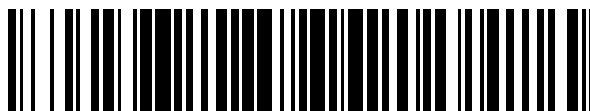


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 388 902**

51 Int. Cl.:
C10J 3/82 (2006.01)
B01D 19/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **08152695 .6**
96 Fecha de presentación: **13.03.2008**
97 Número de publicación de la solicitud: **1970428**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **17.09.2008**

54 Título: **Método para retirar dióxido de carbono de gas de síntesis**

30 Prioridad:
16.03.2007 US 686982

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
19.10.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
19.10.2012

73 Titular/es:
AIR PRODUCTS AND CHEMICALS, INC.
7201 HAMILTON BOULEVARD
ALLENTOWN, PA 18195-1501, US

72 Inventor/es:
Fogash, Kevin Boyle y
Palamara, John Eugene

74 Agente/Representante:
Ungría López, Javier

ES 2 388 902 T3

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

DESCRIPCIÓN

Método para retirar dióxido de carbono de gas de síntesis

5 **Campo de la invención**

La presente invención se refiere a un método y un aparato para separar gases, por ejemplo, retirar gases ácidos de una corriente de gas de síntesis que contiene hidrógeno y procedentes de la oxidación parcial o un proceso de gasificación.

10 En la producción de hidrógeno, el gas de síntesis que contiene hidrógeno así como también otros constituyentes no deseados, procede de varios procesos tales como la conversión de metano en forma de vapor, la reacción de conversión en fase gas de agua, y la gasificación de varios sólidos tales como carbón, coque e hidrocarburos líquidos pesados presentes en los productos residuales de refinerías de petróleo. Los componentes gaseosos no deseados incluyen "gases ácidos" tales como dióxido de carbono y ácido sulfhídrico.

15 Resulta ventajoso "endulzar" el gas de síntesis mediante la retirada de los gases ácidos antes del procesado adicional, se usan varios tipos de sistemas de retirada de gases ácidos. Los sistemas de retirada de gases ácidos podrían usar disolventes bien químicos o bien físicos. Los sistemas de retirada de gases ácidos que usan un disolvente físico emplean disolventes tales como éteres dimetílicos o polietilenglicol, metanol o carbonato de propileno, que se ponen en contacto con el gas de síntesis bajo presión elevada (por ejemplo, 8.274 MPa (1.200 psia) en los que se los gases ácidos preferentemente son absorbidos por el disolvente. Posteriormente, se somete el disolvente a des-presurizado en una serie de "expansiones instantáneas" que liberan los gases ácidos disueltos del disolvente. Los sistemas de retirada de gases ácidos dan como resultado corrientes gaseosas sustancialmente separadas para el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono. El ácido sulfhídrico está destinado a una unidad de recuperación de azufre, que la mayoría de las veces usa un proceso de Claus para recuperar el azufre. Normalmente, el dióxido de carbono es liberado a la atmósfera.

20 No obstante, con el fin de no contribuir más al calentamiento global que se cree está provocado por los gases de efecto invernadero tales como dióxido de carbono, resulta ventajoso fijar el dióxido de carbono en lugar de liberarlo a la atmósfera. Teniendo en consideración el volumen de gas objeto de fijación, es preferible usar formaciones geológicas tales como pozos petrolíferos o acuíferos salinos subterráneos para almacenar el dióxido de carbono. El dióxido de carbono se puede transportar por medio de tuberías y bombear al interior de la cabecera del pozo o del acuífero. La fijación en pozos petrolíferos confiere el beneficio adicional de mejorar la recuperación de petróleo a partir de los pozos que se encuentran operativos.

25 La fijación de dióxido de carbono requiere la adición de compresión sustancial e instalaciones de bombeo al sistema de retirada de gases ácidos, a la vista de las elevadas presiones y los grandes volúmenes de gases que supone la fijación. Se calcula que, para el transporte por medio de tuberías y la fijación de los gases, el dióxido de carbono requiere una compresión hasta presiones mayores que 200 bar. De las diferentes etapas implicadas en la retirada de dióxido de carbono de la corriente de gas de síntesis que incluyen la captura del gas, compresión y transporte hasta el punto de almacenamiento, la compresión puede suponer más de 50 % del coste del proceso. Por tanto, no resulta sorprendente que los esfuerzos se hayan llevado a cabo con el fin de optimizar la etapa de compresión del proceso.

30 En un documento que lleva por título "Shift Reactors and Physical Absorption for Low-CO₂ Emission IGCCs" (Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, Abrial 1999, Volumen 21, P. 265) los autores Chiesa y Consonni describen la operación de un sistema de retirada de gases ácidos en el que las proporciones de expansión de las etapas de expansión del disolvente que liberan el dióxido de carbono disuelto son constantes para todas las etapas de expansión. En el presente documento, Chiesa y Consonni muestran que el consumo de energía de la sección de separación y compresión del sistema de retirada de gases ácidos no cambia de manera apreciable cuando varían las presiones de las etapas de expansión (página 301).

35 En un documento posterior que lleva por título "Co-production of Hydrogen, Electricity and CO₂ from Coal with Commercially Ready Technology" (International Journal of Hydrogen Energy, 30 (2005) 747-767) los autores Chiesa, Consonni y col. muestran la operación de un sistema de retirada de gases ácidos con "cuatro tambores instantáneos para reducir la energía de compresión de CO₂" y en el que "las presiones de los tambores instantáneos intermedios se fijan con el fin de minimizar la energía total de compresión de CO₂" (página 753). La Tabla 4 (página 760) del documento muestra que entre las segunda y tercera etapas de expansión, aumenta la proporción de expansión. No obstante, se usa una proporción de expansión constante entre las etapas tercera y cuarta.

40 Al contrario que las consideraciones anteriormente mencionadas de la técnica anterior, los solicitantes han encontrado que se pueden obtener mejoras de eficacia significativas en la operación del sistema de retirada de gases ácidos que incluye la compresión del dióxido de carbono si se usan al menos tres etapas de reducción de presión, en las que se emplean proporciones de expansión crecientes en cada una de ellas. En el método de acuerdo con la invención, mediante la operación con proporciones de expansión crecientes, se libera más dióxido de carbono a presiones elevadas, lo que reduce el trabajo que se requiere posteriormente para la compresión. Los

cálculos muestran que es posible obtener una disminución del consumo de energía para compresión tal como 4,5 % con respecto a la técnica anteriormente mencionada (Chiesa et al, 1999) por medio del método de retirada de gases ácidos de acuerdo con la invención.

5 Breve resumen de la invención

La invención se refiere a un método para retirar un gas disuelto en un líquido a bajo presión. El método comprende reducir la presión del líquido en una primera proporción de expansión. Se libera una primera parte del gas a partir del líquido tras reducción de la presión. Posteriormente, se separa el gas del líquido. Se reduce la presión del líquido una segunda vez en una segunda proporción de expansión mayor que la primera proporción de expansión, después de lo cual se libera una segunda parte del gas a partir del líquido. Se separa la segunda parte del gas a partir del líquido, y se reduce la presión sobre el líquido una tercera vez en una tercera proporción de expansión mayor que la segunda proporción de expansión, siendo liberada una tercera parte del gas a partir del líquido.

El método además puede incluir comprimir las partes del gas liberado a partir del líquido, transportar y fijar las partes del gas en la instalación de almacenamiento.

En una aplicación de ejemplo específico, la invención se refiere a un método para retirar dióxido de carbono de una mezcla de gas que comprende hidrógeno. El método comprende poner en contacto la mezcla de gas con un disolvente físico líquido bajo presión. Preferentemente, el disolvente absorbe dióxido de carbono de la mezcla de gas. La presión sobre el disolvente posteriormente se reduce en una primera etapa de reducción de presión y una pluralidad de etapas posteriores de reducción de presión en las que cada etapa de reducción de presión tiene lugar a una proporción de expansión mayor que la etapa de reducción de presión que la precede. Se libera una parte del dióxido de carbono absorbido por el disolvente a partir del disolvente en cada etapa de reducción de presión.

El método además puede incluir reducir la presión del disolvente en una etapa de recuperación de gas producto que precede la primera etapa de reducción de presión. Se liberan dióxido de carbono y otros gases, incluyendo por ejemplo hidrógeno, a partir del disolvente en la etapa de recuperación del gas de producto. Se pretende que la etapa de recuperación de gas de producto recupere el hidrógeno u otros gases de producto (por ejemplo, monóxido de carbono o metano) absorbidos por el disolvente físico, y puede presentar una proporción de expansión mayor que la primera etapa de reducción de presión.

El método también puede incluir la separación del dióxido de carbono del disolvente antes de cada etapa de reducción de presión posterior, comprimiendo el dióxido de carbono y transportando el dióxido de carbono para la fijación.

El método usa un aparato para retirar dióxido de carbono de la mezcla de gases. El aparato usa un disolvente físico líquido para absorber preferentemente el dióxido de carbono y dar lugar a un producto que tiene una concentración de dióxido de carbono menor que la de la mezcla de gases. El aparato comprende un recipiente de absorción adaptado para poner el disolvente físico líquido en contacto con las mezclas de gases bajo presión. El recipiente de absorción presenta una entrada de disolvente para permitir la admisión del disolvente en el recipiente de absorción, una entrada de gas para permitir la admisión de las mezclas de gases en el recipiente de absorción, una salida de gases para liberar el gas de producto desde el recipiente de absorción, y una salida de disolvente para liberar el disolvente del recipiente de absorción. Para una operación económicamente ventajosa se puede usar un medio de expansión de recuperación del gas de producto. El medio de expansión de recuperación de gas de producto se adapta para recibir el disolvente desde el recipiente de reacción. El dióxido de carbono y otros gases absorbidos desde la mezcla de reacción son liberados desde el disolvente en el medio de expansión de recuperación de gas de producto. Un compresor que presenta una entrada de comunicación fluida con el medio de expansión de recuperación de gas de producto y una salida en comunicación fluida con la entrada de gas del recipiente de absorción mueve los gases liberados desde el disolvente del medio de expansión de recuperación de gas de producto de nuevo hasta el recipiente de absorción. Los gases liberados en el medio de expansión de recuperación de gas de producto normalmente presentan un gas de producto importante además del dióxido de carbono, y por este motivo resulta rentable enviar los gases liberados en el medio de expansión de recuperación de gas de producto de nuevo al recipiente de absorción o a otros procesos, de manera que el gas de producto absorbido por el disolvente pueda ser recuperado. Otros procesos pueden incluir, por ejemplo, procesos de adsorción, procesos de separación, recuperación de combustible y reciclaje de alimentación.

Se adapta un primer medio de expansión para recibir el disolvente a partir del medio expansión de recuperación de gas producto (o a partir del recipiente de absorción si no está presente el medio de recuperación de producto). Se libera dióxido de carbono a partir del disolvente en el primer medio de expansión. Se adapta un segundo medio para recibir el disolvente procedente del primer medio de expansión. Se libera el dióxido de carbono del disolvente en el segundo medio de expansión. Se adapta un tercer medio de expansión para recibir el disolvente procedente del segundo medio de expansión. Se libera dióxido de carbono a partir del disolvente en el tercer medio de expansión. Una instalación de compresor se encuentra en comunicación fluida con los medios de expansión primero, segundo y tercero para recibir el dióxido de carbono liberado a partir del disolvente. La instalación de compresor comprime el dióxido de carbono para su transporte desde allí. En el método de acuerdo con la invención, el segundo medio de

expansión se encuentra configurado para reducir la presión sobre el disolvente en una proporción de expansión mayor que la proporción de expansión del primer medio de expansión, y el tercer medio de expansión se encuentra configurado para reducir la presión sobre el disolvente con una proporción de expansión mayor que la proporción de expansión del segundo medio de expansión. También se puede usar un medio de expansión adicional, estando cada uno configurado para reducir la presión sobre el disolvente con una proporción de expansión mayor que el medio de expansión precedente.

Al menos uno de los medios de expansión comprende un medio de regulación en comunicación fluida con un tanque de expansión. El disolvente penetra en el tanque de expansión a través del medio de regulación lo que provoca que el dióxido de carbono y otros gases sean liberados a partir del disolvente. El gas se recoge en un espacio para gas por encima del disolvente dentro del tanque de expansión. El medio de regulación puede comprender, por ejemplo, un dispositivo tal como un orificio, una tubería o una válvula.

El aparato también puede incluir un recipiente de separación en el cual se separa el dióxido de carbono residual del disolvente, poniendo en contacto el disolvente con un gas puro tal como vapor o nitrógeno. El recipiente de separación presenta una entrada de disolvente en comunicación fluida con un medio de expansión para permitir la admisión del disolvente en el recipiente de separación. La salida de disolvente del recipiente de separación se encuentra en comunicación fluida con la entrada de disolvente del recipiente de absorción. Una vez que el disolvente se ha separado del gas residual, la bomba acciona el disolvente desde el recipiente de separación de nuevo hasta el recipiente de absorción. Una entrada de gas puro permite la admisión de gas sustancialmente puro en el recipiente de separación, y una salida de gas libera los gases desde el recipiente de separación.

Breve descripción de las diferentes vistas de los dibujos

La Figura 1 es un ilustración esquemática de un aparato para retirar un gas disuelto en un líquido de acuerdo con un método de la invención; y

La Figura 2 es una ilustración esquemática de un aparato para endulzar gas de síntesis de acuerdo con el método de la invención.

Descripción detallada de la invención

La Figura 1 muestra una representación esquemática de un aparato 3 para retira gas 5 disuelto en un líquido 7 de acuerdo con un método de la invención. El aparato 3 comprende tres o más etapas de expansión 9, 11 y 13. Cada etapa de expansión está formada por un dispositivo de regulación respectivo, 15, 17 y 19 y un tanque de expansión respectivo 21, 23 y 25. Los dispositivos de regulación 15, 17, y 19 podrían ser, por ejemplo, un orificio, una válvula, una tubería u otro dispositivo que actúe a modo de constricción del flujo de fluido hacia cada uno de los respectivos tanques de expansión. Como se muestra, el flujo de fluido hasta cada tanque se encuentra controlado por un dispositivo de regulación respectivo, y los tanques se encuentran conectados unos a otros en serie.

Cada uno de los tanques tiene un espacio de gas respectivo 27, 29 y 31 en el que el gas 5 que es liberado del líquido 7 se puede acumular y se extraído por medio de una instalación de compresor 33. La instalación de compresor puede conducir el gas hasta una tubería para el transporte posterior, por ejemplo, hasta una instalación de fijación 35.

Durante la operación, el líquido 7 que contiene el gas disuelto 5 es alimentado a través del dispositivo de regulación 15 en el interior del tanque de expansión 21, donde el líquido experimenta una reducción de presión a una primera proporción de expansión R_1 . (La proporción de expansión para la etapa de expansión particular " R_n " se define como $R_n = R_{n-1}/P_n$, en la que P_{n-1} es la presión absoluta del gas en la etapa anterior y P_n es la presión absoluta de la etapa posterior n). El gas 5, liberado a partir del líquido por medio de reducción de presión, se acumula en el espacio de gas 27 desde donde es extraído por medio de la instalación de compresor 33. Posteriormente, el líquido 7 pasa desde el tanque de expansión 21 a través del dispositivo de regulación 17 y hacia el interior del tanque 23, en el cual existe otra reducción de presión sobre el líquido, y se libera más gas. La proporción de expansión R_2 para la presente etapa de expansión es mayor que la proporción de expansión R_1 de la primera etapa de expansión. El gas liberado en la segunda etapa de expansión se acumula en el espacio de gas 29 y es extraído por medio de la instalación de compresor 33. Posteriormente, el líquido 7 pasa desde el tanque de expansión 23 a través del dispositivo de regulación 19 y hasta el interior del tanque de expansión 25, donde existe otra reducción de presión sobre el líquido, y se libera más gas. La proporción de expansión R_3 para esta tercera etapa es mayor que la proporción de expansión R_2 de la segunda etapa de expansión. El gas liberado en esta tercera de expansión se acumula en el espacio de gas 31 y es extraído por medio de la instalación de compresor 33. Se pueden usar etapas adicionales de expansión para liberar gas adicional, a cualesquiera proporciones de expansión crecientes de acuerdo con la invención. El número de etapas de expansión y la relación de las proporciones de expansión se puede determinar con el fin de optimizar las diferentes parámetros dependiendo de la aplicación particular para la cual se emplean el método y el aparato.

A modo de ejemplo del método y del aparato de acuerdo con la invención, la Figura 2 muestra una representación esquemática de un aparato 10 para endulzar gas de síntesis por medio de la retirada de dióxido de carbono, entendiéndose que también son posibles otras aplicaciones del aparato y del método de acuerdo con la invención.

5 El aparato 10 incluye un recipiente de absorción 12. El recipiente de absorción presenta una entrada de disolvente 14 para permitir la admisión de un disolvente físico 15 al recipiente, tal como éteres dimetílicos de polietilenglicol, metanol o carbonato de propileno, que preferentemente absorben dióxido de carbono a partir de una mezcla de gases. El recipiente 12 también presenta una entrada 16 para permitir la admisión de gas de síntesis 17. El gas de síntesis comprende una mezcla que contiene hidrógeno así como también otros constituyente no deseados (tales como dióxido de carbono) y puede proceder de varios procesos tales como conversión de metano en forma de vapor, reacción de conversión en fase gaseosa de agua y la gasificación de varios sólidos tales como carbón, coque e hidrocarburos líquidos pesados presentes en los productos residuales del refinado de petróleo. El recipiente 12 también presenta una salida de disolvente 18 que permite que el disolvente 19 cargado de dióxido de carbono abandone el recipiente y una salida 20 de gas de producto que permite que un gas de producto 21 que tiene una concentración baja de dióxido de carbono abandone el recipiente para el posterior procesado.

El recipiente de absorción 12 puede ser un tanque de presión elevada que contiene rellenos o bandejas para proporcionar un gran área superficial con el fin de facilitar el contacto entre el gas de síntesis 17 y el disolvente 15, para favorecer la transferencia de masa entre el gas y el disolvente para la absorción física del dióxido de carbono por parte del disolvente. El recipiente de absorción opera sobre un intervalo de presión entre aproximadamente 2,07 MPa (300 psia) y 8,271 MPa (1200 psia) y puede conseguir tasas de retirada de dióxido de carbono por encima de 95 %.

La salida de disolvente 18 se encuentra en comunicación fluida con el medio 22 de expansión de recuperación de gas de producto 22, que incluye un medio de regulación 24 y un tanque de expansión 26. El medio de regulación 24 es un dispositivo tal como una válvula, un orificio o incluso una tubería u otro dispositivo que actúa a modo de constricción de flujo de fluido entre el recipiente de absorción 12 y el tanque de expansión 26, y provoca que tenga lugar un proceso de regulación a medida que el disolvente 19 se mueve desde el recipiente de absorción a presión elevada hasta el tanque de expansión a baja presión. La reducción de presión libera los gases absorbidos por el disolvente, y el gas recogido en el espacio de gas 28 en la parte superior del tanque de expansión 12. En la presente etapa de expansión de recuperación de gas de producto del disolvente, se liberan cantidades significativas de gas de producto (hidrógeno) a partir del disolvente. Con el fin de re-capturar el gas de producto absorbido por el disolvente, un compresor 30 extrae los gases 23 desde el espacio de gas del tanque de expansión 26 y los bombea de nuevo hasta la entrada 16 de gas de síntesis del recipiente de absorción 12, donde el constituyente de dióxido de carbono puede ser absorbido de nuevo por el disolvente y el hidrógeno puede quedar retenido y abandonar el recipiente en forma de gas de producto. También se puede usar una bomba de turbina en lugar del compresor 30.

Como se muestra en la Figura 2, una pluralidad de medios de expansión 32, 34 y 36 se encuentra en comunicación fluido unos con otros y con el medio de expansión de recuperación de gas de producto en una relación en serie. Cada medio de expansión comprende un medio de regulación respectivo 38, 40 y 42 que provoca la constricción del flujo de fluido hasta el respectivo tanque de expansión 44, 46 y 48. Aunque se muestran tres medios de expansión aguas abajo del medio de recuperación de gas de producto, debe entenderse que este es a modo de ejemplo, y que también son posibles medios de expansión adicionales. El disolvente 19 fluye desde el tanque 26 a través de varios medios de regulación 38, 49 y 42 hasta cada uno de los tanques de expansión 44, 46 y 48, experimentando a su vez una reducción de presión en cada etapa de expansión y liberando dióxido de carbono en el interior de los espacios de gas 50, 52 y 54 de cada tanque.

La instalación de compresor 56 se encuentra en comunicación fluida con los espacios de gas 50, 52 y 54 de los tanques de expansión 44, 46 y 48 de los medios de expansión 32, 34 y 36. La instalación de compresor comprende compresores de multi-etapa o bombas que extraen el dióxido de carbono 25 liberado desde el disolventes de los espacios de gas y comprimen el gas hasta presiones mayores que 85 bar, de manera que pueda ser transportado en un tubería 58 para la fijación en una formación geológica, tal como un pozo petrolífero o una acuífero salino subterráneo. La instalación de compresor incurre en más de 50 % del coste de operación, y se pueden emprender acciones para reducir el número y el tamaño de las bombas y la energía necesaria para operara las mismas, con el fin de lograr un aumento de la rentabilidad económica del aparato.

Los inventores han encontrado que mediante la operación de las etapas de expansión que tienen lugar en el medio de expansión 32, 34 y 36 con proporciones de expansión crecientes, se puede reducir o minimizar la energía necesaria para operar la instalación de compresor. La proporción de expansión de la etapa de expansión se define como $R_n = P_{n-1}/P_n$, en la que P_{n-1} es la presión absoluta de la etapa n-1 y P_n es la presión absoluta de la etapa posterior n. De este modo, la invención describe que, para minimizar el consumo de energía de la instalación de compresor, la relación entre las proporciones de expansión de las etapas de expansión debe ser $R_1 < R_2 < R_3 < \dots < R_N$ en la que N es el número total de etapas de expansión en la que la expansión es creciente. Preferentemente, el número total de etapas de expansión con proporciones de expansión crecientes no es menor que 3 para la retirada de gases ácidos de la corriente de gas de síntesis. Preferentemente, en una etapa de expansión particular P_{n-1} es mayor o igual que $1,005 \times P_n$.

Se pueden obtener las proporciones de expansión deseadas en cada etapa de expansión por medio del control de la presión en cada tanque de expansión 44, 46 y 48. Esto se puede hacer usando un transductor de presión en cada tanque que controla una válvula variables respectiva en cada medio de regulación 38, 40 y 42 asociado, a través de bucles de retro-alimentación respectivos. De manera alternativa, el medio de regulación podría usar orificios de tamaño apropiado en cada etapa para conseguir las presiones de tanque deseadas para un tanque de expansión y una tasa de rendimiento de disolvente dados.

El disolvente 19 abandona el tanque de expansión 48 final sustancialmente libre de dióxido de carbono. El disolvente se puede devolver de manera directa al recipiente de absorción 112 o se puede enviar al recipiente de separación 60. El recipiente de separación retira las últimas trazas de dióxido de carbono del disolvente poniendo en contacto el disolvente con un gas de purga 27 tal como un vapor o nitrógeno. El recipiente de separación 60 comprende un relleno estructurado o bandejas similares al recipiente de absorción e incluye una entrada 62 de gas puro para la admisión de vapor, nitrógeno u otro gas sustancialmente puro que se usa para absorber el dióxido de carbono restante a partir del disolvente. El recipiente de separación 60 también presenta una entrada de disolvente 64 que recibe el disolvente 19 procedente del tanque de expansión 48 final. El disolvente limpio 15, con el dióxido e carbono separado, abandona el recipiente de separación a través de la salida de disolvente 66 y vuelve al recipiente de absorción por medio de la bomba 68, bien de forma directa tal y como se muestra o por medio de una reserva intermedia de disolvente (no mostrada). La mezcla de un gas puro y dióxido 29 de carbono separado es liberada a la atmósfera a través de la salida de gas 70.

Para demostrar la eficacia mejorada del método y del aparato de acuerdo con la invención con respecto a la técnica anterior, se llevaron a cabo cálculos para simular sistema que usa proporciones de expansión crecientes como el considerado por la invención, para el aparato que se muestra en la Figura 2, que tiene tres etapas de expansión posteriores como se describe en el documento de 1999 de Chiesa y col. Para una comparación directa, se usaron los mismos parámetros encontrados por Chiesa y col en la simulación. La simulación usó un disolvente de metanol a -1,1 °C (30 °F). Se asumió que el recipiente de absorción operaba a 5,17 MPa (750 psia) y 37,8 °C (100 °F). Se usó el intervalo de presión operacional de las etapas de expansión determinado por Chiesa y col. (de 2,07 MPa a 0,11 MPa) (de 300 psia a 16 psia) como condiciones de frontera para determinar las proporciones de expansión de acuerdo con la invención. La presión en el tanque 26 de expansión de recuperación de gas de producto fue de 2,07 MPa (300 psia) a una temperatura de 12 °C (54 °F), la presión en el primer tanque de expansión 44 fue de 1,03 MPa (150 psia) a -3,9 °C (25 °F), la presión en el segundo tanque de expansión fue de 0,38 MPa (55 psia) a -3,9 °C (25 °F) y la presión en el tercer tanque de expansión 48 fue de 0,11 MPa (16 psia) a -3,9 °C (25 °F). De este modo, las proporciones de expansión crecientes para la simulación del método de acuerdo con la invención fueron $R_1 = 2,00$, $R_2 = 2,73$ y $R_3 = 3,44$. (Nótese que la proporción de expansión entre el recipiente de absorción 12 y la etapa de expansión de recuperación de gas de producto es de 2,5, pero esta etapa no produce gas de dióxido de carbono que es comprimido por la instalación de compresión, de manera que no figura en los cálculos de gasto o de ahorro de costes). Las proporciones de expansión de Chiesa y col. fueron constantes para las tres etapas de expansión. El siguiente diagrama proporciona una comparación apropiada del proceso de acuerdo con la invención con un proceso que tiene la proporción de expansión constante como se ha descrito en la técnica anterior. Los valores de simulación se muestran en posición adyacente a los valores obtenidos con la proporción de presión constante (entre paréntesis) para cada categoría.

Etapa de expansión	Presión de la etapa final (psia/MPa)		Proporción de expansión		% de CO ₂ liberado	
	presión de comienzo 300 psia/2,07 MPa para etapa 1 ^a					
1	150/1,03	(112,50/0,7757)	2,00	(2,66)	43,7	(60,7)
2	55/0,38	(42,5/0,293)	2,73	(2,66)	38,8	(26,1)
3	16/0,11	(16)/0,11	3,44	(2,66)	17,4	(13,2)

El diagrama aclara que se libera la básicamente el mismo porcentaje total de dióxido de carbono en ambos sistemas, pero, en el sistema que usa proporciones de expansión crecientes de acuerdo con la invención, se libera más dióxido de carbono a una presión elevada para una etapa particular (0,11 MPa frente a 0,293 MPa) (55 psia frente a 42,5 psia) entre las condicione de fronteras fijas de 2,07 MPa (300 psia) y 0,11 MPa (16 psia). Aunque se libera menos dióxido de carbono en la primera etapa, el dióxido de carbono es liberado a una presión elevada (por ejemplo, 1,03 MPa (150 psia) frente a 0,7757 (112,5 psia)) lo que presenta un efecto directo sobre la energía de compresión. Mediante el uso de proporciones de expansión crecientes, existe una optimización de la correlación entre la cantidad de gas liberado y el nivel de presión al cual se libera el gas, lo que significa que se requiere menos energía por parte de la instalación de compresor para comprimir el dióxido de carbono 25 liberado en el sistema de acuerdo con la invención. La energía calculada necesaria para operar la instalación de compresión que usa proporciones de expansión crecientes de acuerdo con la invención es de 20,88 MW (28.000 caballos de potencia al freno), considerablemente menor que 21,625 MW (29.000 caballos de potencia al freno) necesarios cuando se mantiene constante la proporción de expansión a lo largo de las etapas de expansión. Este supone un ahorro de 4,5 %. Se pueden predecir ahorros menores pero importantes en comparación con los resultados del documento de 2005 de Chiesa y col., que usa una proporción de expansión constante para las dos o tres etapas de operación de expansión. Debe entenderse que se pretende que la presente simulación proporcione una comparación de ejemplo con la técnica anterior conocida, y no aborda por completo el potencial de ahorro de costes que se puede conseguir cuando se usan proporciones de expansión crecientes como se describe y se reivindica en el presente documento.

REIVINDICACIONES

1. Un método para retirar un gas ácido (5) disuelto en un líquido (7) bajo presión, comprendiendo dicho método:
 - 5 reducir la presión de dicho líquido (7) en una primera proporción de expansión, siendo liberada una primera parte de dicho gas (5) a partir de dicho líquido (7);
 - separar dicha primera parte de dicho gas (5) del líquido (7);
 - reducir la presión sobre el líquido (7) en una segunda proporción de expansión mayor que dicha primera proporción de expansión, siendo liberada la segunda parte de dicho gas (5) a partir del líquido (7);
 - 10 separar dicha segunda parte de dicho gas (5) del líquido (7); y
 - reducir la presión sobre el líquido (7) en una tercera proporción de expansión mayor que dicha segunda proporción de expansión, siendo liberada una tercera parte de dicho gas (5) a partir del líquido (7).

2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, que comprende
 - 15 comprimir dichas partes de gas;
 - transportar dichas partes de gas; y
 - fijar dichas partes de gas en una instalación de almacenamiento.

- 20 3. El método de acuerdo con las reivindicaciones 1 ó 2, que comprende liberar dicho gas (23) a partir de dicho líquido (19) mediante reducción de la presión sobre dicho líquido (19) en una etapa de reducción de presión de recuperación de producto antes de reducir la presión sobre el líquido (19) en dicha primera proporción de expansión.

- 25 4. El método de acuerdo con la reivindicación 3, en el que dicha etapa de reducción de presión de recuperación de producto tiene una proporción de expansión mayor que dicha primera proporción de expansión.

- 30 5. El método de acuerdo con las reivindicaciones 3 ó 4, en el que el gas comprende dióxido de carbono e hidrógeno y el líquido comprende un disolvente físico (15), comprendiendo además dicho método:
 - poner en contacto dicho gas con dicho disolvente físico (15) bajo presión, absorbiendo preferentemente dicho disolvente el citado dióxido de carbono de dicho gas.

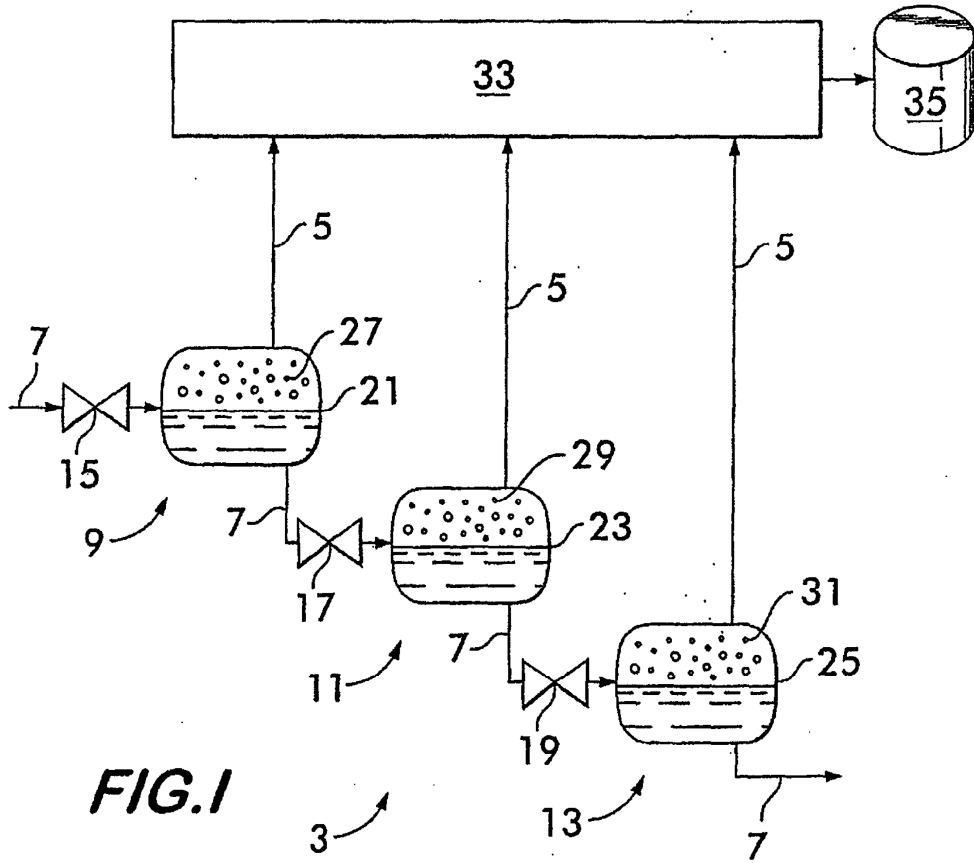
- 35 6. El método de acuerdo con las reivindicaciones 3-5, que además comprende poner en contacto dicho gas (23) liberado a partir de dicha etapa de reducción de presión de recuperación de producto con dicho líquido (17) bajo presión.

- 40 7. El método de acuerdo con las reivindicaciones 5 ó 6, que comprende derivar el gas de un proceso que se escoge entre el grupo que consiste en conversión de metano en forma de vapor, reacción de conversión en fase gas de agua, oxidación parcial de gas natural, gasificación de carbón, gasificación de coque, oxidación parcial de hidrocarburos pesados y sus combinaciones.

- 45 8. El método de acuerdo con las reivindicaciones 5, 6 ó 7, en el que dicho disolvente físico (15) se escoge entre el grupo que consiste en éteres dimetílicos de polietilenglicol, metanol, carbonato de propileno y sus combinaciones.

- 50 9. El método de acuerdo con las reivindicaciones 5-8, que además comprende separar dióxido de carbono de dicho disolvente poniendo en contacto dicho disolvente con un gas sustancialmente puro.

10. El método de acuerdo con la reivindicación 9, en el que el gas sustancialmente puro se escoge entre el grupo que consiste en vapor y nitrógeno.



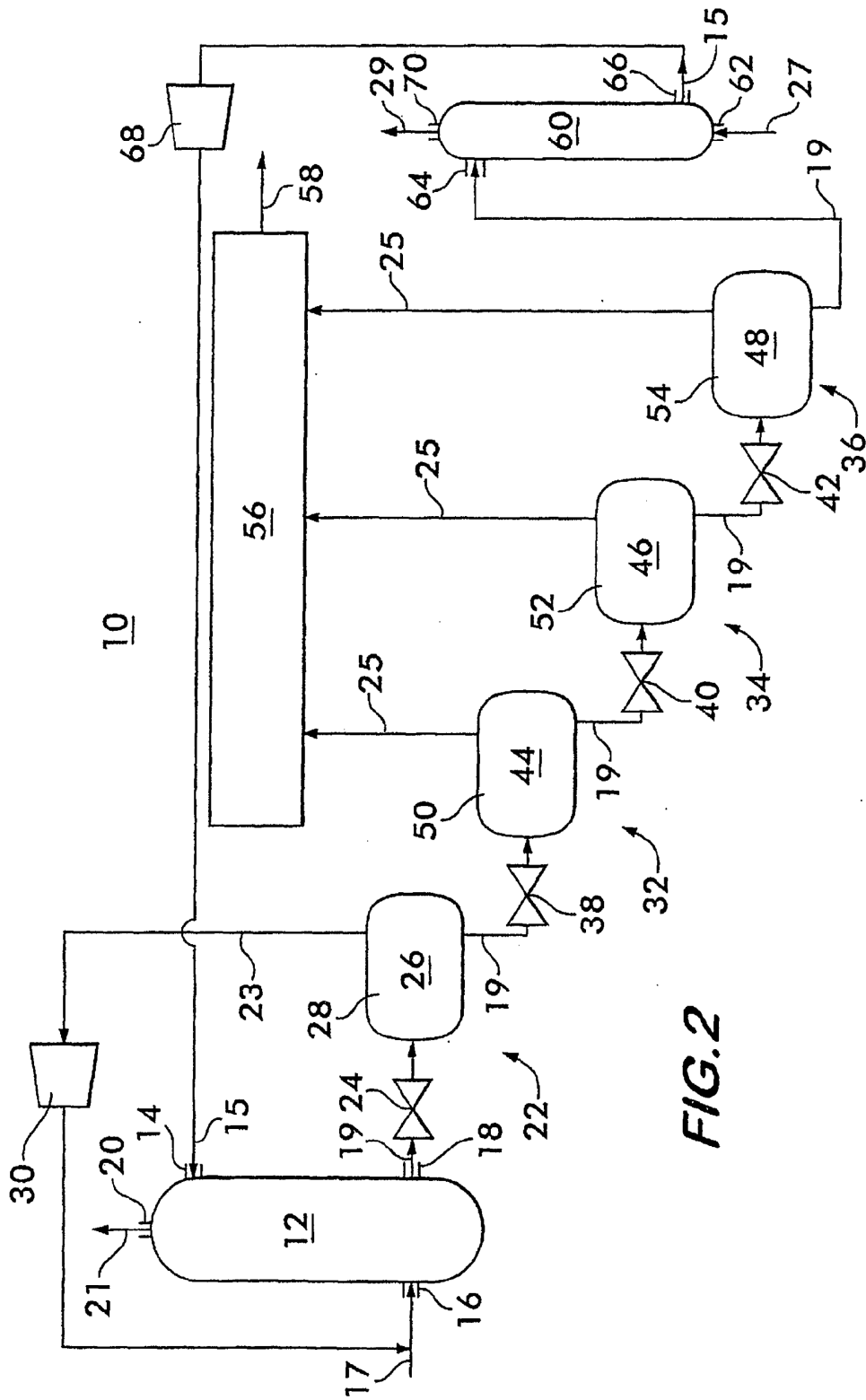


FIG. 2