

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 604 080**

51 Int. Cl.:

C01B 31/20 (2006.01)

B01D 53/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **16.01.2008 PCT/DK2008/050008**

87 Fecha y número de publicación internacional: **24.07.2008 WO08086812**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.01.2008 E 08700942 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **28.09.2016 EP 2121520**

54 Título: **Procedimiento de recuperación de dióxido de carbono de pureza elevada**

30 Prioridad:

17.01.2007 DK 200700071

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

02.03.2017

73 Titular/es:

UNION ENGINEERING A/S (100.0%)

SNAREMOSEVEJ 27

7000 FREDERICIA, DK

72 Inventor/es:

FIND, RASMUS;

GELEFF, SVEND y

ANDERSEN, MAJ TOFT

74 Agente/Representante:

CARPINTERO LÓPEZ, Mario

ES 2 604 080 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento de recuperación de dióxido de carbono de pureza elevada

5 La presente invención se refiere a un procedimiento para la recuperación de dióxido de carbono de alta pureza a partir de una fuente gaseosa y a usos del mismo. Más específicamente, la presente invención se refiere a la producción de dióxido de carbono de alta pureza, que está sustancialmente libre de óxidos de nitrógeno, compuestos sulfurosos y contaminantes orgánicos volátiles. La presente invención también se refiere a una planta para la recuperación de dióxido de carbono de alta pureza a partir de un gas y al uso de dicho dióxido de carbono de alta pureza en los productos alimentario.

Antecedentes de la invención

10 El dióxido de carbono es un gas bien conocido, que está presente en la atmósfera. Se libera a la atmósfera en grandes cantidades mediante procedimientos de fermentación, calcinaciones de caliza y todas las formas de procedimientos de combustión de compuestos de carbono y de carbono. En las últimas décadas, la atención respecto de dicha emisión ha ido en aumento debido al problema medioambiental causado por el futuro cambio climático a través del efecto invernadero. En consecuencia, en los últimos años se ha llevado a cabo un extenso trabajo con el fin de desarrollar procedimientos para la eliminación de dióxido de carbono de los gases de combustión. Si es posible, una posterior recuperación del dióxido de carbono puede hacer que estos procedimientos sean económicamente factibles.

15 Un tipo de procedimientos convencionales para la recuperación de dióxido de carbono a partir de una fuente gaseosa es el procedimiento de absorción, en el que el dióxido de carbono es absorbido en un agente absorbente. Si hay presentes otros gases, tales como oxígeno, en la fuente gaseosa, dichos otros gases también pueden absorberse química y / o físicamente. Este será el caso si un agente basado en amina se usa como agente absorbente.

20 Es bien conocido de la técnica anterior que cuando hay O₂ presente en la fuente gaseosa que contiene dióxido de carbono y cuando se usa alcanolamina como agente absorbente, dicho O₂ será transferido en el agente absorbente que contiene alcanolamina durante el procedimiento de absorción. Como consecuencia, se producirán una degradación no deseada de la alcanolamina, así como problemas de corrosión debido a la presencia de O₂.

25 Muchos documentos de la técnica anterior se refieren a este problema. El documento EP 1 059 110 da a conocer un sistema para recuperar absorbato, tal como dióxido de carbono, usando un fluido absorbente de alcanolamina, en el que el absorbente cargado se calienta en un procedimiento de calentamiento en dos etapas antes de la separación del absorbato del absorbente, y en el que el absorbente cargado se desoxigena después de la primera etapa de calentamiento y antes de la segunda etapa de calentamiento. La desoxigenación se lleva a cabo por medio de despresurización.

30 En el documento EP 1 061 045 se describe un sistema para recuperar el absorbato, tal como dióxido de carbono, de una mezcla que contiene oxígeno, en el que el dióxido de carbono se concentra en un fluido de absorción que contiene alcanolamina, el oxígeno se separa del fluido de absorción y el dióxido de carbono se separa con vapor del fluido de absorción y se recupera. En este sistema, el oxígeno se separa del fluido de absorción pasando el absorbente cargado con el dióxido de carbono, que comprende oxígeno disuelto en contacto de transferencia de materia a contracorriente con gas secuestrante de oxígeno.

35 En otros casos, en la fuente gaseosa pueden estar presentes como contaminantes, además de O₂, óxidos de nitrógeno (también llamados NO_x), compuestos sulfurosos y compuestos orgánicos volátiles. Estos contaminantes también serán absorbidos química y / o físicamente en el agente absorbente, cuando se usa un agente basado en amina como agente absorbente.

40 En una planta convencional para la producción de dióxido de carbono de alta pureza, el dióxido de carbono se absorbe en primer lugar en un agente absorbente y, después, el dióxido de carbono y el agente absorbente se separan en una columna de extracción. Sin embargo, parte de los contaminantes presentes en el gas de alimentación se absorbe junto con dióxido de carbono durante la etapa de absorción. Al separar el dióxido de carbono del agente absorbente en un procedimiento de extracción posterior, parte de los contaminantes absorbidos también se liberarán en el gas residual de extracción junto con el dióxido de carbono. El gas residual de extracción contendrá adicionalmente N₂ y O₂ en algunas cantidades.

45 Al producir dióxido de carbono de calidad alimentaria o en otras aplicaciones del dióxido de carbono, en las que se requiere una alta pureza, estos contaminantes deben eliminarse del gas residual de extracción en el equipo corriente abajo a fin de obtener la pureza requerida. La tecnología convencional disponible para la eliminación de tales contaminantes incluye frotado, oxidación, adsorción y destilación.

50 El documento US 5.832.712A da a conocer un procedimiento para la absorción de grandes volúmenes de dióxido de carbono de los gases de escape usando etanolamina, en el que el dióxido de carbono absorbido se elimina posteriormente de la etanolamina en una columna de extracción.

En el documento US 3.266.220^a, el dióxido de carbono se recupera en un disolvente selectivo en una columna de absorción. El dióxido de carbono que contiene disolvente posteriormente se somete a una presión y paso controlados a través de un intercambiador de calor y, después, se pasa a una columna ultrarrápida que opera a una presión menor que la de la columna de absorción y a temperatura constante.

5 La primera etapa de la purificación corriente abajo del gas residual de extracción es con mayor frecuencia un procedimiento de oxidación. En esta etapa de oxidación, todo NO_x presente se oxida a nitrato, que posteriormente puede retirarse como una fase líquida. Además, si hay azufre presente como sulfuro de hidrógeno, este compuesto se oxida en azufre libre. Desafortunadamente, esta oxidación requiere una gran demanda de productos químicos. Se pueden usar varios agentes de oxidación. En particular, el permanganato de potasio se usa ampliamente. Sin embargo, este producto químico en particular es altamente peligroso y, además, dado que se puede usar permanganato de potasio para la producción de explosivos, es de esperar que en algún momento se vaya a prohibir el uso comercial de este producto químico.

15 En la siguiente etapa de la purificación corriente abajo, el gas que contiene dióxido de carbono se hace pasar a un deshidratador. En este deshidratador, cualquier agua presente en el gas es absorbida y, de ese modo, se retira de la corriente de gas. Sin embargo, si hay algún residuo de acetaldehído y / o compuestos oxigenados volátiles presentes en el gas, estos compuestos también se retiran en el deshidratador.

20 En la última etapa de la purificación corriente abajo, el dióxido de carbono gaseoso se licua en un condensador. En el condensador es posible retirar cualquier residuo de NO, que pueda aún estar presente. Sin embargo, este no es el caso para los residuos de NO₂. De hecho, si hay NO₂ presente cuando el gas llega al condensador, o si se produce algo de NO₂ en el interior del condensador, como, por ejemplo, debido a la oxidación de NO, dicho NO₂ será transferido a la fase líquida en el condensador y, posteriormente, es casi imposible de retirar.

Por lo tanto, un objeto de la presente invención es proporcionar un procedimiento para la recuperación de dióxido de carbono de alta pureza, que está sustancialmente libre de contaminantes, en el que no se requiera la etapa de oxidación en la purificación corriente abajo.

25 En la solicitud de patente internacional actualmente pendiente de tramitación PCT/DK2006/000417, los presentes inventores descubrieron que mediante la introducción de una columna ultrarrápida entre la columna de absorción y la columna de extracción separación, el contenido de NO_x en el gas residual de extracción se puede reducir notablemente, cuando se usa una alcanolamina como el agente de absorción.

30 Sorprendentemente, se ha descubierto ahora que, además de NO_x, también se pueden retirar eficazmente compuestos sulfurosos y contaminantes orgánicos volátiles en la columna ultrarrápida, con independencia del tipo de agente de absorción elegido para el la realización de la absorción de dióxido de carbono en la columna de absorción.

Por lo tanto, mediante la introducción de esta columna ultrarrápida se obtienen varios efectos beneficiosos.

35 En primer lugar, el contenido de contaminantes en el gas residual de extracción es tan bajo que ya no se requiere la posterior oxidación. Por lo tanto, el consumo de productos químicos se reduce y no es necesaria la posterior eliminación de estos productos químicos usados.

40 En segundo lugar, no hay sustancialmente NO₂ presente en la fase de dióxido de carbono líquido que sale del condensador. Esto se debe al hecho de que, como casi todo el O₂ se ha sido retirado en la columna ultrarrápida, el equilibrio químico $\text{NO} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightleftharpoons \text{NO}_2$, se desplazará hacia la izquierda para formar principalmente NO. Por lo tanto, no hay NO₂ presente en el gas, cuando el gas entra más tarde en el condensador. Adicionalmente, no se produce NO₂ en el condensador debido a que el contenido de O₂ en el gas es muy bajo. Por lo tanto, no se puede encontrar sustancialmente nada de NO₂ en el producto de dióxido de carbono líquido.

45 En tercer lugar, se ha descubierto que el consumo de energía para el funcionamiento del condensador está marcadamente reducido. Este efecto se considera que se debe al hecho de que el contenido de contaminantes en la fase gaseosa es muy bajo y aumentará el coeficiente de transferencia de calor general, así como la temperatura del punto de rocío en comparación con las plantas convencionales. Esto lleva a una presión de aspiración más alta para los compresores de refrigeración para el procedimiento de condensación, que también conduce a un requisito reducido de energía para la condensación.

50 En cuarto lugar, el rendimiento del producto se incrementa debido a que la pérdida de dióxido de carbono gaseoso en el condensador está notablemente reducida en comparación con las plantas convencionales para la producción de dióxido de carbono de alta pureza.

Descripción de la invención

55 En un aspecto, la presente invención se refiere a un procedimiento para la recuperación de dióxido de carbono de alta pureza a partir de una fuente gaseosa, en el que dicho dióxido de carbono de alta pureza está sustancialmente libre de contaminantes, por ejemplo óxidos de nitrógeno compuestos sulfurosos y compuestos orgánicos volátiles.

El procedimiento de acuerdo con la presente invención se describe en la reivindicación 1 y comprende las etapas de:

- a. alimentar un gas que comprende dióxido de carbono, oxígeno, N₂, óxidos de nitrógeno, y, opcionalmente, compuestos sulfurosos y contaminantes orgánicos volátiles en una columna de absorción,
- 5 b. absorber el gas en un agente absorbente químico, mediante el cual el gas se separa en un gas pobre en dióxido de carbono y un líquido rico en dióxido de carbono,
- c. presurizar y calentar el líquido obtenido en la etapa,
- d. separar por medio de vaporización instantánea el líquido obtenido en la etapa c en un gas rico en N₂, NO_x y oxígeno y un líquido con depleción de N₂, NO_x y oxígeno que sale de la columna ultrarrápida,
- 10 e. presurizar el líquido que sale de la columna ultrarrápida en la etapa d,
- f. separar el líquido obtenido en la etapa e en un gas residual de extracción rico en dióxido de y un líquido con depleción de dióxido de carbono por medio de extracción en una columna de extracción.
- g. enfriar el gas de residual de extracción obtenido en la etapa f con las condiciones como se especifica en las reivindicaciones.

15 La siguiente descripción detallada se aplica igualmente a los diferentes aspectos de la presente invención. Las realizaciones concretas también se aplican igualmente a cada uno de los aspectos de la invención.

En principio, cualquier tipo de gas que comprende dióxido de carbono, oxígeno, N₂, óxidos de nitrógeno y, opcionalmente, compuestos sulfurosos y contaminantes orgánicos se pueden aplicar en el procedimiento. En una realización preferente, sin embargo, el gas de alimentación es gas de combustión.

20 En las etapas de absorción (etapa b), cualquier agente absorbente capaz de absorber dióxido de carbono químicamente. Como ejemplos de agentes de absorción química se puede mencionar cualquier agente absorbente a base de amina. Por el término agente de absorción "basado en amina" se entiende cualquier agente en el que se ha incorporado un grupo amina, como, por ejemplo, alcanolaminas, tales como monoetanolamina, dietanolamina, diisopropanolamina, metildietanolamina y trietanolamina, aminoalcoholes, tales como amino-dietilen-glicol, y aminoácidos y sales de aminoácidos y derivados de los mismos. Preferentemente, se usa un agente absorbente a base de amina. Otros agentes absorbentes adecuados son los mencionados en el documento WO 2005087349 y el documento WO 2005087350.

25 Con mayor frecuencia, el agente absorbente es una solución acuosa de uno de los agentes basados en aminas mencionados anteriormente. Sin embargo, también se pueden utilizar mezclas que comprenden dos o más de los agentes mencionados en cualquier relación de mezcla en el procedimiento de acuerdo con la presente invención. Está dentro de las habilidades de un practicante determinar la cantidad óptima y la composición del agente absorbente con el fin de lograr un procedimiento de absorción adecuado.

30 A continuación, el líquido que sale de la columna de absorción se calienta y se presuriza hasta una presión mayor que o igual a la presión del líquido que sale del absorbedor. El propósito de la presurización es, principalmente, facilitar el transporte del líquido. Está dentro del conocimiento de un experto en la materia llevar a cabo tales procedimientos.

35 Como se ha explicado anteriormente, la introducción de las etapas de vaporización instantánea (etapas d) en el procedimiento de la presente invención hace posible la producción de un gas residual de extracción que está sustancialmente libre de oxígeno y que solo contiene restos de óxidos de nitrógeno. Sin embargo, con el fin de lograr este efecto beneficioso, la columna ultrarrápida debe funcionar a una temperatura y a una presión más altas, superior o cerca de las condiciones de equilibrio de la corriente de líquido que sale de la columna de absorción. Bajo tales condiciones, el líquido que entra en la columna ultrarrápida será insaturado y es posible la liberación de componentes no saturados. Por lo tanto, debido a las nuevas condiciones de equilibrio, sustancialmente todo el O₂ y la parte principal de NO_x se retirarán de la columna ultrarrápida en la corriente de gas y, por lo tanto, nunca alcanzarán la columna de extracción.

40 En una realización preferente, la temperatura del líquido obtenido en la etapa c está en el intervalo de 70 °C a 140 °C, más preferentemente en el intervalo de 90 °C a 120 °C y, lo más preferente, en el intervalo de 95 °C a 110 °C, y la presión de dicho líquido está en el intervalo de 0,01 MPa a 0,3 MPa, más preferente en el intervalo de 0,02 a 0,2 MPa, y lo más preferente en el intervalo de 0,1 MPa a 0,2 MPa. Trabajar fuera de estos intervalos no suele ser económicamente factible. Un experto en la materia sabrá cómo llevar a cabo dichos procedimientos de presurización y calentamiento.

45 El gas obtenido en las etapas d, que comprende una cantidad significativa de dióxido de carbono además de oxígeno, N₂, óxidos de nitrógeno y, opcionalmente, agua, compuestos sulfurosos y compuestos orgánicos volátiles, se puede reciclar a la columna de absorción para un segundo procedimiento de recuperación del dióxido de carbono. Como alternativa se puede eliminar dicho gas.

50 El líquido sale de la columna ultrarrápida se presuriza a una presión que es mayor que o igual a la presión del líquido que sale de la columna ultrarrápida antes de entrar en la columna de extracción. Un experto en la materia sabrá cómo llevar a cabo dicha presurización.

- 5 En la columna de extracción, el líquido presurizado de la columna ultrarrápida se separa en un gas rico en dióxido de carbono y un líquido pobre en dióxido de carbono. Como se ha mencionado anteriormente, debido a la retirada de oxígeno y óxidos de nitrógeno en la columna ultrarrápida, el contenido de O₂ y NO_x se reducirá drásticamente en la corriente de gas residual de extracción. Debido a la cantidad reducida de NO_x y la cantidad muy limitada de O₂ en el gas residual de extracción, la reacción de equilibrio: $\text{NO} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \leftrightarrow \text{NO}_2$, desplazará hacia la izquierda para formar principalmente NO.
- 10 El líquido obtenido en las etapas f, que comprende principalmente el agente absorbente, opcionalmente una disolución acuosa del agente absorbente, se puede reciclar y mezclar con el agente absorbente utilizado para absorber el gas en la etapa b. Sin embargo, antes de entrar en la columna de absorción, puede ser necesario un ajuste de la temperatura y / o la presión de dicho líquido.
- A continuación, el gas que sale de la columna de extracción se somete a un tratamiento de purificación corriente abajo. Sin embargo, en determinadas circunstancias, el gas residual de extracción puede ser de una pureza tan alta que no es necesaria la purificación posterior.
- 15 En una realización, el gas que sale del separador se enfría y después se alimenta a una columna de lavado. En esta columna, cualquier contaminante soluble en el líquido de lavado se puede retirar del gas. Un líquido de lavado preferente es agua, debido a la baja solubilidad del dióxido de carbono en agua. Un experto en la materia sabrá cómo llevar a cabo dicha etapa de lavado.
- 20 En particular, cuando se usan soluciones acuosas como una parte absorbente del agua gaseosa en el gas residual de extracción se puede condensar en la etapa de enfriamiento, se recicla, y, opcionalmente, se mezcla con el líquido que entra en la columna ultrarrápida o en otro lugar en el procedimiento aguas arriba. Por lo tanto, mediante la introducción de esta recirculación se consigue un ajuste del equilibrio del agua minimizando la necesidad de un suministro de agua externo.
- El gas que sale de la columna de lavado está ahora sustancialmente libre de contaminantes solubles, tales como absorbente.
- 25 El gas se presuriza y enfría antes de que el gas entre en el deshidratador. En el presente documento se reduce el contenido de agua. Esta presurización puede ser realizada en una o más etapas de compresión, por ejemplo, 1, 2 o 3 o incluso más.
- 30 En los casos en que no se incluye una etapa de lavado en el procedimiento, el gas residual de extracción puede, en una realización, enfriarse y presurizarse antes de entrar en el deshidratador. Como alternativa, la deshidratación se puede realizar antes de la compresión o durante la compresión. Está dentro del conocimiento de un experto en la materia llevar a cabo estas regulaciones de presión y temperatura.
- 35 En la unidad de deshidratación se retira agua. Particularmente, cuando se usa adsorción, los compuestos oxigenados y los compuestos orgánicos volátiles pueden retirarse de manera efectiva. Ejemplos de compuestos oxigenados, que se pueden retirar, son acetaldehído y metanol. Un practicante sabría cómo funciona una unidad de deshidratación convencional.
- En una realización particular, el gas que sale de la columna de extracción se alimenta directamente al deshidratador sin una etapa de lavado. En otra realización, el gas se somete a la etapa de lavado antes de alimentarse al deshidratador.
- 40 A continuación, el gas seco entra en el condensador, en el que el gas se separa en un líquido rico en dióxido de carbono y una mezcla gaseosa de dióxido de carbono y gases no condensables, por ejemplo, NO, N₂, O₂. El gas que entra en el condensador está sustancialmente libre de NO₂. Debido a la introducción de la columna ultrarrápida entre la columna de absorción y la columna de extracción, casi todo el O₂ y una parte principal de NO_x se han retirado de la corriente de gas. En consecuencia, el equilibrio químico: $\text{NO} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \leftrightarrow \text{NO}_2$, se desplaza hacia la izquierda y los restos de cualquier NO_x presente estarán principalmente en forma de NO. Esto sigue siendo cierto cuando el gas entra en el condensador. Por lo tanto, prácticamente no hay NO₂ contaminante presente en el gas y no se puede transferir NO₂ a la fase líquida del dióxido de carbono condensado, del que es muy difícil de retirar.
- 45 Además, debido al muy bajo contenido de contaminantes, se ha descubierto que el coeficiente de transferencia de calor global se incrementa y la temperatura del punto de rocío se eleva para el gas en comparación con las plantas convencionales para la recuperación de dióxido de carbono. Por lo tanto, el requisito de energía para el funcionamiento del condensador se reduce. Además, la presión de aspiración para compresores de refrigeración para el procedimiento de condensación se incrementa debido al bajo contenido de contaminantes, por lo que el modo de operación es más eficiente.
- 50
- 55 En el condensador, una parte del dióxido de carbono gaseoso se licua. La cantidad de dióxido de carbono condensado se determina mediante la temperatura y la presión de acuerdo con las reglas de la termodinámica. Sin embargo, en el condensador es necesario aliviar de forma continua una parte del gas a fin de evitar una acumulación de los contaminantes. En consecuencia, parte del dióxido de carbono gaseoso también será liberado.

Sin embargo, cuanto menos contaminantes entren en el condensador, menos es el requisito para aliviar los gases del condensador. Como resultado se incrementa el rendimiento del producto, al comparar la planta de acuerdo con la presente invención con una planta convencional.

5 Está dentro de las habilidades de un practicante ordinario determinar las condiciones óptimas para el funcionamiento del condensador.

El líquido que sale del condensador puede entrar posteriormente en una columna de destilación. Esta etapa de destilación es opcional y si esta etapa es necesaria dependerá de la pureza del dióxido de carbono obtenido en el condensador. Durante la destilación cualquier rastro de NO presente en el líquido se eliminó mediante destilación. Por lo tanto, el dióxido de carbono líquido producido tiene una pureza muy alta-

10 Opcionalmente, el líquido que sale de la columna de destilación puede entrar en un rehervidos antes de que el dióxido de carbono líquido entre en un tanque de almacenamiento. Mediante la introducción de un rehervidor en relación con la columna de destilación, se puede obtener un producto de dióxido de carbono de mayor pureza.

En una realización alternativa, el gas de la unidad de deshidratación se alimenta directamente a la parte inferior de la columna de destilación omitiendo así el rehervidor.

15 Cómo diseñar y operar una columna de destilación de este tipo, opcionalmente junto con un rehervidor se encuentra dentro de los conocimientos de un experto en la materia.

Como se ha mencionado anteriormente, una ventaja adicional de un procedimiento de acuerdo con la presente invención es que la etapa de oxidar el gas residual de extracción no es necesaria. Por lo tanto, se evita el uso de productos químicos peligrosos.

20 Aún otro aspecto de la presente invención se refiere al uso de cualquiera de los procedimientos de acuerdo con la invención para la producción de dióxido de carbono de alta pureza. La pureza del producto de dióxido de carbono es, preferentemente, de calidad alimentaria o adecuada para la recuperación o secuestro mejorados del petróleo (EOR) y, por lo tanto, se puede utilizar como componente en cualquier clase de alimentos o en la industria del petróleo. En una realización preferente particular, el dióxido de carbono producido de acuerdo con el procedimiento de la invención se utiliza como componente en refrescos.

25 En aún otro aspecto, se describe una planta adecuada para la recuperación de dióxido de carbono de alta pureza de acuerdo con la invención.

30 Dicha planta comprende una columna de absorción que tiene una salida de gas y una salida de líquido, estando dicha salida de líquido conectada a una columna ultrarrápida que tiene una salida de gas y una salida de líquido, estando dicha salida de líquido está conectada a una columna de extracción que tiene una salida de gas y una salida de líquido, y en el que dicha salida de gas está, opcionalmente, conectada a una columna de lavado. La columna de lavado opcional tiene una salida de gas y una salida de líquido, estando dicha salida de gas opcional conectada a un deshidratador que tiene una salida de gas, que está conectada a un condensador que tiene una salida de gas y una salida de líquido del que el dióxido de carbono líquido producido sale hacia el tanque de almacenamiento.

35 En los casos en que la columna de lavado opcional no está presente, la salida de gas de la columna de extracción está conectada al deshidratador

En una realización preferente, la salida de líquido del condensador está conectada a una columna de destilación que tiene una salida de líquido de la que el dióxido de carbono líquido producido se sale al tanque de almacenamiento.

40 La columna de absorción que se va a usar puede ser cualquier columna conocida en la técnica adecuada para la realización de la absorción de dióxido de carbono gaseoso en un agente absorbente. Los ejemplos de columnas de absorción adecuadas para su uso son columnas que contienen elementos internos o de transferencia de masa, tales como bandejas o relleno aleatorio o estructurado.

45 La columna ultrarrápida puede ser cualquier tipo de columnas de destilación ultrarrápidas conocidas en la técnica. Los ejemplos de columnas ultrarrápidas adecuadas son columnas que contienen elementos internos o de transferencia de masa, tales como bandejas o relleno aleatorio o estructurado. Un experto puede determinar fácilmente si se requiere una o más columnas ultrarrápidas de alta presión o una o más columnas de destilación a presión baja o una combinación de las mismas con el fin de obtener un resultado favorable. También estará dentro del conocimiento del experto en la materia determinar si un resultado deseado se alcanza mejor mediante el uso de solo una columna o usando dos o más columnas conectadas en serie o en paralelo.

50 La columna de extracción para usar en la planta puede ser cualquier columna cargada conocida en la técnica. Los ejemplos de columnas de extracción adecuadas son columnas que contienen elementos internos o de transferencia de masa, tales como bandejas o relleno aleatorio o estructurado.

La columna de lavado puede ser cualquier tipo de columna de lavado conocida en la técnica. Preferentemente, la columna para su uso contiene elementos internos o de transferencia de masa, tales como bandejas o relleno aleatorio o estructurado, con el fin de obtener una buena distribución del agua de lavado y con el fin de obtener un contacto óptimo entre el gas y el agua.

5 El deshidratador se incorpora con el fin de retirar el agua y otras impurezas de la corriente gaseosa. El procedimiento de deshidratación de una corriente gaseosa es bien conocido en la técnica y el experto en la materia selecciona fácilmente un deshidratador adecuado para realizar la deshidratación. Como ejemplos de unidades de deshidratación se pueden mencionar un adsorbente de TSA con tamices moleculares y filtros de partículas de carbón activado. Otros tipos de deshidratadores incluyen unidades de MEG o TEG.

10 El condensador para su uso en la planta puede ser cualquier tipo de intercambiador de calor adecuado para la condensación. Un experto en la materia sabría cómo diseñar el condensador teniendo en cuenta la temperatura, la presión y la composición química del gas que entra en el condensador.

15 La columna de destilación puede ser cualquier tipo de columna conocida en la técnica adecuada para la destilación de dióxido de carbono líquido. Estará dentro del conocimiento del experto en la materia determinar si un resultado deseado se alcanza mejor mediante el uso de solo una columna o usando dos o más columnas conectadas en serie o en paralelo. Las columnas de destilación más adecuadas para su uso normalmente son columnas cargadas con descenso de presión, pero también se pueden emplear usar columnas con bandejas.

20 En una realización preferente, la salida de gas de la columna ultrarrápida está conectada a la columna de absorción. Mediante esta configuración, el gas que sale de la columna ultrarrápida puede reciclarse a la columna de absorción. Esta recirculación tiene el efecto beneficioso de proporcionar una segunda etapa de recuperación del dióxido de carbono, que se transfirió desde la fase líquida a la fase gaseosa durante la etapa de vaporización instantánea y, por lo tanto, de lo contrario se habría perdido.

25 En otra realización preferente, la salida de líquido de la columna de extracción está conectada a la columna de absorción, lo que hace posible reciclar el líquido que sale de la columna de extracción. El efecto beneficioso de esta recirculación es la reutilización del agente absorbente, que, de otro modo, se habría eliminado.

30 En aún otra realización preferente, la salida de gas del extractor, que está conectada a la columna de lavado, también está conectada a la columna ultrarrápida. En esta realización, el agua gaseosa se retira del gas residual de extracción cuando el gas residual de extracción se enfría por medio de la condensación y, a continuación, opcionalmente, el agua líquida se recicla a la columna ultrarrápida. Mediante este modo de operación es posible ajustar el equilibrio del agua en la planta.

En aún otra realización preferente, la salida de líquido de la columna de destilación está conectada a un rehervidor con el fin de mejorar la pureza del dióxido de carbono del producto.

35 Está dentro del procedimiento estándar de un experto calcular el número y el tamaño de cada una de las unidades de la planta mencionadas anteriormente cuando se conoce el flujo de masa, la composición química, la temperatura y la presión de cada corriente con el fin de obtener el modo más viable de funcionamiento de la planta.

40 Al seleccionar materiales adecuados para cada una de dichas unidades, se debe tener en cuenta especialmente la temperatura, la presión y las propiedades químicas y físicas de los gases y los líquidos que se van a tratar. Tales consideraciones estarán dentro del conocimiento de un experto en la materia. Sin embargo, debido al bajo contenido de contaminantes en el gas residual de extracción, el equipo corriente abajo está menos expuesto a los ataques de productos químicos cruciales (tal como O_2 en las aplicaciones de EOR) en comparación con las plantas convencionales.

45 Además, un experto en la materia puede reconocer fácilmente que la selección y el control de los parámetros del procedimiento dependerán de la composición química del gas que entra en la planta, así como de la composición química y el estado físico de los gases y los líquidos en cada etapa del procedimiento. Los cálculos para determinar el número y el tamaño de los intercambiadores de calor con el fin de minimizar el consumo de energía para calentar y enfriar son un procedimiento estándar para un experto en la materia. Asimismo, la selección de unidades para aumentar y disminuir la presión del gas y las corrientes de líquido se encuentra dentro del área de trabajo de un experto.

50 A continuación, la invención se describe con más detalle con referencia a la presente realización más preferente, que se muestra en la figura 1, y con referencia a una planta convencional, que se muestra en la figura 2. Dichas figuras representan diagramas de flujo esquemáticos para la recuperación del CO_2 .

Ejemplo

55 Para la presente realización más preferente, los datos con respecto a la presión y a la temperatura, así como la a composición química del gas que importa y las y corrientes de líquido se indican en la siguiente tabla. Todas las referencias a presiones son a la presión total. Todas las especificaciones en porcentajes y en ppm se basan en

ES 2 604 080 T3

fracciones molares. Para los datos en relación con las corrientes de gas, los datos especificados se basan en gases húmedos.

Tabla 1. Presión, temperatura y composición química del gas seleccionado y corrientes de líquido de la planta de acuerdo con la presente invención, en la que se incluye una columna ultrarrápida.

	Presión (MPa)	Temp, (°C)	Moles de CO ₂	Moles de O ₂	Moles de NO ₂	Moles de NO
Gas G1 que entra en la columna de absorción	0,102	47	11%	3,4%	3 ppm,	100 ppm,
Gas G2 que sale de la columna de absorción	0,102	43	600 ppm,	3,8%	< 1 ppm	115 ppm,
Líquido L1 que sale de la columna de absorción	0,102	48	1,3%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
Líquido L2 que entra en la columna ultrarrápida	0,3	95	1,2%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
Gas G3 que sale de la columna ultrarrápida	0,13	94	38%	420 ppm,	< 1 ppm	110 ppm,
Líquido L3 que entra en el extractor	0,3	94	1,2%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
Líquido L4 después del extractor	0,2	112	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
Líquido L5 antes de la columna de absorción	0,2	63	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
Gas G4 que sale del extractor después de enfriar	0,12	45	92%	1 ppm,	< 1 ppm	< 1 ppm
Gas G5 que sale de la columna de lavado	0,12	45	92%	1 ppm,	< 1 ppm	< 1 ppm
Gas G6 que entra en el deshidratador	1,7	20	99,9%	1 ppm,	< 1 ppm	< 1 ppm
Gas G7 que entra en el condensador	1,7	20	~100%	1 ppm,	< 1 ppm	< 1 ppm
Gas G8 que sale del condensador	1,7	-24	~100%	20 ppm,	< 1 ppm	< 1 ppm
Líquido L6 que sale del condensador	1,7	-24	~100%	1 ppm,	< 1 ppm	< 1 ppm
Gas G9 recirculado desde el rehervidor a la columna de destilación	1,7	-24	~100%	3 ppm,	< 1 ppm	< 1 ppm
Líquido L7 que sale del rehervidor	1,7	-24	100%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm

5 El G1 gas alimentado en la planta es un gas de combustión que comprende 11 % de CO₂, 3,4 % de O₂, 3 ppm de NO₂ y 100 ppm de NO. Este gas entra en la columna de absorción A1 a una temperatura de 47 °C y una presión de 0,102 MPa. Los otros componentes principales en el gas de alimentación son 76,6 % de N₂ y 7,6 % de H₂O.

10 En la columna de absorción A1, el gas de alimentación G1 se mezcla con el líquido L5, que se recicla desde la columna de extracción A2. Como agente absorbente se usa una solución acuosa de monoetanolamina. La corriente de gas G2 que sale de la columna de absorción A1 tiene una temperatura de 43 °C y una presión de 0,102 MPa, y comprende 600 ppm de CO₂, 3,8 % de O₂, <1 ppm de NO₂ y 115 ppm de NO. Otro componente importante es N₂, que está presente en el gas G2 al 87 %.

15 La corriente de líquido L1 que sale de la columna de absorción A1 comprende la solución acuosa de monoetanolamina, en la que el contenido de O₂, NO₂ y NO son <1 ppm. Cuando sale de la columna de absorción A1, la corriente de líquido L1 tiene una temperatura de 48 °C y una presión de 0,102 MPa. Sin embargo, antes de entrar en la columna ultrarrápida A3 como líquido L2, la temperatura se incrementa a 95 °C y la presión se aumenta a 0,3 MPa.

20 En la columna de ultrarrápida A3, el líquido L2 se separa en una corriente de gas G3 y una corriente líquida, ambas salen de la columna ultrarrápida A3 a una temperatura de 94 °C y una presión de 0,13 MPa. El gas G3 que sale de la columna ultrarrápida A3 comprende 38 % de CO₂, 420 ppm de O₂ y 110 ppm de NO. El contenido de NO₂ en G3 es <1 ppm. En el gas G3 también hay presentes otros componentes, tales como H₂O, compuestos oxigenados como, por ejemplo, acetaldehído, compuestos orgánicos volátiles, y argón, En la realización específica mostrada en

la figura 1, la corriente de gas G3 se recicla a la columna de absorción A1. El componente principal del líquido que sale de la columna ultrarrápida A3 es la solución acuosa de monoetanolamina.

La presión de la corriente de líquido que sale de la columna ultrarrápida A3 se incrementa a continuación a 0,3 MPa, justo antes de entrar en la columna de extracción A2.

5 En el extractor A2, el líquido L3 se separa en una corriente de gas y una corriente de líquido. La corriente de líquido L4 tiene una temperatura de 112 °C y una presión de 0,2 MPa y el contenido de CO₂ es de 0,6 ppm, mientras que el contenido de O₂, NO₂ y NO son <1 ppm. En la realización mostrada en la figura 1, la corriente de líquido L4 se recicla a la columna de absorción A1 como la corriente de líquido L5. Sin embargo, antes de entrar en la columna de absorción A1, la temperatura de la corriente de líquido L5 se disminuye a 63 °C.

10 La corriente de gas, que sale del extractor, se enfría después a una temperatura de 45 °C. En la parte de gas de la realización mostrada (en su mayoría agua gaseosa) se condensa durante la etapa de enfriamiento, y dicho líquido condensado se recicla y se mezcla con la corriente de líquido, que es entrar en la columna ultrarrápida A3. La parte del gas condensado, que no se condensa (es decir, el gas G4), está entrando posteriormente a la columna de lavado A4 a una temperatura de 45 °C y una presión de 0,12 MPa. Adicionalmente, el contenido de los componentes químicos de interés en esta corriente constituye 92 % de CO₂ y 1 ppm de O₂, mientras que los contenidos de NO₂ y NO son <1 ppm.

El gas G5 sale de la columna de lavado A4 a la misma temperatura y presión que cuando se entra en dicha columna. Adicionalmente, el contenido de CO₂ y O₂ también se mantiene sin cambios. Después, la presión de este gas se aumenta a 1,7 Mpa y la temperatura se disminuye a 20 °C antes de que el gas G6 entre en el deshidratador A5. Cuando entra en el deshidratador A5, el gas G6 contiene un 99,9 % de CO₂ y 1 ppm de O₂. En el deshidratador A5 se retiran los restos de agua, compuestos oxigenados y compuestos orgánicos volátiles. Por lo tanto, cuando el gas G7 sale del deshidratador A5. El contenido de CO₂ ha aumentado a ~ 100 %. La temperatura y la presión del gas no cambian durante la deshidratación.

25 Por lo tanto, el gas G7 entra en el condensador A8 a una temperatura de 20 °C, una presión de 1,7 MPa y un contenido de CO₂ y de O₂ de ~ 100% y de 1 ppm, respectivamente. El gas G8, que se descarga desde el condensador comprende ~ 100% de CO₂ y 20 ppm de O₂. Los contenidos de NO₂ y de NO en esta corriente de gas son <1 ppm.

La líquido L6 que sale del condensador A6 se lleva después a una columna de destilación A7 a una temperatura de -24 °C y una presión de 1,7 MPa. En la realización específica mostrada en la figura 1. La columna de destilación A7 está conectada con un rehervidor A8 con el fin de mejorar la pureza del producto líquido CO₂. En esta configuración, un gas G9 que comprende aproximadamente □ 100 % de CO₂ y 3 ppm de O₂ se recicla desde el rehervidor A9 a la columna de destilación A8. La 7 corriente de producto L7 sale de la planta a una temperatura de -24 °C y una presión de 1,7 MPa. El contenido de CO₂ se expresa como 100 %, ya que esta corriente solo contiene restos de O₂ (<1 ppm) y de N₂ (<1 ppm).

35 **Ejemplo comparativo**

En comparación a continuación se describe una planta tradicional. Esta planta es idéntica a la planta de acuerdo con la presente invención con la excepción de que no se coloca la columna ultrarrápida entre la columna de absorción y la columna de extracción. Los datos con respecto a la presión y a la temperatura, así como la composición química de las corrientes de gas y de líquido de interés de una planta convencional se indican en la siguiente tabla. Todas las referencias a presiones son a la presión total. Todas las especificaciones en porcentajes y en ppm se basan en fracciones molares. Para los datos en relación con las corrientes de gas, los datos especificados se basan en gases húmedos.

Tabla 2. Presión, temperatura y composición química del gas seleccionado y corrientes de líquido para la planta convencional, en la que no se incluye una columna ultrarrápida.

	Presión (MPa)	Temp, (°C)	Moles de CO ₂	Moles de O ₂	Moles de NO ₂	Moles de NO
Gas G1 que entra en la columna de absorción	0,102	47	11%	3,4%	3 ppm,	100 ppm,
Gas G2 que sale de la columna de absorción	0,102	44	640 ppm,	3,8%	< 1 ppm	112 ppm,
Líquido L1 que sale de la columna de absorción	0,102	48	1,4%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
Líquido L2 que entra en la columna de extracción	0,3	95	1,3%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm

(continuación)

	Presión (MPa)	Temp, (°C)	Moles de CO ₂	Moles de O ₂	Moles de NO ₂	Moles de NO
Líquido L4 después del extractor	0,2	112	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
Líquido L5 antes de la columna de absorción	0,2	63	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm,	< 1 ppm
Gas G4 que sale del extractor después de enfriar	0,12	45	92%	65 ppm,	< 1 ppm	20 ppm,
Gas G5 que sale de la columna de lavado	0,12	45	92%	65 ppm,	< 1 ppm	20 ppm,
Gas G6 que entra en el deshidratador	1,7	20	99,8%	70 ppm,	< 1 ppm	20 ppm,
Gas G7 que entra en el condensador	1,7	20	99,9%	70 ppm,	< 1 ppm	20 ppm,
Gas G8 que sale del condensador	1,7	-25	98,0%	1250 ppm,	< 1 ppm	20 ppm,
Líquido L6 que sale del condensador	1,7	-25	99,9%	90 ppm,	20 ppm,	1 ppm,
Gas G9 recirculado desde el rehervidor a la columna de destilación	1,7	-24	99,9%	180 ppm,	< 1 ppm	2 ppm,
Líquido L7 que sale del rehervidor	1,7	-24	~100%	12 ppm,	20 ppm,	< 1 ppm

5 En la planta convencional, el gas G1 alimentado en la planta es un gas de combustión que comprende 11 % de CO₂, 3,4 % de O₂, 3 ppm de NO₂ y 100 ppm de NO. Este gas entra en la columna de absorción A1 a una temperatura de 47 °C y una presión de 0,102 MPa. Los otros componentes principales en el gas de alimentación son 76,6 % de N₂ y 7,6 % de H₂O. Por lo tanto, el gas de alimentación es idéntico al gas de alimentación usado para describir la planta de acuerdo con la presente invención.

10 En la columna de absorción A1, el gas de alimentación G1 se mezcla con el líquido L5, que se recicla desde la columna de extracción A2. Como agente absorbente se usa una solución acuosa de monoetanolamina. La corriente de gas G2 que sale de la columna de absorción A1 tiene una temperatura de 44 °C y una presión de 0,102 MPa y comprende 640 ppm de CO₂, 3,8 % de O₂, <1 ppm de NO₂ y 112 ppm de NO.

15 La corriente de líquido L1 que sale de la columna de absorción A1 comprende la solución acuosa de monoetanolamina. Los contenidos de O₂, NO₂ y NO son <1 ppm. Cuando sale de la columna de absorción A1, la corriente de líquido L1 tiene una temperatura de 48 °C y una presión de 0,102 MPa. Este líquido se lleva a la columna de extracción A2. Sin embargo, antes de entrar en la columna de extracción A2 como líquido L2, la temperatura se incrementa a 95 °C y la presión se aumenta a 0,3 MPa.

20 En el extractor A2, el líquido L2 se separa en una corriente de gas y una corriente de líquido. La corriente de líquido L4 tiene una temperatura de 112 °C y una presión de 0,2 MPa, y el contenido de CO₂ es de 0,6 ppm, mientras que el contenido de O₂, NO₂ y NO son <1 ppm. En la realización mostrada en la figura 2, la corriente de líquido L4 se recicla a la columna de absorción A1 como la corriente de líquido L5. Sin embargo, antes de entrar en la columna de absorción A1, la temperatura de la corriente de líquido L5 se disminuye a 63 °C.

25 La corriente de gas, que sale del extractor, se enfría después a una temperatura de 45 °C. En la parte de gas de la realización mostrada (en su mayoría agua gaseosa) se condensa durante la etapa de enfriamiento, y dicho líquido condensado se recicla y se mezcla con la corriente de líquido, que es entrar en la columna de extracción A2. La parte del gas condensado, que no se condensa (es decir, el gas G4), está entrando posteriormente a la columna de lavado A4 a una temperatura de 45 °C y una presión de 0,12 MPa. Adicionalmente, el contenido de los componentes químicos de interés en esta corriente constituye 92 % de CO₂, 65 ppm de O₂ y 20 ppm de NO. El contenido de NO₂ es <1 ppm.

5 El gas G5 sale de la columna de lavado A4 a la misma temperatura y presión que cuando se entra en dicha columna. Adicionalmente, los contenidos de CO₂, O₂ y NO también se mantienen sin cambios. Después, la presión de este gas se aumenta a 1,7 MPa y la temperatura se disminuye a 20 °C antes de que el gas G6 entre en el deshidratador A5. Al entrar en el deshidratador A5, el gas G6 contiene 99,8 % de CO₂, 70 ppm de O₂ y 20 ppm de NO. En el deshidratador A5 se retiran los restos de agua, compuestos oxigenados y compuestos orgánicos volátiles. Cuando el gas G7 sale del deshidratador A5, el contenido de CO₂ ha aumentado a 99,9 %, mientras que el contenido de O₂ y NO no se modifica. La temperatura y la presión del gas no cambian durante la deshidratación.

10 Por lo tanto, el gas G7 entra en el condensador A8 a una temperatura de 20 °C, una presión de 1,7 MPa y un contenido de CO₂, O₂ y NO de 99,9 %, 70 ppm y 20 ppm, respectivamente. El gas G8, que se descarga desde el condensador, comprende 98,0 % de CO₂, 1250 ppm de O₂, <1 ppm de NO₂ y 20 ppm de NO.

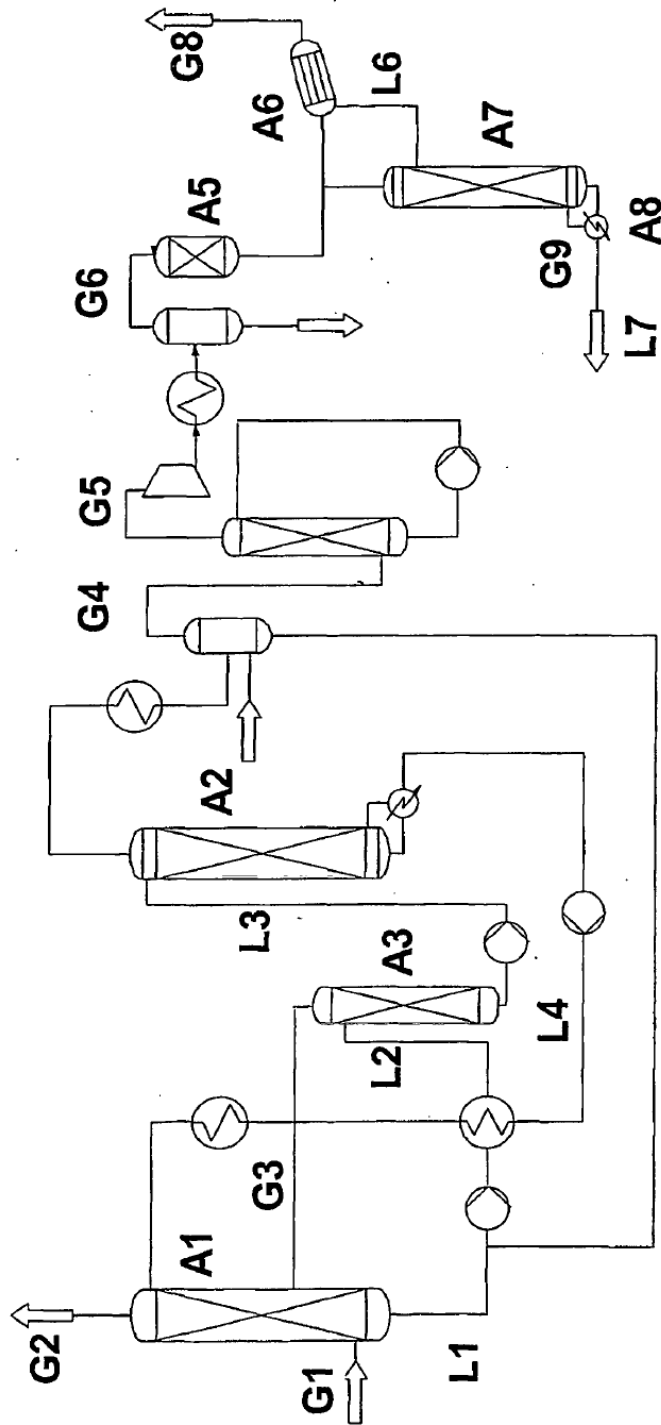
15 La líquido L6 que sale del condensador A6 se lleva después a una columna de destilación A7 a una temperatura de -25 °C y una presión de 1,7 MPa. En la realización específica mostrada en la figura 2. La columna de destilación A7 está conectada con un rehervidor A8 con el fin de mejorar la pureza del producto líquido CO₂. En esta configuración, un gas G9 que comprende 99,9 % de CO₂, 180 ppm de O₂, <1 ppm de NO₂ y 2 ppm de NO se recicla desde el rehervidor A9 a la columna de destilación A8. La corriente de producto L7 sale de la planta a una temperatura de -24 °C y una presión de 1,7 MPa. El contenido de CO₂ se expresa como ~100 %, ya que esta corriente también contiene contaminantes tales como 12 ppm de O₂, 20 ppm de NO₂ y <1 ppm de NO.

20 Cuando estos datos se comparan con los datos relativos al procedimiento de acuerdo con la presente invención, es evidente que el contenido de contaminantes es notablemente mayor para la planta, en la que no se incorpora en columna ultrarrápida. Para la comparación es bien sabido que las especificaciones de CO₂ de calidad alimentaria típicamente indican un máximo de 2,5 ppm de NO y 2,5 ppm de NO₂

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de recuperación de dióxido de carbono de pureza elevada a partir de una fuente gaseosa, siendo dicho dióxido de carbono de pureza elevada de calidad alimentaria o adecuado para la recuperación o secuestro mejorado de aceite y comprendiendo dicha fuente gaseosa al menos dióxido de carbono, oxígeno, N₂ y óxidos de nitrógeno, el procedimiento comprende las etapas de:
- alimentar un gas (G1) que comprende dióxido de carbono, oxígeno, N₂, óxidos de nitrógeno, y, opcionalmente, compuestos sulfurosos y contaminantes orgánicos volátiles en una columna de absorción (A1),
 - absorber el gas (G1) en agente de absorción de dióxido de carbono químico, por el cual el gas (G1) se separa en un gas pobre en dióxido de carbono (G2) y un líquido rico en dióxido de carbono (L1),
 - presurizar y calentar el líquido (L1) obtenido en la etapa b con el fin de proporcionar el líquido (L2),
 - separar por medio de vaporización instantánea el líquido (L2) obtenido en la etapa c en un gas (G3) rico en N₂, NOx y oxígeno y un líquido con depleción de N₂, NOx y oxígeno que sale de la columna ultrarrápida (A3),
 - presurizar el líquido que sale de la columna ultrarrápida (A3) en la etapa d con el fin de proporcionar el líquido (L3), en el que el líquido que sale de la columna ultrarrápida está presurizado a una presión que es mayor que o igual a la presión del líquido que sale de la columna la ultrarrápida;
 - separar el líquido (L3) obtenido en la etapa e en un gas residual de extracción rico en dióxido de y un líquido con depleción de dióxido de carbono (L4) por medio de extracción en una columna de extracción (A2),
 - enfriar el gas residual de extracción obtenido en la etapa f con el fin de proporcionar un gas enfriado (G4).
2. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la temperatura del líquido (L2) obtenido en la etapa c está en el intervalo de 70 °C a 140 °C, más preferentemente en el intervalo de 90 °C a 120 °C y, lo más preferente, en el intervalo de 95 °C a 110 °C, y la presión de dicho líquido (L2) está en el intervalo de 0,1 bares a 3 bares, más preferente en el intervalo de 0,2 a 2 bares, y lo más preferente en el intervalo de 1 a 2 bares.
3. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1 o 2, en el que el gas de alimentación (G1) es gas de combustión.
4. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que el agente de absorción es un agente absorbente a base de amina.
5. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que el líquido (L4) obtenido en la etapa f se recicla y se mezcla con el agente absorbente usado para absorber el gas (G1) en la etapa b.
6. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que el gas (G3) obtenido en la etapa d se recicla a la etapa de absorción b.
7. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que una parte del gas residual de extracción se licua en la etapa g y se recicla a la columna de ultrarrápida (A3).
8. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que el gas G4 obtenido en la etapa g se somete a la etapa j adicional de deshidratación del gas (G4) obtenido en la etapa g por medio de un deshidratador y, de este modo, proporcionar un gas seco (G7) sustancialmente libre de agua, compuestos oxigenados, tales como acetaldehído, y trazas de metanol y compuestos orgánicos volátiles.
9. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, en el que el gas G4 obtenido en la etapa g antes de la etapa j se somete a etapas adicionales de h lavado del gas (G4) obtenido en la etapa g por medio de una columna de lavado con el fin para producir un gas (G5) sustancialmente libre de contaminantes solubles e i presurizar y enfriar el gas (G5) obtenido en la etapa h con el fin de proporcionar el gas (G6).
10. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 9, en el que los gases de G4, G5 o G7 se separan en una mezcla gaseosa de líquido rico en dióxido de carbono (L6) y gases no condensables (G8) por medio de un condensador y se somete adicionalmente a la etapa de l destilar el líquido rico en dióxido de carbono (L6) en una columna de destilación (A7) con el fin de producir dióxido de carbono líquido de alta pureza (L7), que está sustancialmente libre de óxidos de nitrógeno, compuestos sulfurosos y compuestos orgánicos volátiles.
11. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 10, en el que el líquido (L7) se produce haciendo pasar el líquido que sale de la columna de destilación (A7) a través de un rehervidor (A8).
12. Uso de un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11 para la producción de dióxido de carbono de alta pureza, siendo dicho dióxido de carbono de alta pureza de calidad alimentaria o adecuado para la recuperación o secuestro mejorada de aceite.
13. Uso de acuerdo con la reivindicación 12 de un procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 1 a 11, para retirar el oxígeno, el N₂ y los óxidos de nitrógeno de un gas de combustión.
14. Uso de acuerdo con la reivindicación 13, en el que el procedimiento se utiliza adicionalmente para retirar los compuestos sulfurosos y compuestos orgánicos volátiles.

Con columna ultrarrápida 2



Sin columna ultrarrápida 2

