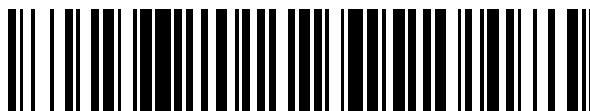


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 531 570**

51 Int. Cl.:

B01D 53/14 (2006.01)

C01B 31/20 (2006.01)

F25J 3/02 (2006.01)

B01D 53/78 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **01.07.2011** **E 11738153 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **03.12.2014** **EP 2588215**

54 Título: **Recuperación a alta presión de dióxido de carbono procedente de un procedimiento de fermentación**

30 Prioridad:

02.07.2010 DK 201070314

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

17.03.2015

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

FIND, RASMUS y
POULSEN, JAN FLENSTED

74 Agente/Representante:

CARPINTERO LÓPEZ, Mario

ES 2 531 570 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).

DESCRIPCION

Recuperación a alta presión de dióxido de carbono procedente de un procedimiento de fermentación

La presente invención se refiere a un procedimiento para la recuperación de dióxido de carbono procedente de una corriente gaseosa que se origina a partir de un procedimiento de fermentación o una línea de embotellado, mediante compresión, absorción, condensación y destilación, en la que el procedimiento se lleva a cabo bajo alta presión.

Una vía preferida de las bebidas carbonatadas, tales como productos de cervecería, es mediante la purificación del dióxido de carbono *in situ*. Por ello, las corrientes de dióxido de carbono que se originan a partir de un procedimiento de fermentación, tal como en una cervecera, son frecuentemente purificadas y devueltas a la cervecera. De acuerdo con ello, el dióxido de carbono generado mediante el procedimiento de fermentación se usa nuevamente en la elaboración de cerveza o en otras bebidas carbonatadas producidas en el mismo sitio que el procedimiento de fermentación, se usa como un denominado gas de cobertura en las embotelladoras para prevenir el arrastre de aire o para desplazar el aire.

Actualmente, el procedimiento el más comúnmente usado comprende las etapas de: desespumación; lavado en un depurador de agua; compresión; filtración a través de un filtro de carbón; deshidratación; recalentamiento a ebullición y destilación de la corriente de dióxido de carbono con el fin de proporcionar la corriente de dióxido de carbono purificado. Este procedimiento purifica de manera eficaz dióxido de carbono con un rendimiento y pureza satisfactorios, pero diversos elementos del procedimientos aumentan el coste del procedimiento general de recuperación. En primer lugar, el agua usada en el depurador de agua debe desecharse, además los filtros de carbón y los deshidratadores deben de regenerarse de manera rutinaria, y finalmente debe suministrarse energía externa al procedimiento. La gran cantidad de unidades de operaciones básicas en el procedimiento requieren medios para el mantenimiento de la presión a lo largo de todo el sistema. Generalmente, cuantas más unidades de operaciones básicas estén comprendidas en un sistema, mayor es la caída de presión y, en consecuencia, los costos de mantenimiento del mismo.

Más aún, la licuación final convencional del dióxido de carbono requiere un suministro substantivo de energía. La condensación normalmente se lleva a cabo mediante un condensador enfriado de amoníaco. Igualmente, el dióxido de carbono líquido producido debe de almacenarse en un tanque de almacenamiento y ha de ser re-evaporado antes de ser usado como gas de cobertura o como dióxido de carbono para la carbonatación de bebidas. En el procedimiento convencional, el sistema se opera a una presión de aproximadamente 1.600 kPa, que corresponde a la presión de un tanque de almacenamiento de dióxido de carbono convencional, en el cual se almacena dióxido de carbono líquido antes de ser usado.

En este contexto, la operación a baja presión es la forma convencional en el campo de la recuperación de dióxido de carbono de alta pureza de calidad de grado alimentario, fundamentalmente debido a que esta ha sido considerada la más económica por diversas razones, tales como la pureza obtenida y el coste de la instalación.

Sin embargo, la operación a baja presión requiere un grado muy alto de eliminación de agua, ya que la presencia de agua en el sistema causará problemas con la formación de hielo o de hidratos gaseosos. Además, la condensación del dióxido de carbono purificado para proporcionar dióxido de carbono licuado requiere un consumo alto de energía.

Las consecuencias de la condensación han sido tratadas en la Patente EP 0194795 A2, en la que se describe un procedimiento de recuperación, en el cual el dióxido de carbono impuro procedente de una planta cervecera es presurizado y enfriado, produciendo una corriente líquida de dióxido de carbono substancialmente puro y una corriente de impurezas gaseosa, es decir, gases no condensables. Esto está seguido por la expansión de la corriente líquida de dióxido de carbono puro para proporcionar una corriente de dióxido de carbono puro líquido y gaseoso, en la que el dióxido de carbono líquido proporcionado se usa para licuar la corriente gaseosa de la etapa de compresión inicial. De acuerdo con esto, este procedimiento proporciona una solución en la cual el enfriamiento y licuación del dióxido de carbono se efectúa mediante la expansión y evaporación de dióxido de carbono líquido substancialmente puro. De este modo, se usa la transferencia de calor interno y/o la energía de enfriamiento para suministrar energía para una etapa de purificación. Tal como se ha expuesto, este procedimiento reduce el consumo de energía específico y general y el calor requerido para la vaporización. Sin embargo, únicamente cuando el dióxido de carbono licuado sea completamente usado y expandido, el procedimiento será totalmente económico. Por ello, este procedimiento requiere todavía un gran consumo de energía para la condensación del dióxido de carbono. La presente invención es un procedimiento en el cual uno o más de los problemas anteriores de la técnica anterior han sido solucionados. En la Patente EP-A-1.319.911 se divulga un procedimiento adicional de la técnica anterior.

De acuerdo con ello, en un primer aspecto, la presente invención proporciona un procedimiento para la recuperación de dióxido de carbono procedente de una corriente de dióxido de carbono gaseoso que se origina a partir de un procedimiento de fermentación, comprendiendo el procedimiento la etapas de a) suministro de la corriente de dióxido de carbono que se origina a partir del procedimiento de fermentación, b) compresión de la corriente suministrada mediante al menos una etapa de compresión que proporciona una corriente gaseosa comprimida, c) someter la corriente gaseosa comprimida a una etapa de absorción que proporciona al menos una corriente gaseosa rica en dióxido de carbono, d) condensación de la corriente gaseosa rica en dióxido de carbono en un condensador que

proporciona al menos un condensado y gas de purga; y e) destilación del condensado para proporcionar dióxido de carbono purificado, en el que la presión de la corriente de dióxido de carbono comprimido obtenida en la etapa b) es al menos de 3.000 kPa, la temperatura está dentro de un intervalo en el que no existe substancialmente condensación de dióxido de carbono y que dicha presión se mantiene hasta al menos la etapa d).

5 Con la presente invención, se ha encontrado ahora que, cuando la presión es al menos de 3.000 kPa, el gas puede posteriormente condensarse usando fluidos, tales como los usados en el procedimiento de embotellado o de fermentación, con lo cual la energía usada al comienzo del procedimiento es más que recuperada en una fase posterior del procedimiento, fundamentalmente en la licuación del dióxido de carbono puro que es normalmente una de las partes de mayor consumo de energía del procedimiento de recuperación.

10 El procedimiento de la presente invención tiene diversas ventajas. Cuando la presión en el sistema es alta, el depurador de agua normal es reemplazado con un depurador de agua a alta presión o un depurador de dióxido de carbono. Esto reducirá la cantidad de agua necesaria para obtener la pureza deseada así como la cantidad de agua contaminada a limpiar y desechar. Más aún, la condensación después de la etapa de absorción no requiere las bajas temperaturas de alrededor de -30 °C que normalmente son necesarias para condensar el dióxido de carbono cuando está presente a 1.500-2.000 kPa. Por ello, de acuerdo con la invención, la temperatura del líquido de condensación, en adelante en la presente invención denominado refrigerante, puede ser de alrededor de cero o justamente por debajo del mismo, tal como -10 °C a 10 °C, preferiblemente -8 °C a -3 °C, por ejemplo -5 °C. Puesto que como la temperatura del refrigerante puede ser relativamente alta en comparación con la de las plantas de CO₂ tradicionales, se ha encontrado que es posible usar, por ejemplo, salmuera normalmente usada en las cerveceras para el enfriamiento de los tanques de fermentación, etc., y en consecuencia, el refrigerante está ya disponible en la planta. Preferiblemente, la salmuera es cualquier mezcla acuosa que baje el punto de congelación del agua. Los ejemplos son soluciones acuosas de glicoles y sales. Cuando las temperaturas ambientales son bajas, la condensación de CO₂ mediante la refrigeración por aire es también una opción.

25 Uno de los principales beneficios de la presente invención es que es posible usar un refrigerante que tiene una temperatura de alrededor de -10 °C a 10 °C para refrigerar dióxido de carbono por debajo de -24 °C, reduciendo enormemente el consumo de energía específica para la cantidad producida de dióxido de carbono.

Otra ventaja de la presente invención es que la cantidad de agua usada en el procedimiento general puede además reducirse. La solubilidad en agua de muchas impurezas está controlada por la presión parcial de dicha impureza específica. Si una solución es una solución ideal y la concentración de las impurezas respectivas es baja, la solución será directamente proporcional a la presión parcial. Así, si la presión se duplica, la solubilidad se duplica también. Por ello, cuando se incrementa la solubilidad en agua, debido al incremento de presión, el contenido en agua puede reducirse proporcionalmente para obtener el mismo grado de purificación.

35 En otra realización aún, el dióxido de carbono licuado puede re-evaporarse al ser puesto en contacto con el refrigerante más caliente, tomado de la cervecera. A continuación, este dióxido de carbono re-evaporado puede usarse, por ejemplo, en la línea de embotellado. De esta forma, la temperatura del refrigerante disminuye, por ejemplo, desde -5 °C hasta -8 °C. Esta salmuera enfriada es, en una realización particularmente preferida, usada como el refrigerante en la etapa de condensación, con lo cual la temperatura del refrigerante se incrementará normalmente hasta la temperatura inicial de la salmuera y puede usarse nuevamente en la cervecera tal cual.

40 De esta forma, el sistema es neutral con respecto a la energía de condensación y de re-evaporación, solucionándose muchos problemas de la técnica anterior.

La energía requerida para la compresión puede optimizarse insertando varias etapas de compresión secuenciales, por ejemplo 2 ó 3. 2 ó 3 etapas de compresión son actualmente las preferidas como el número el más económico en una perspectiva de operaciones e instalación combinadas.

45 Finalmente, cuando se transfiere el dióxido de carbono condensado y destilado al tanque de almacenamiento en el cual ha de almacenarse la mayor parte del dióxido de carbono a una presión inferior a la presión de condensación, normalmente a alrededor de 1.600 kPa que es la convencional en la industria, se formará un 20 % de dióxido de carbono gaseoso debido a esta diferencia en la presión (si se despresuriza, por ejemplo, desde 3.500 kPa). Este dióxido de carbono gaseoso puede transferirse directamente a la planta de fermentación, cervecera y/o embotelladora como un gas de cobertura o usarse en las botellas o latas para la carbonatación de bebidas, preferiblemente cerveza.

50 Cuando el dióxido de carbono gaseoso formado se transfiere directamente a la cervecera, el consumo de energía del procedimiento general se reducirá adicionalmente y, en una realización particular en la que la presión se reduce desde aproximadamente 3.500 hasta 1.600 kPa, hasta alrededor de un 10 % adicional.

55 Pueden proporcionarse medios para el control del dióxido de carbono a fin de asegurar que el exceso de dióxido de carbono gaseoso tenga la pureza requerida antes de entrar en la planta de fermentación, cervecera y/o embotelladora.

En otra realización, el dióxido de carbono gaseoso formado cuando se transfiere al tanque de almacenamiento es retornado a el al menos un compresor y es sometido a otra etapa de purificación. Como alternativa, el gas en exceso es acondicionado y destilado nuevamente o condensado y transferido al tanque de almacenamiento. En una realización particular, esta condensación se lleva a cabo usando salmuera que comprende glicol como un refrigerante o mediante el uso de la energía de enfriamiento de re-evaporación del dióxido de carbono líquido.

La absorción puede llevarse a cabo en un depurador de agua a alta presión o un depurador de dióxido de carbono. Cuando se usa un depurador de agua a alta presión, la cantidad de agua a usar se reduce substancialmente en comparación con la depuración de agua bajo las bajas presiones normales normalmente usadas en la industria, es decir, cerca de la presión ambiente. Cuando se duplica la presión el consumo de agua puede normalmente reducirse a la mitad. Además, la posterior etapa de deshidratación, por ejemplo, en un filtro, y la regeneración del mismo requerirá menos dióxido de carbono para la regeneración, aproximadamente desde normalmente 3 % hasta menos del 1,5 %, y en consecuencia, se incrementa en rendimiento general.

Cuando el absorbente es agua, el procedimiento preferiblemente comprende igualmente una etapa de deshidratación para la eliminación del agua que puede causar problemas con la formación de hielo e hidrato del gas posteriormente corriente abajo, tal como en el condensador o en el sistema de columna de destilación.

En una realización actualmente preferida, la etapa de absorción es una etapa de depurador de dióxido de carbono. Cuando se usa depurador de dióxido de carbono, el rendimiento de dióxido de carbono se incrementará con relación al uso de un depurador de agua debido a que el dióxido de carbono será absorbido en el agua, cuando se usa como el absorbente, dando como resultado una pérdida de dióxido de carbono. Además, cuando el depurador de dióxido de carbono comprende medios de deshidratación integrados, tal como etanol procedente del procedimiento de fermentación, se eliminará agua durante la etapa depuradora de dióxido de carbono. De acuerdo con ello, es innecesario un filtro de secado, puesto que toda el agua presente será eliminada en el depurador de dióxido de carbono. En consecuencia, la regeneración del filtro, que normalmente consume aproximadamente el 3 % de la corriente de dióxido de carbono, se evita igualmente, dando como resultado un mayor rendimiento.

Otra ventaja del uso del depurador de dióxido de carbono es que se requieren menos componentes para la purificación completa, lo cual ahorra costes de instalaciones. Menos componentes en el procedimiento total significa también que la caída de presión es menos pronunciada y, en consecuencia, se requiere menos energía para mantener la presión en el sistema.

En otra realización preferida, el al menos un compresor es un compresor lubricado, tal como un compresor lubricado con aceite o agua, más específicamente, un compresor de tornillo lubricado con aceite.

Dichos compresores son menos costosos, fáciles de ajustar a la capacidad y de adaptar a las condiciones del procedimiento. Más aún, son fáciles de mantener y muy fiables.

Los compresores de pistón no lubricados son la elección convencional de compresores. Los fluidos de lubricación, tal como aceite, son altamente no deseados en dióxido de carbono destinado para consumo y rechazables en este campo para reemplazar los compresores convencionales con estos compresores lubricados, más baratos. El problema podría resolverse insertando un filtro entre la al menos una etapa de compresión y la etapa de absorción. Sin embargo, la calidad del producto dependería en gran medida de la operación del filtro, siendo este el único medio para eliminar el lubricante que inevitablemente se mezclaría con la corriente de dióxido de carbono. Sin embargo, cuando la etapa de absorción es una etapa de depurador de dióxido de carbono, el aceite lubricante se elimina de manera efectiva en él y puede omitirse la provisión de un filtro o servir como una precaución extra y/o un medio para recoger lubricante para ser retornado a los compresores. Esto reducirá la cantidad de lubricante usado así como para asegurar la calidad del producto.

De acuerdo con ello, en una realización actualmente preferida, el absorbente es dióxido de carbono líquido y el al menos un compresor es un compresor lubricado. Esto ahorrará costes de instalación así como durante la operación, con un mayor rendimiento sin por ello comprometer la pureza.

Se ha encontrado ahora la presión específica del procedimiento de la invención para efectuar que el dióxido de carbono pueda condensarse de manera efectiva, usando un fluido de refrigeración normalmente disponible en el punto de origen de la corriente de dióxido de carbono. Mediante estos hallazgos, los por otra parte altos gastos de incremento de la presión corriente arriba en el procedimiento son más que recuperados en el procedimiento general. De acuerdo con ello, la presión está parcialmente basada en la temperatura del refrigerante disponible procedente del procedimiento de fermentación, así como la composición de la corriente de dióxido de carbono escasa en contaminante que sale de la etapa de purificación. Los autores de la presente invención han observado igualmente que con el incremento de pureza de la corriente a condensar, son suficientes temperaturas más altas del refrigerante, a una presión dada. En una realización preferida, la temperatura de los fluidos es -5 °C, y la presión es de al menos 3.500 kPa, asegurando esta combinación un alto rendimiento con un alto grado de pureza.

En otra realización aún, el dióxido de carbono líquido procedente del tanque de almacenamiento es re-evaporado para uso en la cervecera. La re-evaporación se lleva a cabo mediante el refrigerante o bien antes de ser usado como

refrigerante en la etapa de condensación o bien por el refrigerante más caliente después de la condensación. Ambas alternativas son energéticamente neutrales. En particular, se prefiere la alternativa en la que el refrigerante se usa antes de usarse en la etapa de condensación, ya que esto proporcionará un refrigerante que tiene una temperatura más baja, lo cual permite una presión más baja y/o un grado de pureza de la corriente a condensar.

En otra realización, la presión se reduce después de la etapa de condensación d), y la destilación de la etapa e) se lleva a cabo a presión reducida. Esta realización tiene la ventaja de que se necesita usar menos refrigerante para condensar el dióxido de carbono. En su lugar, puede usarse aire o agua para refrigerar la corriente de dióxido de carbono corriente arriba en el procedimiento. Se prefiere que la presión reducida a la cual se produce la destilación sea la convencional en la industria para el almacenamiento de dióxido de carbono, la cual normalmente es de aproximadamente 1.500 – 1.800 kPa, preferiblemente 1.600 kPa.

En otra realización aún, el procedimiento comprende además una etapa f) de someter la corriente gaseosa obtenida en la etapa d) a una etapa de condensación y re-evaporación combinada, en la que la evaporación se lleva a cabo a una presión más baja que la presión de la corriente gaseosa obtenida en la etapa d), preferiblemente a una presión convencional aplicada en la industria para el almacenamiento de dióxido de carbono, tal como aproximadamente 1.500 a 1.800 kPa, preferiblemente, aproximadamente 1.600 kPa. En esta realización, el volumen del gas de purga que de otra forma se descarga, está dramáticamente reducido. De esta forma, se incrementa el rendimiento total de dióxido de carbono. La presión se libera normalmente mediante la inserción de una válvula.

En un aspecto o realización del primer aspecto, se proporciona un procedimiento para la re-evaporación de dióxido de carbono líquido para proporcionar una corriente de dióxido de carbono gaseoso para uso en una producción de dióxido de carbono gaseoso que lo necesite, que comprende las etapas de a) proporcionar dióxido de carbono líquido, por ejemplo, procedente de una fuente seleccionada a partir de un tanque de almacenamiento, dióxido de carbono destilado procedente de una unidad de destilación o dióxido de carbono condensado procedente de una unidad de condensación; b) evaporación del dióxido de carbono líquido en un medio intercambiador de calor para proporcionar una corriente de dióxido de carbono calentado gaseoso; c) expansión de la corriente de dióxido de carbono calentado gaseoso para proporcionar una corriente de dióxido de carbono calentado gaseoso expandido; y d) calentamiento de la corriente de dióxido de carbono calentado gaseoso expandido para proporcionar una corriente de dióxido de carbono gaseoso para uso en la producción del dióxido de carbono gaseoso necesario. Este procedimiento es un camino para ahorrar energía de re-evaporación de dióxido de carbono líquido para cualquier fin adecuado.

Los efectos y ventajas se ilustrarán adicionalmente mediante las realizaciones detalladas descritas más adelante. Estas son ilustrativas y la invención no debería limitarse solamente a las mismas.

Descripción de los dibujos

La Figura 1 es una vista general detallada de una realización del procedimiento de acuerdo con la invención.

La Figura 2 es una vista general detallada de una realización del procedimiento de acuerdo con la invención.

La Figura 3 es una vista esquemática simplificada de las realizaciones de las Figuras 1 y 2.

La Figura 4 es una vista parcial de un procedimiento de acuerdo con la invención, en el que la destilación se lleva a cabo bajo alta presión.

La Figura 5 es una vista parcial de un procedimiento de acuerdo con la invención, en el que la destilación se lleva a cabo bajo presión convencional en la industria.

La Figura 6 es una realización particular para la re-evaporación de dióxido de carbono líquido.

Descripción detallada de la invención

Para fines ilustrativos, se resumen a continuación los componentes y corrientes referidos en la descripción detallada de la invención y los dibujos.

Trampa de espuma A0; primero, segundo y tercer compresores A1_1, A1_2, A1_3; separador A2; unidad de purificación/absorbedor A3; condensador A4; unidad de destilación A5; separador A6; tanque de almacenamiento A7; re-calentador a ebullición A8; filtro A9; re-calentadores a ebullición depuradores de dióxido de carbono A10 y A10_1; sub-refrigerador A11; segundo sub-refrigerador A11_1; segundo re-calentador a ebullición A12; segundo condensador A13; válvula A14; primer medio intercambiador de calor A15; expandidor A16; segundo medio intercambiador de calor A17; y medios intercambiadores de calor A18.

La corrientes mostradas en las figuras y descritas más adelante, son las siguientes.

Gas de fermentación 101; corriente gaseosa desespumada 102; primera, segunda y tercera corrientes gaseosas comprimidas 103, 104, 106; gas recalentado a ebullición comprimido 107; corriente gaseosa rica en dióxido de carbono/escasa en contaminante 108; corriente filtrada 109; gas de purga 110; corriente absorbente 111, condensado

111_1; corriente sub-refrigerada condensada 111-2; alta presión sub-refrigerada enfriada 111_3; corriente despresurizada 111_4; dióxido de carbono purificado 111_5; corriente refrigerante 111_5_1; corriente de producto 111_5_2; corriente re-evaporada 111_6; dióxido de carbono líquido procedente de la columna de destilación/dióxido de carbono licuado 112; fracción de corriente de dióxido de carbono licuado 112-1; dióxido de carbono evaporado 112_2; flash gas 113; líquido despresurizado 114; corriente de producto almacenado 116; corriente de producto calentado 117; corriente de purga final 118; corriente de producto expandido 119; corriente de dióxido de carbono gaseoso 120; impurezas condensadas 203; corriente rica en contaminante residual 204; corriente rica en contaminante residual 206; corriente gaseosa re-calentada a ebullición 207; corriente de dióxido de carbono líquido del depurador 208; refrigerante 301, 401; refrigerante caliente 302, 501; refrigerante enfriado 402.

En la Figura 1 se presentan otras corrientes. La naturaleza de estas corrientes será fácilmente reconocida por la persona experta, no necesitando de detalles adicionales.

Con referencia ahora a las Figuras 1 y 3 de la invención, estas se describirán con más detalles.

El gas de partida en el procedimiento es gas de fermentación 101, el cual puede ser desespumado en una trampa de espuma A0 antes de ser posteriormente tratado. La desespumación es opcional y la necesidad depende de la naturaleza del gas de entrada, por ejemplo, de la operación de los fermentadores. La corriente gaseosa desespumada 102 es sometida a una primera etapa de compresión en el primer compresor A1_1. El número de etapas de compresión puede ser cualquier número a partir de 1 y superior. El coste de la operación disminuye con el número de compresores; sin embargo, esto debería de contrapesarse con el coste de adquisición de los compresores. En este contexto, el número el más económico es tres, tal como en la realización de las Figuras 1 y 3. La etapa de compresión proporciona las corrientes gaseosas comprimidas 103, 104 y 196, respectivamente. Entre compresores, la corriente puede ser sometida a intercambio de calor, en caso necesario.

En la realización, se muestra un separador A2 insertado antes del tercer compresor A1_3. Este sirve para eliminar las impurezas condensadas 203, fundamentalmente agua, procedente del gas dióxido de carbono. En general, puede insertarse un separador entre cualquiera de las etapas de compresión; entra dentro de la experiencia de la técnica el determinar los casos en que sea necesario. El gas comprimido 106, en la realización mostrada, es dirigido a un re-calentador a ebullición A8, antes de entrar en la columna de purificación A3. Con referencia a la Figura 1, la corriente gaseosa caliente 106, se usa, a continuación, para evaporar una fracción de la corriente de dióxido de carbono licuado 112_1 procedente de la columna de destilación A5, para proporcionar dióxido de carbono evaporado 112_2, facilitándose, de esta manera, el procedimiento de destilación. Igualmente, pueden usarse otras fuentes de energía.

Tal como anteriormente se ha mencionado, debido a la diferencia de presión entre el procedimiento y el tanque de almacenamiento, aproximadamente el 15-30 % del dióxido de carbono líquido formará en algún punto un flash gas. Este flash gas puede usarse en la columna de destilación en lugar del gas generado, por ejemplo, mediante el re-calentador a ebullición A8.

El al menos un compresor A1_1, etc., usado puede ser cualquier compresor adecuado. Se prefiere que al menos un compresor esté lubricado, más particularmente un compresor de tornillo lubricado con aceite, ya que este ahorrará capital y costes de operación. Cuando se usa un compresor de este tipo, se prefiere usar un filtro (no mostrado) antes de la etapa de absorción, particularmente cuando el absorbente usado en la etapa de absorción c) es agua. Cuando el dióxido de carbono es el absorbente, 111, tal como se muestra en la realización de, entre otras, la Figura 1, se eliminarán residuos de aceite, y la presencia de un filtro servirá como una precaución extra, así como un medio para recuperar y reciclar el aceite a los compresores.

El gas recalentado a ebullición comprimido 107 entra en la columna de absorción A3, preferiblemente en la sección inferior de la misma. La columna de purificación mostrada es un depurador de dióxido de carbono que está divulgado también en las Solicitudes de Patentes en tramitación con la presente WO 2009/27217 y PCT/DK 2010/050146, publicada como WO 2011/157268. De acuerdo con ello, el sistema de columna de absorción comprende, en la realización mostrada, un depurador A3 y un recalentador a ebullición depurador de CO₂ opcional A10. El recalentador a ebullición A10 sirve para minimizar la corriente rica en contaminante residual 204 mediante el recalentamiento a ebullición de las corrientes de dióxido de carbono líquido del depurador 208 y 206, para proporcionar la corriente gaseosa recalentada a ebullición 207 que es nuevamente purificada en la columna.

El absorbente en la columna de purificación es dióxido de carbono líquido, preferiblemente extraído del procedimiento corriente abajo posterior. En la realización ilustrada, el absorbente es la corriente 111 tomada después de la destilación final antes de la despresurización.

Igualmente, se contempla que el depurador de dióxido de carbono pueda mejorarse de acuerdo con la solución proporcionada en la Patente PCT/DK 2010/050146, en la cual la corriente suministrada comprimida se purifica en una columna de purificación que proporciona al menos una corriente líquida rica en contaminante y una corriente gaseosa escasa en contaminante y el recalentamiento a ebullición de la corriente líquida rica en contaminante que proporciona una corriente gaseosa y suministra la corriente gaseosa a la columna de purificación. Antes de que las corrientes entren en el recalentador a ebullición, se proporciona una diferencia de presión entre la corriente líquida

rica en contaminante y la corriente gaseosa escasa en contaminante, de manera tal que la corriente líquida rica en $P_{\text{contaminante}}$ < corriente gaseosa escasa en $P_{\text{contaminante}}$. Más específicamente, esto se obtiene sometiendo la corriente comprimida a a) una etapa de absorción en una columna que proporciona una corriente gaseosa escasa en contaminante que sale por la sección superior de la columna y una corriente líquida rica en contaminante que sale, opcionalmente por la sección inferior, de la columna y en la que la corriente gaseosa escasa en contaminante que sale por la sección superior de la columna es sometida, además, a las etapas seleccionadas entre:

1: b1) compresión de la corriente gaseosa escasa en contaminante que proporciona una corriente gaseosa comprimida; c1) refrigeración de la corriente gaseosa comprimida en un recalentador a ebullición que proporciona al menos una corriente de producto para ser condensado y destilado, y una corriente gaseosa; y d1) suministro de la corriente gaseosa a la columna de purificación en la sección inferior de la columna, y

2: b2) refrigeración de la corriente gaseosa escasa en contaminante en un recalentador de ebullición que proporciona al menos una corriente de producto para ser condensada y destilada posteriormente y una corriente gaseosa; y c2) compresión de la corriente gaseosa que proporciona una corriente gaseosa comprimida enfriada; d2) suministro de la corriente gaseosa comprimida enfriada a la columna en la sección inferior de la columna; y despresurización de la corriente líquida rica en contaminante que sale de la sección inferior de la columna antes de entrar en el recalentador a ebullición. La despresurización se obtiene en una realización particular mediante una válvula.

El depurador de dióxido de carbono puede comprender un inhibidor de agua integrado o un digestor, en caso necesario. Cuando el gas de partida se origina a partir de un procedimiento de fermentación, el gas lo más probablemente comprenderá etanol, el cual puede servir como el inhibidor del agua.

Esta mejora de acuerdo con la Patente PCTDK 2010/050146 es particularmente preferida cuando la corriente comprende muchos contaminantes con el fin de minimizar la corriente rica en contaminantes residual 204. Esto asegura una alta pureza así como un alto rendimiento.

Después de la etapa de absorción, la corriente gaseosa rica en dióxido de carbono/escasa en contaminante 108 se filtra en el filtro A9; el filtro puede ser un filtro mecánico, un filtro de carbón activo u otro tipo de adsorbente, cuando sea necesario, para la eliminación de trazas, por ejemplo, de H_2S . El filtro es opcional.

La corriente filtrada 109 se condensa en el condensador A4. El condensador puede incorporarse en la columna de destilación A5, tal como se realiza en la Figura 1. Igualmente, se contempla que las unidades estén separadas tal como se ilustra en las Figuras 2, 3 y 5. La condensación se lleva a cabo mediante el refrigerante 301, que proporciona un refrigerante más caliente 302. El refrigerante es cualquier fluido que tenga un efecto refrigerador suficiente para condensar el dióxido de carbono a las altas presiones contempladas. Particularmente preferido es un refrigerante presente en las cerveceras o embotelladoras, por ejemplo, salmuera, que normalmente tiene una temperatura de entre $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $+5\text{ }^{\circ}\text{C}$, tal como $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $-3\text{ }^{\circ}\text{C}$, usada, por ejemplo, para la refrigeración de los tanques de fermentación. De esta forma, se obtiene la condensación sin ningún suministro externo de energía o sin agregar equipo adicional a la planta. En una realización particularmente preferida (no mostrada) se toma dióxido de carbono licuado del tanque de almacenamiento A7 y se re-evapora usando el refrigerante de entrada 301. En esta realización, el dióxido de carbono licuado se toma preferiblemente del tanque de almacenamiento y el refrigerante se enfría, mediante la evaporación del dióxido de carbono, a una temperatura inferior antes de entrar en el condensador A4. Después de salir del condensador A4, la temperatura del refrigerante más caliente 302 podría retornarse a la temperatura tal como inicialmente se suministró. En consecuencia, el procedimiento de condensación es completamente neutral en cuanto a energía, lo cual es un gran avance económico sobre la técnica anterior.

Después de la condensación, el condensado 111_1 se destila para purificar adicionalmente el dióxido de carbono, lo cual proporciona la corriente de dióxido de carbono licuado 112; se contempla que el dióxido de carbono gaseoso pase desde la unidad de destilación a, entre otras, la unidad de condensación, tal como aparece en las Figuras 1 y 3. Una porción de la corriente de dióxido de carbono licuado 112 puede admitirse como el absorbente 111 cuando el dióxido de carbono se usa como el absorbente en la etapa de absorción.

En la Figura 2 se muestra otra realización del procedimiento de acuerdo con la invención. Los signos de referencia de las Figuras 1 y 3 son igualmente de aplicación para la Figura 2. Los procedimientos corriente abajo en la realización de la Figura 2 se detallan en la Figura 5. De acuerdo con ello, la referencia es válida tanto para las Figuras 1, 3 como 5. En la Figura 2 se muestra una variación del recalentador a ebullición depurador de CO_2 , A10_1. En esta realización, el recalentador a ebullición depurador de CO_2 A10_1 está conectado a la corriente que sale del último medio de compresión antes de entrar en la columna de absorción A3.

En la realización mostrada en la Figura 4, que es una vista detallada de los procedimientos corriente abajo de la realización mostrada en la Figura 1, la corriente de dióxido de carbono licuada 112 es despresurizada, con lo cual se crea una cierta cantidad de flash gas. Antes de la licuación, la corriente es, opcionalmente, sub-refrigerada una o dos veces (mostrada) por medio de los sub-refrigeradores A11 y A11_1; los sub-refrigeradores pueden estar movidos mediante salmuera o dióxido de carbono o ambos, según sea lo apropiado, para la corriente particular a refrigerar. La proporción de flash gas depende de la diferencia de presión. En una realización típica en la que la presión se

reduce desde 3.500 hasta 1.600 kPa, siendo 1.600 kPa la convencional en la industria para tanques de dióxido de carbono, la cantidad de flash gas es del 20 % de la corriente total. El líquido y el gas son separados en el separador A6, proporcionando el líquido despresurizado 114 para almacenamiento en el tanque de almacenamiento A7. El separador A6, por ejemplo, una columna de destilación flash, proporciona igualmente el flash gas 113. En la realización mostrada, el flash gas 113 se retorna a una posición antes de la etapa de compresión final, para nueva purificación. Como alternativa, puede estar presente otro compresor entre el separador A6 y el condensador A4, con lo cual, el flash gas 113 puede condensarse y destilarse de nuevo.

En la realización mostrada en la Figura 5, el condensado 111_1 es despresurizado antes de la destilación. El condensado 111_1 puede, en la realización mostrada, tener una presión de 4.700 kPa. El condensado 111_1 puede, en una realización preferida, pasar a un sub-refrigerador, A11_1. El propósito de agregar un sub-refrigerador es el de minimizar la cantidad de flash gas 113 reciclado a la etapa de compresión y purificación. De esta forma, la sub-refrigeración reduce el consumo de energía general. Igualmente, la sub-refrigeración puede agregarse por razones técnicas para proteger el equipo, de manera tal que se evite la congelación, si existe presente agua en la corriente gaseosa comprimida 104 de, entre otras, la Figura 1.

Después de la sub-refrigeración opcional, la corriente sub-refrigerada condensada 111_2 pasa a través de un segundo recalentador a ebullición, A12, proporcionando la corriente a alta presión sub-refrigerada enfriada 111_3. A continuación, la presión de la corriente 113_1 se reduce, por ejemplo, desde 4.700 kPa hasta 1.600 kPa, a la corriente despresurizada 111_4, con lo cual se evapora una cantidad substancial de la corriente y proporciona un flash gas, que es usable en la etapa de destilación e) en la columna de destilación A5.

En una corriente saturada (es decir, +12 °C), aproximadamente el 30 % de la corriente entrante se evaporará para formar un flash gas cuando se reduce la presión. Cuando la corriente sub-refrigerada condensada 111_2 es sub-refrigerada a +1 °C, la porción será aproximadamente el 20 %; si se sub-refrigera adicionalmente a -11 °C, la porción será aproximadamente del 12 %.

En esta disposición, la reducción de la presión da como resultado la formación de flash gas, pudiendo usarse el flash gas en la etapa de destilación final (etapa e).

En primer lugar, la corriente sub-refrigerada condensada 111_2 entra en el recalentador a ebullición A12. En la realización mostrada, esta corriente sub-refrigerada condensada 111_2 está más caliente que una corriente más fría de entrada 111_5_1 que está a menor presión, normalmente el dióxido de carbono líquido tomado de la sección inferior de la columna de destilación A5. El calor de la corriente sub-refrigerada condensada 111_2 es transferido a la corriente más fría 111_5_1, para proporcionar la corriente re-evaporada 11_6 que entra nuevamente en la columna de destilación. A continuación, la corriente a alta presión sub-refrigerada ahora más fría 111_3 es sometida a una reducción en la presión, con lo cual se proporciona la corriente despresurizada de fase mixta más fría aún 111_4. La corriente despresurizada 111_4 entra en la columna de destilación A5 en la que la fracción líquida se purifica mediante la corriente gaseosa re-evaporada en contracorriente 111_6, que proporciona el dióxido de carbono líquido purificado 111_5. El dióxido de carbono líquido purificado 111_5 es dividido en dos fracciones 111_5_1 (la corriente más fría), y 111_5_2 (el producto), del cual el 111_5_1 se suministra al recalentador por ebullición A12 y el 111_5_2 es el producto.

De esta forma, la etapa de destilación es energéticamente neutral dado que no se necesita suministro externo de calor o frío.

Comparado con la realización mostrada en la Figura 4, el suministro de calor al recalentador a ebullición A8, que se origina corriente arriba del procedimiento tal como se muestra en la Figura 3 (y las Figuras 1 y 2), no es necesario.

En su lugar, en la realización mostrada en la Figura 5, puede ser beneficioso incluir una etapa de intercambio de calor adicional mediante un intercambiador de calor A18, en una posición después del último compresor A1_3, con el fin de extraer calor procedente del sistema. Esto minimizará la cantidad de salmuera usada corriente abajo posteriormente en el procedimiento en el condensador A4, en el cual se licua el dióxido de carbono.

Esta extracción de calor se efectúa mediante un intercambiador de calor que usa agua de refrigeración o aire. Cuando se inserta el intercambiador de calor después de la etapa de compresión b), esta realización usa menos energía que la realización de la Figura 1, ya que la corriente 106 se enfría, por ejemplo, mediante aire o agua de refrigeración en lugar de salmuera.

En otra realización preferida (mostrada tanto en la Figura 4 como en la 5), se inserta una segunda etapa de intercambio de calor combinada con una etapa de re-evaporación después de la etapa de condensación d). Esta realización es beneficiosa tanto en la realización de destilación a alta como a baja presión de las Figuras 4 y 5, respectivamente.

En esta realización particular, el gas de purga 110 (corriente de dióxido de carbono gaseoso) que sale del condensador A4 pasa a un segundo condensador A13 conectado a un ciclo con una válvula A14 o un medio similar para reducir la presión del gas de purga 110, por ejemplo, desde 4.700 hasta 1.600 kPa, similar a la despresurización

descrita para la realización ilustrada en la Figura 5. Esta despresurización da como resultado igualmente una corriente de fase mezclada que comprende hasta 30 % de flash gas. La reducción en la presión implica una reducción de la temperatura de aproximadamente el 30 %; en esta realización desde -34 °C hasta -44 °C, debido al contenido de gases no condensables.

- 5 La corriente al ser enfriada a -44 °C implica que hay presente menos dióxido de carbono en la corriente de purga final 118. De esta forma, el resultado de la inserción de esta etapa de condensación adicional del gas de purga 110 procedente de la primera etapa de condensación d), es que se reduce marcadamente la cantidad de dióxido de carbono descartada con la corriente de purga final 118, es decir, desde 1300 kg/h a 190 kg/h, para el ejemplo ilustrado. De esta forma, se incrementa el rendimiento general de dióxido de carbono.

- 10 Igualmente, en una realización preferida, se contempla que el flash gas 113 se use directamente en la línea de producción cervecera como gas de cobertura o para la carbonatación de bebidas.

Finalmente, se contempla que el gas se condense usando el efecto refrigerante procedente de la re-evaporación del dióxido de carbono líquido.

- 15 El dióxido de carbono licuado almacenado puede sacarse del tanque de almacenamiento como corriente almacenada 116 y re-evaporarse para uso en la cervecera. Para la re-evaporación, el refrigerante 301 se usa preferiblemente antes de que entre en el condensador A4, tal como se ha detallado anteriormente.

Igualmente, se contempla que los intercambiadores de calor, bombas, válvulas, etc., estén presentes, en los casos apropiados, con el fin de iniciar y mantener la presión y temperatura deseadas y otros parámetros a lo largo del procedimiento. Dichas condiciones entran dentro de la técnica del arte.

- 20 Con referencia ahora a la Figura 6, se describirá con detalles adicionales otro aspecto y realización particular de la invención.

Al mismo tiempo que, entre otras, la carbonatación de las bebidas en la cervecera, puede sacarse dióxido de carbono licuado del tanque de almacenamiento A7 o directamente a partir de la etapa de destilación a), tal como, por ejemplo, el flash gas 113.

- 25 El dióxido de carbono licuado 116 procedente del tanque o de la columna de destilación que tiene una temperatura normalmente dentro del intervalo de -30 °C hasta 20 °C y una presión normalmente dentro del intervalo de 1.000 a 5.500 kPa se re-evaporará, en la realización, mediante el uso de un primer intercambiador de calor A15, preferiblemente un evaporador, mediante la puesta en contacto de la corriente de dióxido de carbono licuado 116 con un refrigerante 401, por ejemplo, salmuera, tomado de la cervecera.

- 30 De esta forma, la temperatura del refrigerante 401 disminuye, por ejemplo, desde -5 °C hasta -8 °C, y la temperatura de la corriente de producto calentado 117 que sale del primer medio intercambiador de calor A5, puede incrementarse, por ejemplo, a -6 °C. Mediante dos o más etapas intercambiadoras de calor puede obtenerse una temperatura de 25 °C, en las que la segunda etapa y las etapas adicionales no se efectúan normalmente mediante el uso de salmuera, sino agua, aire o cualquier otro medio más caliente (no mostrado). El refrigerante resultante 402 se usa, en una realización particularmente preferida, como el refrigerante (301 en el procedimiento de la Figura 1 como el medio de condensación A4 de la Figura 1), con lo cual la temperatura del refrigerante se incrementará normalmente a la temperatura inicial de la salmuera, es decir, -5 °C y puede usarse nuevamente en la cervecera como tal.

- Además, la corriente de producto calentado gaseoso más caliente 117 se expande, a continuación, mediante un expendedor A16. La temperatura y presión de la corriente de producto expandido 119 puede ser desde -55 hasta -20 °C y de 500-700 kPa, respectivamente. La corriente de producto expandido 119 se calienta mediante el uso de un segundo medio intercambiador de calor A17.

- En el segundo medio intercambiador de calor A17, el calentamiento se efectúa, en una realización particular, mediante el uso de un refrigerante más caliente 501, tal como el refrigerante más caliente 302 de la Figura 1. De esta forma, el refrigerante más caliente 302/501 puede tener el mismo origen que el refrigerante usado para el primer medio intercambiador de calor A15, el refrigerante caliente (302 de la Figura 1) que sale del condensador A4, o puede tomarse directamente de un tanque de almacenamiento de refrigerante (no mostrado). La expansión y las etapas de calentamiento respectivas pueden llevarse a cabo en una o más etapas.

La energía de enfriamiento obtenida puede usarse, por ejemplo, en el condensador A4.

- La corriente de dióxido de carbono gaseoso 120 que sale del segundo medio intercambiador de calor A17 podría tener una temperatura de aproximadamente 5-25 °C y una presión de 100-600 kPa y puede usarse en destilación/embotellado, etc., como tal.

Mediante el uso del primer y segundo intercambiador de calor (A15 y A17), pueden recuperarse entre 90 y 115 kWh de energía de refrigeración por tonelada de dióxido de carbono. Además, mediante el uso del expendedor A16 pueden recuperarse adicionalmente 10 a 20 kW de energía en comparación con un procedimiento convencional que usa

una válvula e intercambiador de calor. La energía recuperada puede usarse o bien para trabajos de compresión en cualquier lugar dentro del procedimiento de recuperación de dióxido de carbono, o bien en la cervecera, o en cualquier otro lugar.

- 5 Igualmente, se contempla que este último aspecto y/o realización sea implementado en cualquier sitio en el que el dióxido de carbono licuado esté siendo re-evaporado para uso y no debería restringirse al procedimiento de la invención.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la recuperación de dióxido de carbono procedente de una corriente de dióxido de carbono gaseoso que se origina a partir de un procedimiento de fermentación o de una línea de embotellado, comprendiendo el procedimiento la etapas de:
 - 5 a) suministro de la corriente de dióxido de carbono que se origina a partir del procedimiento de fermentación o de la línea de embotellado (101);
 - b) compresión de la corriente de dióxido de carbono suministrada (101) mediante al menos una etapa de compresión que proporciona una corriente gaseosa comprimida (103);
 - 10 c) someter la corriente gaseosa comprimida (103) a una etapa de absorción que proporciona al menos una corriente gaseosa rica en dióxido de carbono (108);
 - d) condensación de la corriente gaseosa rica en dióxido de carbono (108) en un condensador (A4) que proporciona al menos un condensado (111_1) y un gas de purga (110);
 - e) destilación del condensado (111_1) para proporcionar dióxido de carbono purificado (112),en el que la presión de la corriente de dióxido de carbono comprimido (103) obtenida en la etapa b) es al menos de 3.000 kPa, la temperatura está dentro de un intervalo en el que no existe substancialmente condensación de dióxido de carbono y que dicha presión se mantiene hasta al menos la etapa d) y en el que la etapa de condensación d) se lleva a cabo mediante un refrigerante (301) presente en la cervecera o en la embotelladora, por ejemplo, salmuera.
2. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el absorbente (111) de la etapa c) es agua o dióxido de carbono líquido, preferiblemente dióxido de carbono líquido.
3. Un procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1 ó 2, que comprende además la etapa de transferencia del dióxido de carbono destilado, condensado, (112) a un tanque de almacenamiento (A7) que tiene una presión que es menor que la presión de condensación de la etapa d), en el que además del dióxido de carbono líquido (112) se forma una corriente gaseosa (113) y en el que dicha corriente gaseosa (113) es tratada posteriormente.
- 25 4. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 3, en el que el tratamiento adicional está seleccionado entre: transferencia como un producto a una planta de producción de bebidas, condensación y transferencia a un tanque de almacenamiento, y suministro a la etapa de compresión b) o a la etapa de destilación e).
5. Un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el refrigerante (301) usado en el procedimiento de fermentación es una salmuera que comprende un glicol o una sal.
- 30 6. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 3 y 5, en el que el dióxido de carbono destilado, condensado (112), es re-evaporado mediante un refrigerante, preferiblemente por el refrigerante antes de la etapa de condensación d) (301).
7. Un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la al menos una etapa de compresión b) se lleva a cabo mediante un compresor lubricado, más preferiblemente un compresor de tornillo lubricado con aceite.
- 35 8. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 7, en el que el absorbente (111) de la etapa c) es dióxido de carbono líquido.
9. Un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende 2 ó 3 etapas de compresión.
- 40 10. Un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente gaseosa comprimida (103, 104, 106) se filtra antes de la condensación de la etapa d), preferiblemente mediante un filtro mecánico y/o de adsorción (A9).
11. Un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1-2 y 4-10, en el que la presión se reduce después de la etapa de condensación d) y la etapa de destilación e) se lleva a cabo a la presión reducida.
- 45 12. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 11, en el que la presión reducida es una presión convencional aplicada en la industria para el almacenamiento de dióxido de carbono, tal como aproximadamente 1.500 a 1.800 kPa, preferiblemente aproximadamente 1.600 kPa.
13. Un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, que comprende además una etapa f) de someter el gas de purga (110) obtenido en la etapa d) a una etapa de condensación y de re-evaporación combinada, en el que la re-evaporación se lleva a cabo a una presión menor que la presión del gas

de purga (110) obtenido en la etapa d), preferiblemente una presión convencional aplicada en la industria para el almacenamiento de dióxido de carbono, tal como aproximadamente 1.500 a 1.800 kPa, preferiblemente aproximadamente 1.600 kPa.

- 5 **14.** Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 13, en el que la presión se reduce mediante una válvula (A14).
- 10 **15.** Un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el dióxido de carbono destilado (112) se almacena en un tanque de almacenamiento de dióxido de carbono (A7).
- 15 **16.** Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6, que comprende además las etapas de:
 - a) proporcionar el dióxido de carbono líquido procedente de una fuente seleccionada a partir del tanque de almacenamiento de dióxido de carbono (A7, 116), dióxido de carbono destilado (112) procedente de la unidad de destilación (A5) o dióxido de carbono condensado (111_1) procedente de la unidad de condensación (A4);
 - b) evaporación del dióxido de carbono líquido (116,112, 111_1) en un medio intercambiador de calor (A15) para proporcionar una corriente de dióxido de carbono calentado gaseoso (117);
 - 20 c) expansión de la corriente de dióxido de carbono calentado gaseoso (117) para proporcionar una corriente de dióxido de carbono calentado gaseoso (119); y
 - d) calentamiento de la corriente de dióxido de carbono gaseoso calentado gaseosos expandido (119) para proporciona una corriente de dióxido de carbono gaseoso (120) para uso en una producción que necesite dióxido de carbono gaseoso.
- 20 **17.** Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 16, en el que el frío producido procedente de la expansión se recupera y/o se genera electricidad o trabajo mecánico mediante el expendedor.

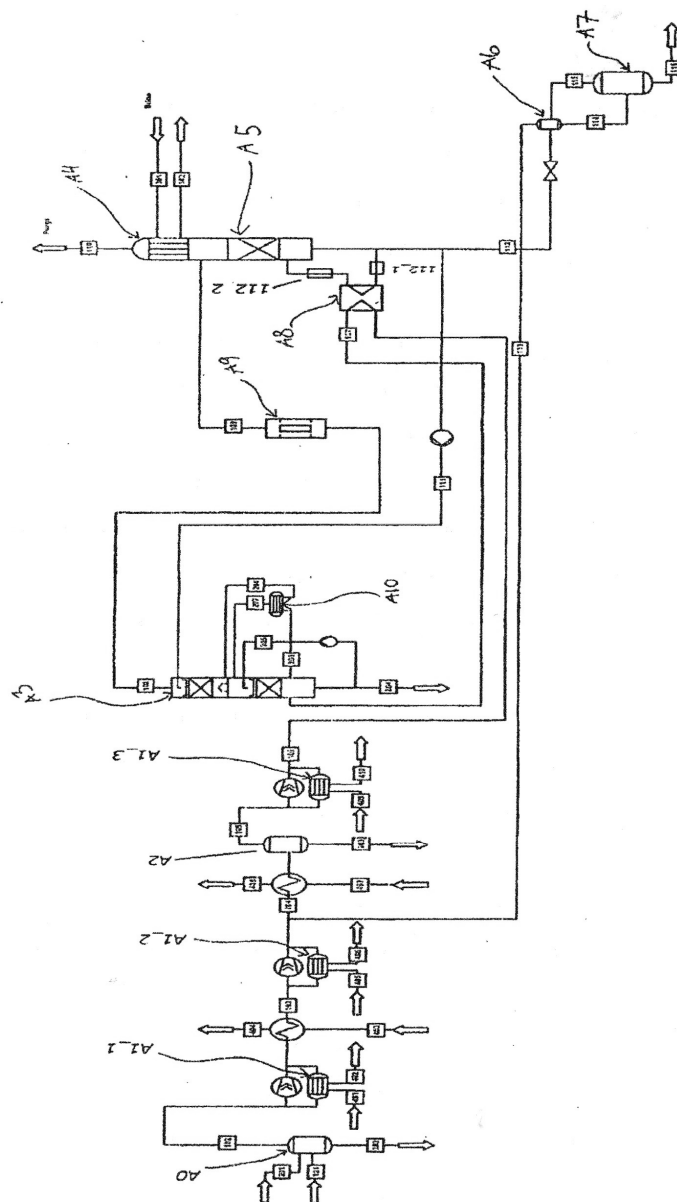


Figura 1

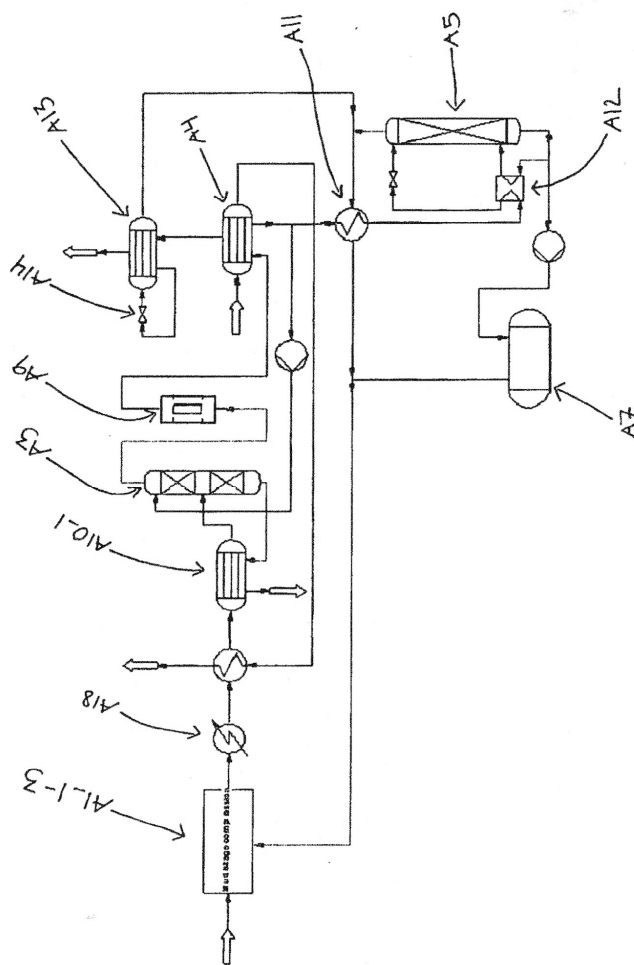


Figura 2

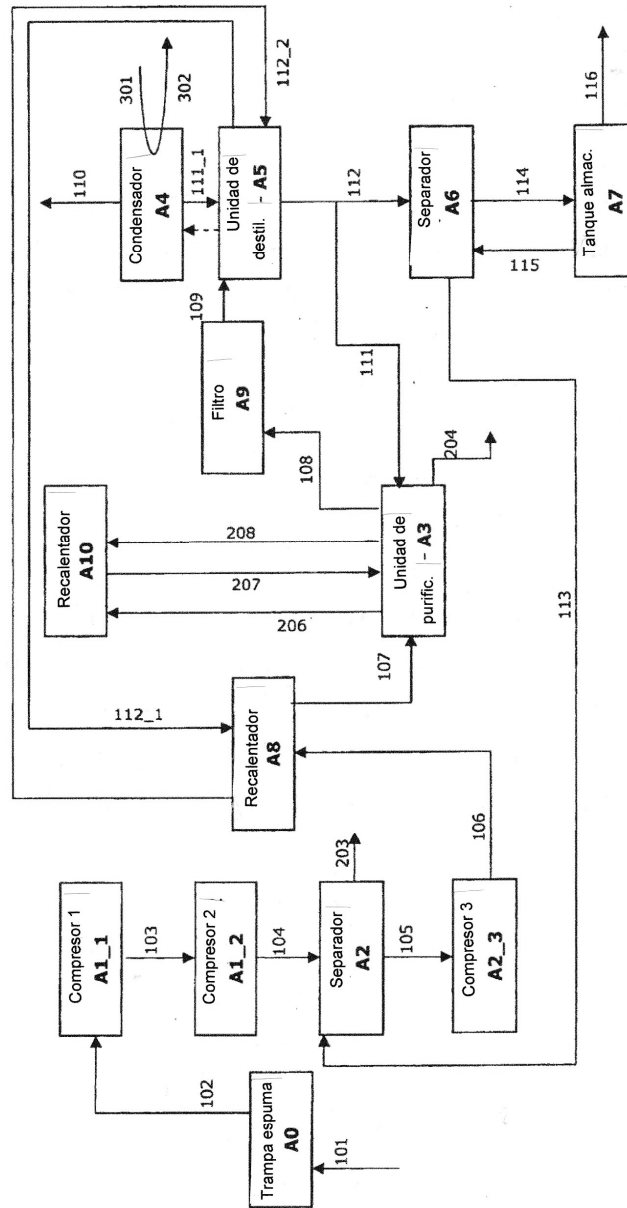


Figura 3

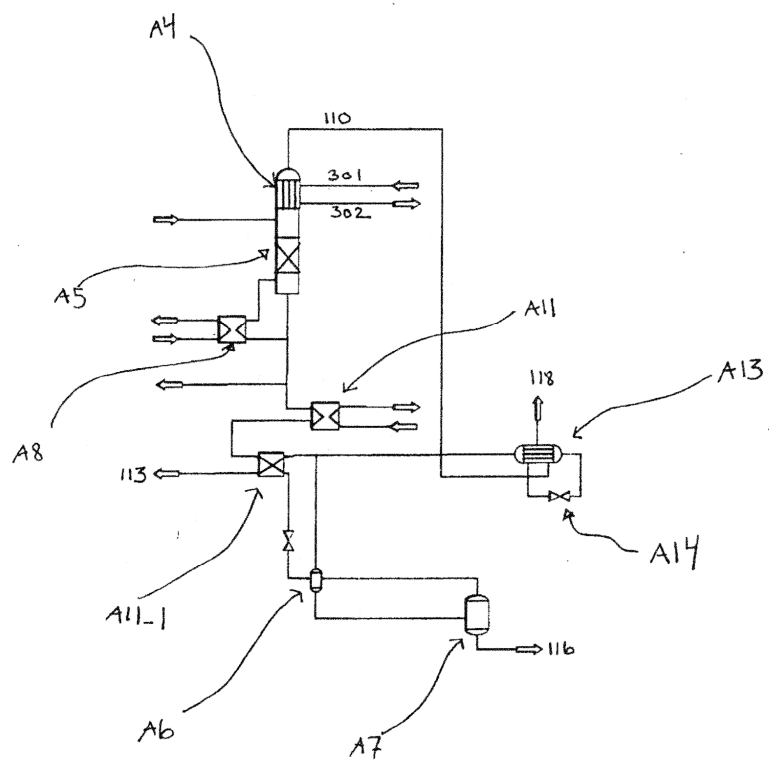


Figura 4

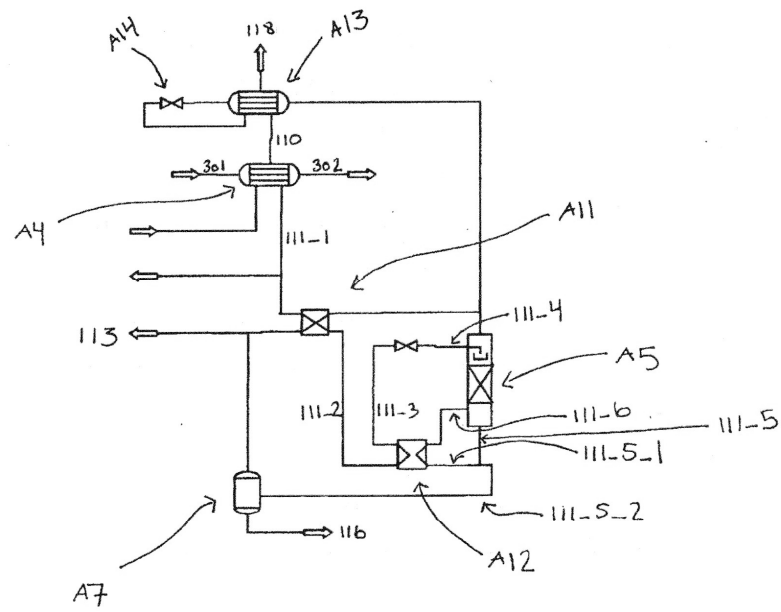


Figura 5

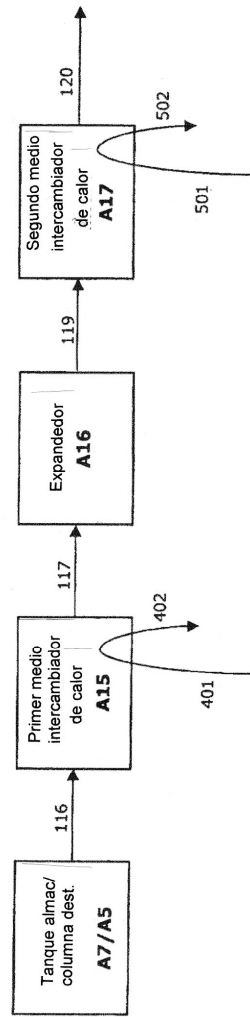


Figura 6