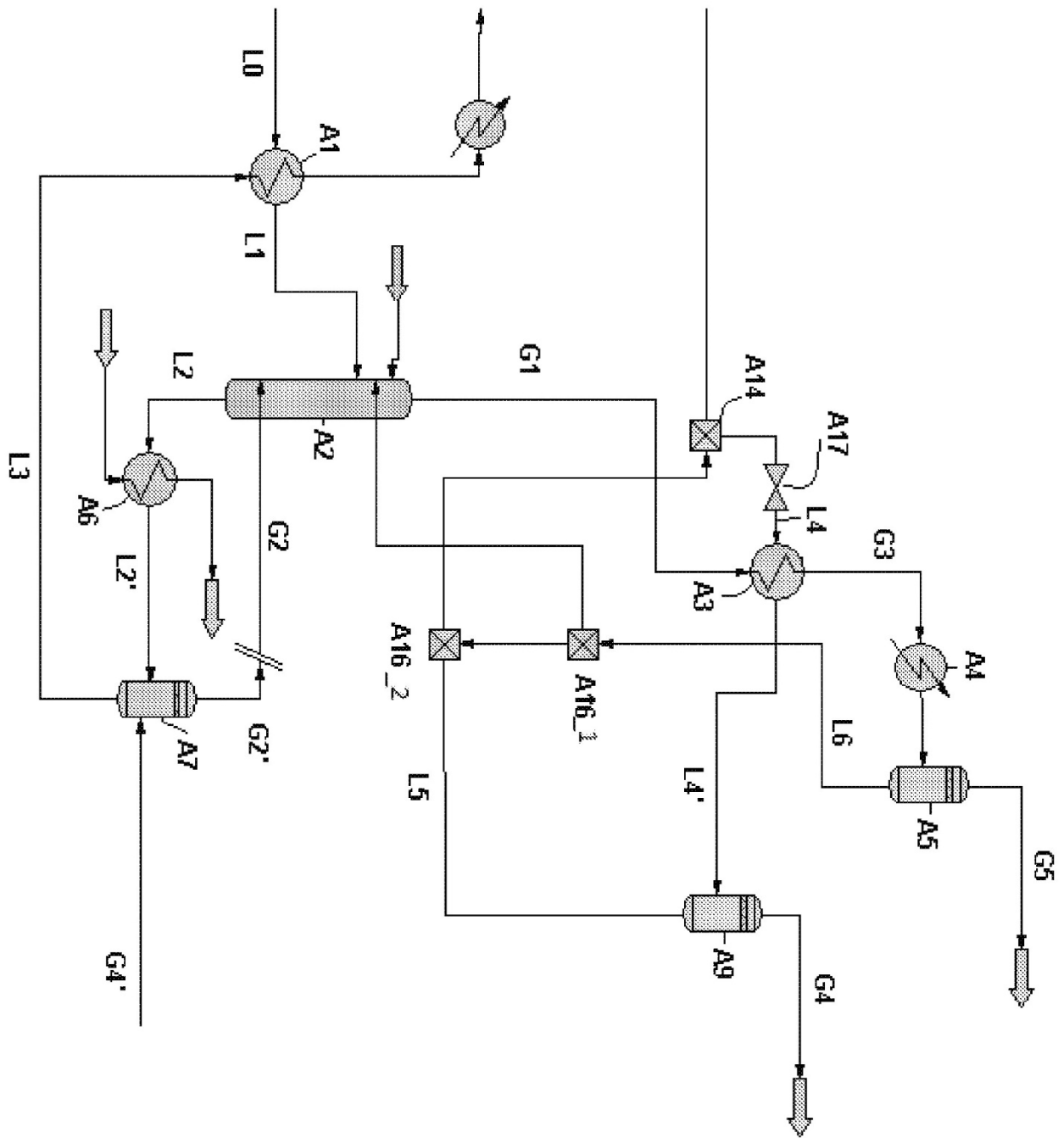


Figura 2

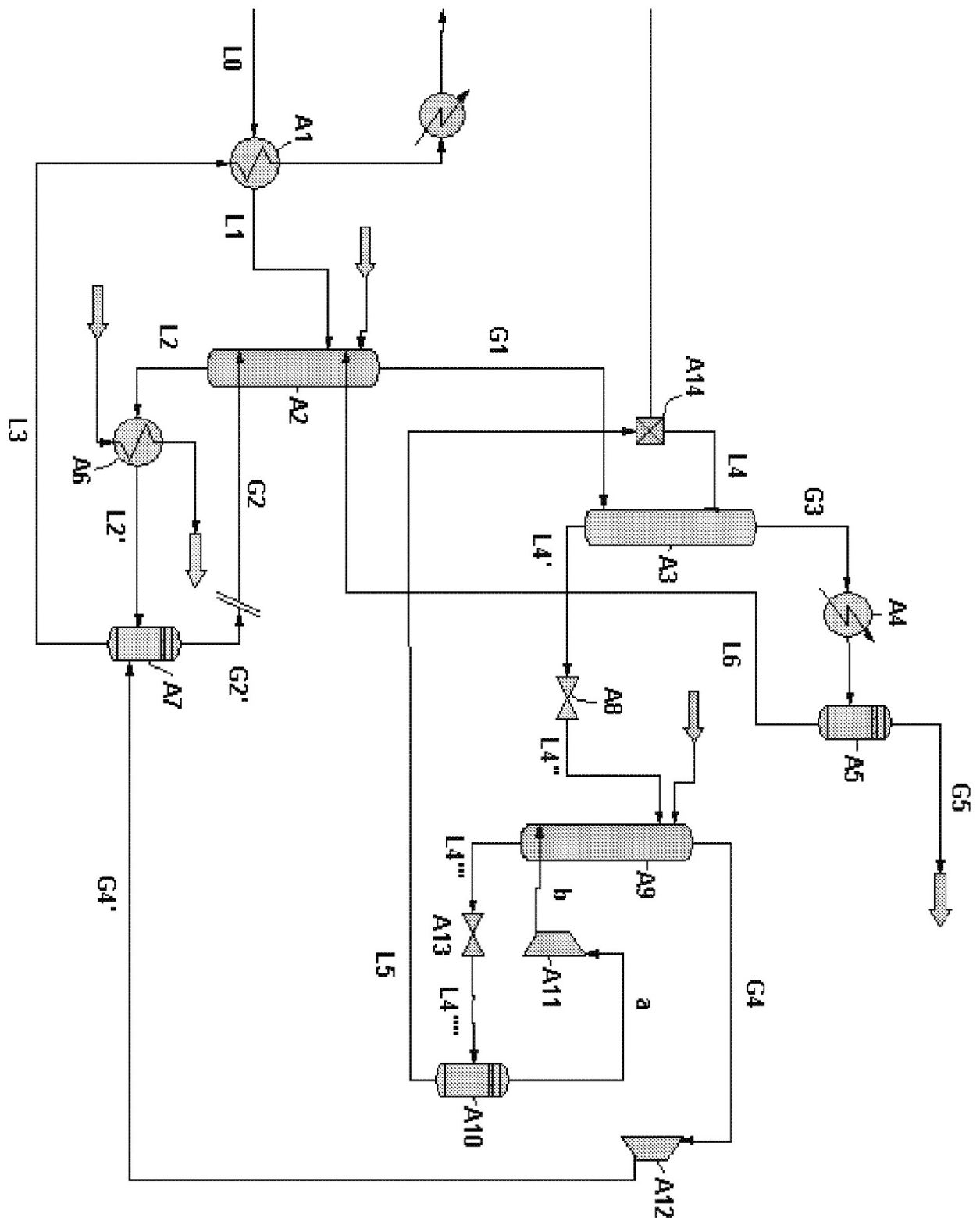


Figura 3

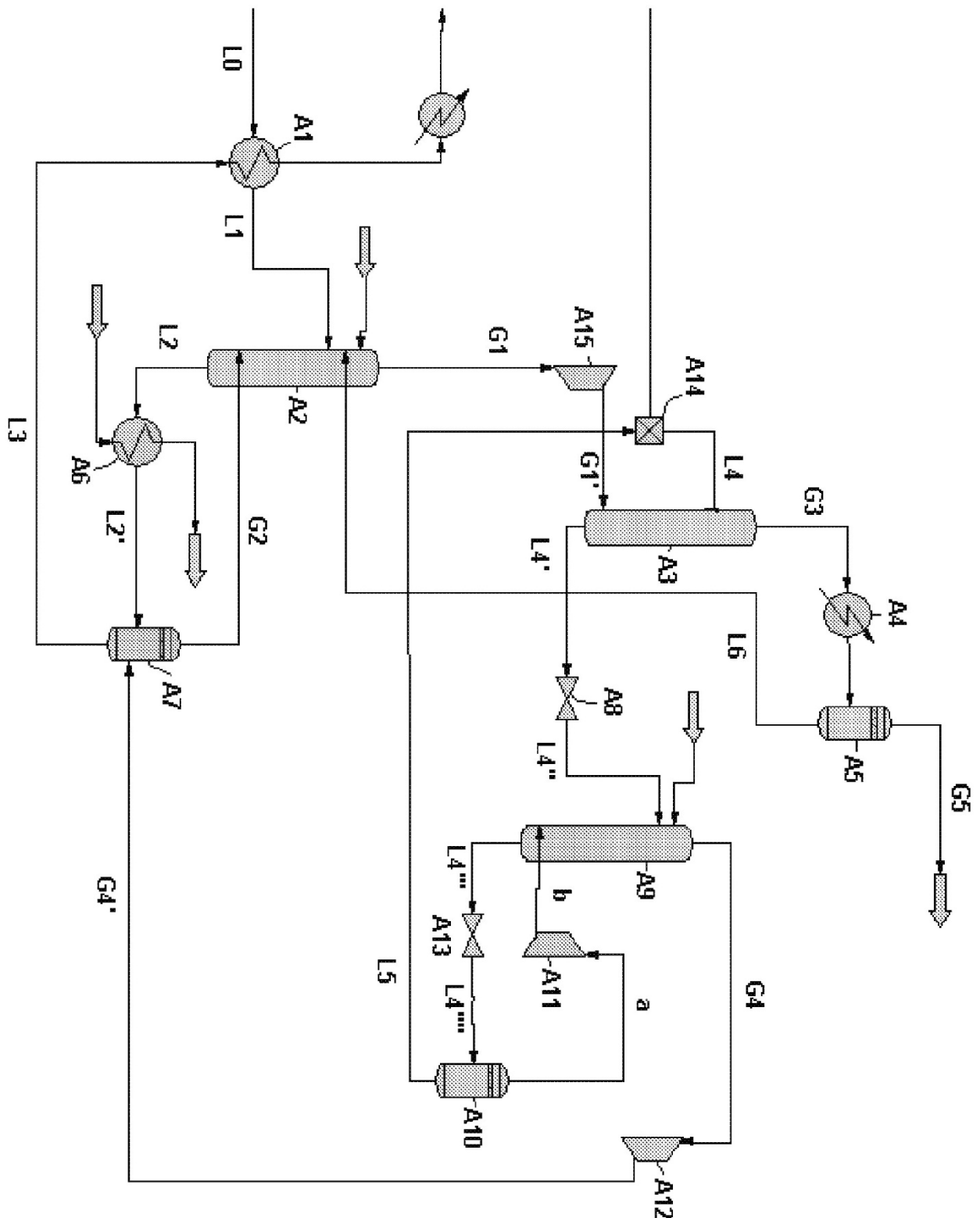


Figura 4

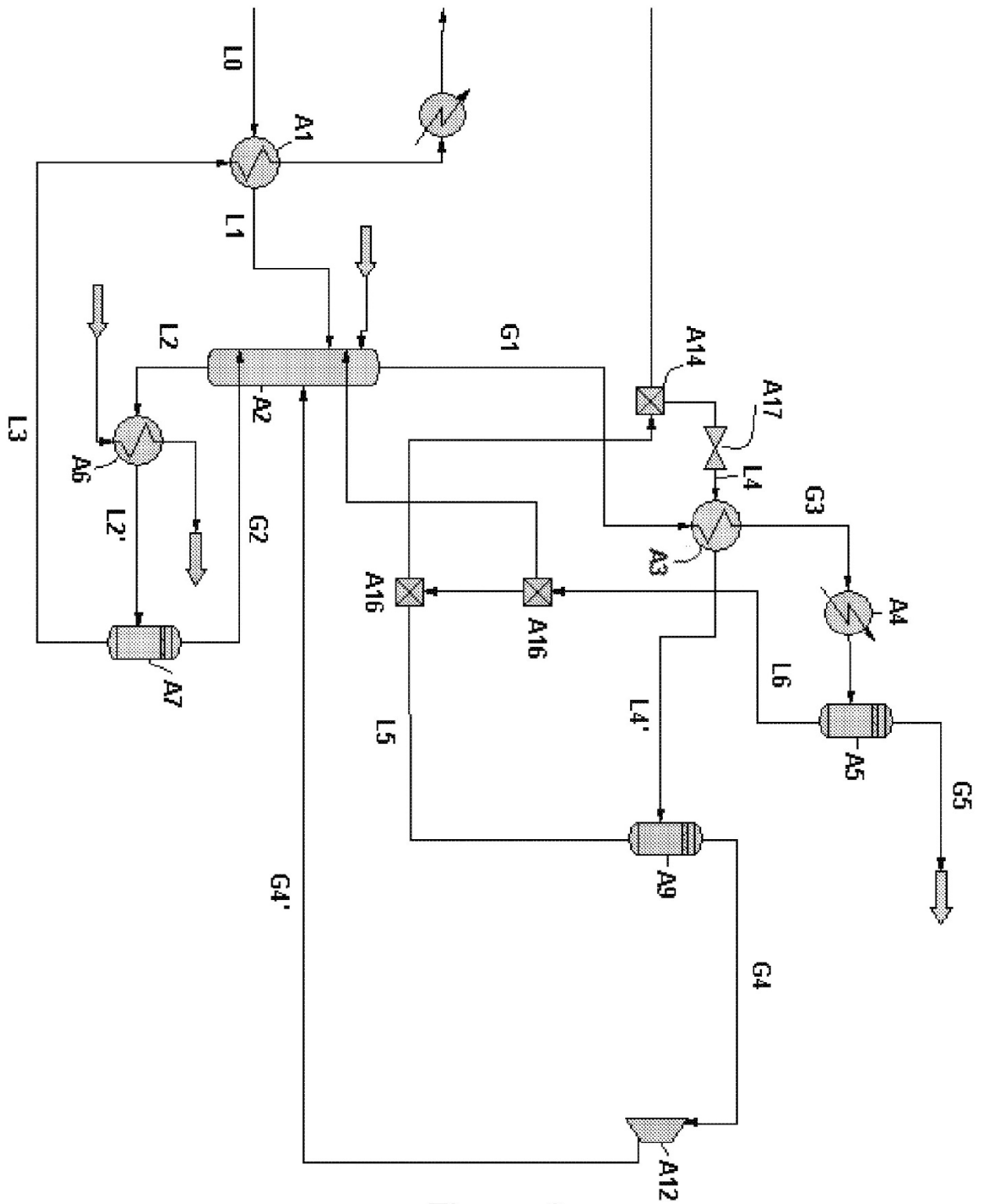


Figura 6

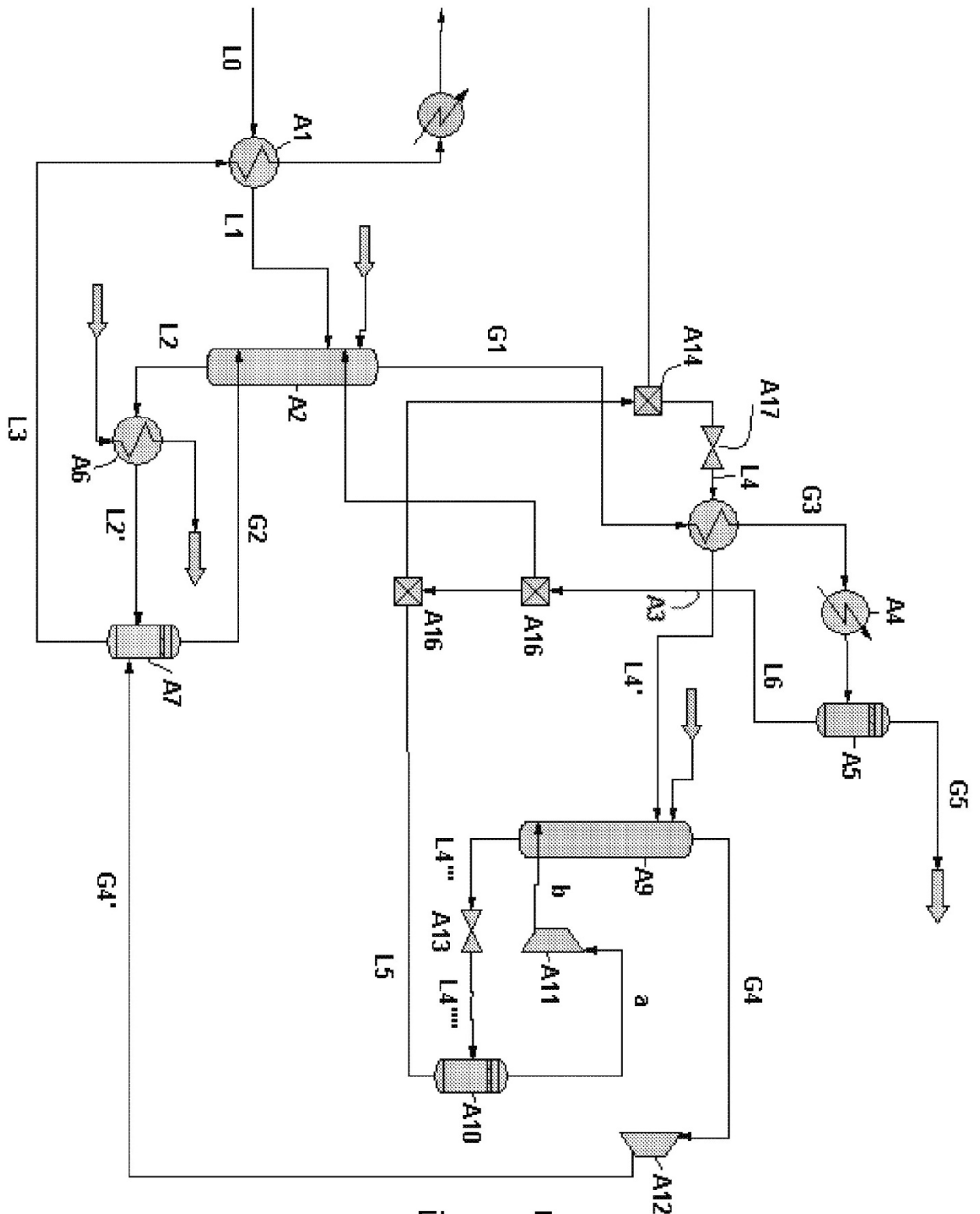


Figura 7

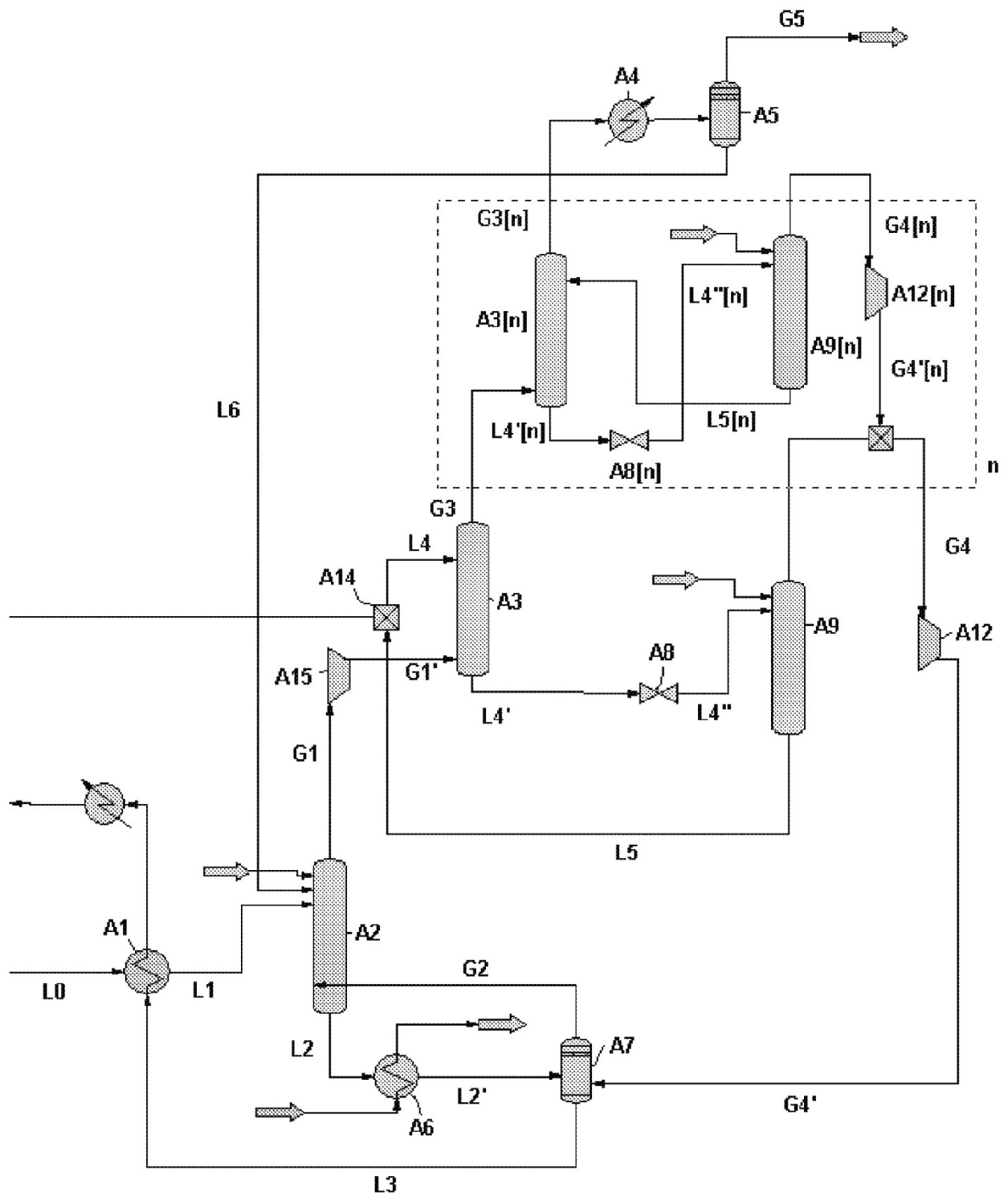
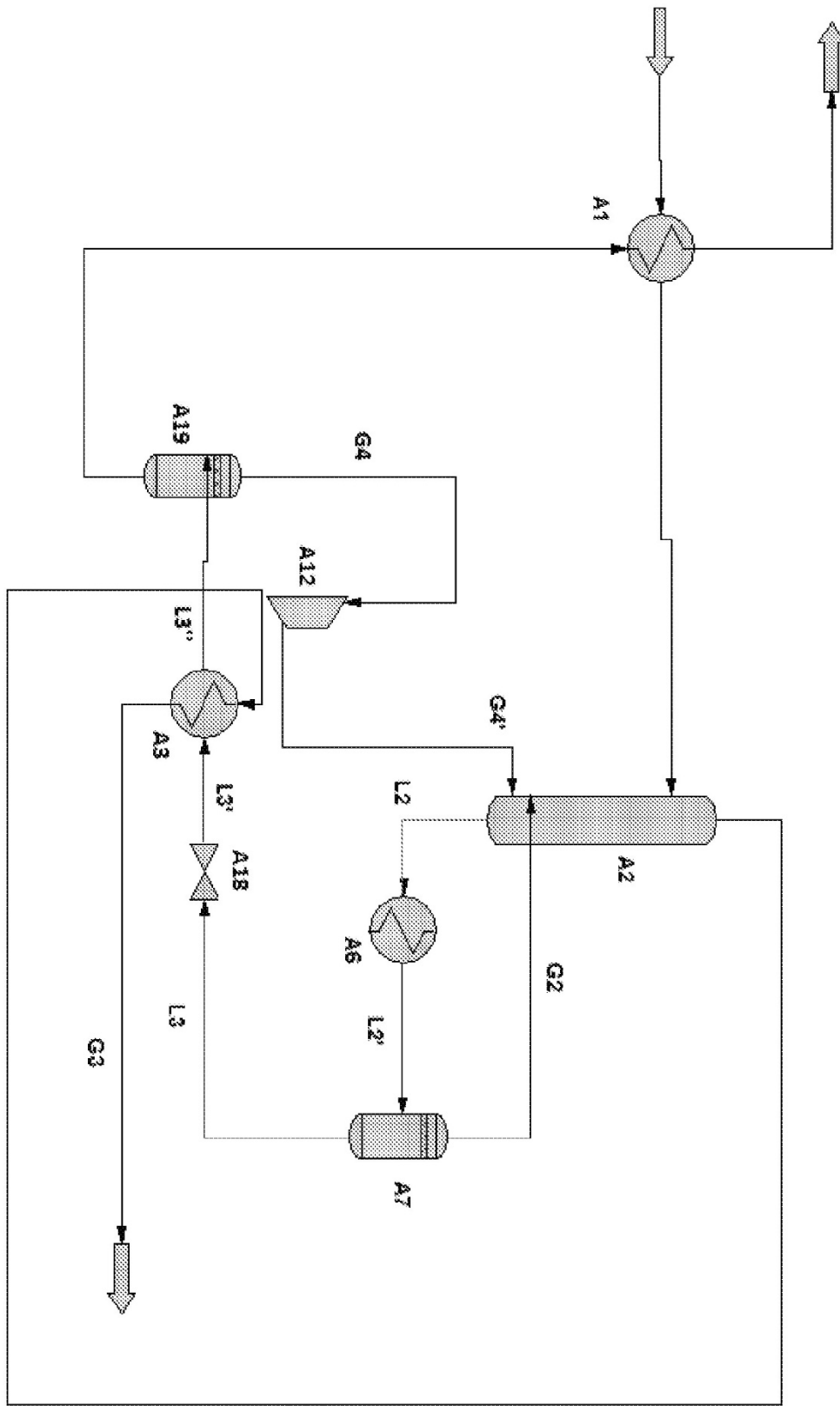


Figura 8



G1
Figura 9