



(19)



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

(11) Número de publicación: **2 345 933**

(51) Int. Cl.:
B01D 53/14 (2006.01)

(12)

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

(96) Número de solicitud europea: **04717396 .8**

(96) Fecha de presentación : **04.03.2004**

(97) Número de publicación de la solicitud: **1601445**

(97) Fecha de publicación de la solicitud: **07.12.2005**

(54) Título: **Regeneración de una disolución acuosa a partir de un proceso de absorción de gases ácidos mediante evaporación ultrarrápida y separación de múltiples fases.**

(30) Prioridad: **10.03.2003 US 453279 P**

(45) Fecha de publicación de la mención BOPI:
06.10.2010

(45) Fecha de la publicación del folleto de la patente:
06.10.2010

(73) Titular/es:
**Board of Regents, The University of Texas System
201 West 71th Street
Austin, Texas 78701, US**

(72) Inventor/es: **Rochelle, Gary**

(74) Agente: **Curell Suñol, Marcelino**

ES 2 345 933 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

Regeneración de una disolución acuosa a partir de un proceso de absorción de gases ácidos mediante evaporación ultrarrápida y separación de múltiples fases.

La presente invención se refiere en general a la eliminación y captura de gases ácidos, tales como dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y mezclas de los mismos de gases que contienen los mismos a través de procesos de absorción acuosa y separación. Más particularmente, proporciona procedimientos para reducir el consumo de energía de dichos procesos de absorción y separación (en inglés, "stripping").

Un punto de vista común mantenido por un sector significativo de la comunidad ambiental es que el dióxido de carbono liberado al aire desempeña un papel principal en el cambio climático global. Por tanto, iniciativas sobre el cambio climático global tales como el Protocolo de Kyoto han identificado la reducción de la liberación de dióxido de carbono procedente de la combustión de combustibles fósiles y otras fuentes puntuales como medios principales para reducir el cambio climático global. Programas amplios ya puestos en marcha están empezando a demostrar la viabilidad técnica y económica de secuestrar dióxido de carbono mediante enfoques tales como inyección en depósitos subterráneos (véase, Bergman, P.D. *et al.*, "Disposal of Power Plant CO₂ in Depleted Oil and Gas Reservoirs in Texas", presentado en la Tercera Conferencia Internacional sobre Eliminación de Dióxido de Carbono, Cambridge, MA, 9-11 de septiembre de 1996) y la eliminación en el océano profundo (Fujioka, Y. *et al.*, "Cost Comparison of Various CO₂ Ocean Disposal Options", presentado en la Tercera Conferencia Internacional sobre Eliminación de Dióxido de Carbono, Cambridge, MA, 9-11 de septiembre de 1996).

Un procedimiento para reducir la liberación de dióxido de carbono en el ámbito industrial implica eliminar dióxido de carbono de los gases de combustión y otros gases. El dióxido de carbono se emite en grandes cantidades a partir de la combustión de combustibles por fuentes estacionarias y móviles. La captura/el secuestro del dióxido de carbono será más eficaz si se aplica a grandes fuentes estacionarias. Las mayores fuentes individuales de dióxido de carbono son las centrales eléctricas a carbón convencionales. Estas fuentes representan del 30 al 40% de las emisiones de dióxido de carbono en los Estados Unidos. La tecnología desarrollada para dichas fuentes debe también aplicarse a la captura de CO₂ calderas a gas y petróleo, centrales eléctricas de ciclo combinado, gasificación de carbón y plantas de hidrógeno. La absorción/separación es principalmente una tecnología de tratamiento final y es por tanto adecuada tanto para las calderas existentes como para las nuevas. En particular, puede utilizarse con las calderas a carbón existentes, especialmente si ya presentan lavadores químicos para la reducción de SO₂.

La utilización de procesos de absorción y separación con disolventes acuosos tales como alcanolaminas y carbonato de potasio promovido es una tecnología eficaz conocida para la eliminación y captura del dióxido de carbono de gas de combustión, gas natural, hidrógeno, gas de síntesis y otros gases. Las patentes US n° 4.477.419 y n° 4.152.217, cada una de las cuales se incorpora a la presente memoria como referencia, describen aspectos de esta tecnología. La absorción/separación de alcanolaminas es una tecnología probada y eficaz para la captura de dióxido de carbono de gases. La primera generación de esta tecnología utiliza disoluciones acuosas de monoetanolamina (MEA). Avances en esta tecnología han proporcionado otros disolventes de alcanolamina para el tratamiento de dióxido de carbono en diversas industrias. La monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y las aminas impedidas AMP se utilizan solas en una disolución acuosa. Las combinaciones de disolventes típicas incluyen una disolución de metildietanolamina (MDEA) promovida por piperazina u otras aminas secundarias. Además, los disolventes de carbonato de potasio se promueven comúnmente por DEA u otras aminas reactivas.

La absorción de gases es un proceso en el que los componentes solubles de una mezcla de gases se disuelven en un líquido. La separación es esencialmente lo inverso de la absorción, ya que implica la transferencia de componentes volátiles de una mezcla líquida a un gas. En un proceso de eliminación de dióxido de carbono típico, se utiliza la absorción para eliminar dióxido de carbono de un gas de combustión, y posteriormente se utiliza la separación para regenerar el disolvente y capturar el dióxido de carbono contenido en el disolvente. Una vez que se elimina el dióxido de carbono de los gases de combustión y otros gases, puede capturarse y comprimirse para su utilización en un número de aplicaciones, incluyendo secuestro, producción de metanol y la recuperación terciaria de petróleo.

El procedimiento convencional de utilizar procesos de absorción/separación para eliminar el dióxido de carbono de corrientes gaseosas se describe en la patente US n° 4.384.875, que se incorpora a la presente memoria como referencia. En la fase de absorción, el gas que va a tratarse, que contiene el dióxido de carbono que va a eliminarse, se pone en contacto, en una columna de absorción, con el absorbente elegido en condiciones de presión y temperatura de manera que la disolución de absorbente elimina prácticamente todo el dióxido de carbono. El gas purificado sale por la parte superior de la columna de absorción y, si es necesario, se dirige entonces hacia un lavador químico que emplea hidróxido de sodio, en el que se eliminan las últimas trazas de dióxido de carbono. En la parte inferior de la columna de absorción, la disolución de absorbente que contiene dióxido de carbono (también denominada "disolvente rico") se extrae y se somete a un proceso de separación para liberarla del dióxido de carbono y regenerar sus propiedades absorbentes.

Para efectuar la regeneración de la disolución de absorbente, el disolvente rico extraído de la parte inferior de la columna de absorción se introduce en la mitad superior de una columna de separación, y el disolvente rico se mantiene en su punto de ebullición a presión en esta columna. El calor necesario para mantener el punto de ebullición se proporciona rehirviendo la disolución de absorbente contenida en la columna de separación. El proceso de rehervido

se efectúa mediante intercambio de calor indirecto entre parte de la disolución que va a regenerarse que se encuentra en la mitad inferior de la columna de separación y un fluido caliente a temperatura apropiada, generalmente vapor de agua saturado. En el transcurso de la regeneración, el dióxido de carbono contenido en el disolvente rico que va a regenerarse mantenido en su punto de ebullición se libera y se separa mediante los vapores de la disolución de absorbente. El vapor que contiene el dióxido de carbono separado sale por la parte superior de la columna de separación y se hace pasar a través de un sistema condensador que devuelve a la columna de separación la fase líquida resultante de la condensación de los vapores de la disolución de absorbente que sale de la columna de separación con el dióxido de carbono gaseoso. En la parte inferior de la columna de separación, la disolución de absorbente regenerada caliente (también denominada “disolvente pobre”) se extrae y se recircula a la columna de absorción tras haber utilizado parte del contenido de calor de la disolución para calentar, mediante intercambio de calor indirecto, el disolvente rico que va a regenerarse, antes de su introducción en la columna de separación.

En la absorción/separación simple tal como se pone en práctica normalmente en el campo, el disolvente rico acuoso se regenera a 100-120°C en un separador simple, de contracorriente, con rehervidor, que se hace funcionar a una única presión, que es habitualmente de 1-2 atm. La alimentación de disolvente rico se precalienta mediante intercambio cruzado con el producto de disolvente pobre caliente dentro del intervalo de 5-30°C con respecto a las partes inferiores del separador. El vapor de sobrecarga se enfría para condensar agua, que devuelve como reflujo al separador de contracorriente. Cuando se utiliza para el secuestro del dióxido de carbono y otras aplicaciones, el producto de dióxido de carbono se comprime hasta 100-150 atm.

Un problema principal con el proceso de absorción/separación existente descrito anteriormente es que requiere mucha energía, y esto se debe en gran parte a que el calor necesario para el rehervidor térmico es significativo. En la aplicación en una central eléctrica a carbón, el calor necesario de un proceso de este tipo puede reducir la producción de energía neta por tanto como del 15 hasta 30%. (Herzog, H., E. Drake, y E. Adams, “CO₂ Capture, Reuse, and Storage Technologies for Mitigating Global Climate Change”, informe final, n° de orden del DOE DE-AF22-96PC01257, 1997). Por tanto, es importante maximizar la eficiencia energética en el diseño y el funcionamiento de estos sistemas. El principal procedimiento para mejorar la eficiencia energética es la recuperación del calor útil del condensador de sobrecarga, ya que el vapor de sobrecarga puede contener de uno a diez moles de vapor de agua por cada mol de dióxido de carbono. Las formas comunes de recuperación de calor puestas en práctica actualmente incluyen recompresión de vapor y separadores de múltiples efectos. En la recompresión de vapor, el vapor de sobrecarga se comprime en un factor de dos a diez y entonces se intercambia con el líquido de las partes inferiores para proporcionar calor para el rehervidor. Con separadores de múltiples efectos, dos o más separadores se hacen funcionar en paralelo, pero cada separador se hace funcionar a una presión significativamente diferente. El vapor de un separador de mayor presión se utiliza para calentar el rehervidor de un separador de menor presión en una disposición cascada. Desafortunadamente, estas dos configuraciones dan como resultado una pérdida de energía en el intercambio de calor necesario.

Tal como se observa en la patente US n° 4.152.217, se han realizado varios intentos para reducir el coste global asociado con la regeneración de corrientes líquidas de absorbente. Mediante la elaboración de un sistema en el que el intercambiador de calor de absorbente gastado/absorbente pobre, el enfriador-condensador de sobrecarga, el tambor de reflujo, y la bomba de reflujo, contruidos y utilizados generalmente con un regenerador o separador convencional, podrían eliminarse, el titular de la patente en la patente US n° 3.690.861 buscó reducir los costes de inversión de capital. Aunque la inversión de capital se redujo considerablemente en el proceso dado a conocer, no se dio ninguna consideración de cómo la eliminación de intercambiadores de calor afectaría a las demandas de calor globales del sistema. Tal como se describió en la patente US n° 4.152.217, se ha encontrado que la eliminación de intercambiadores de calor aumenta las demandas de calor globales del sistema. Por tanto, mientras que los gastos iniciales de capital se reducen considerablemente, los gastos de funcionamiento a lo largo plazo, especialmente en vista del aumento de los costes de energía, serían superiores en un proceso de absorción/separación que elimina intercambiadores de calor.

Otras patentes han dado a conocer diversos procedimientos para mejorar la eficacia de coste de los sistemas de eliminación de dióxido de carbono reduciendo las demandas de energía de tales sistemas. Una patente de este tipo, la patente US n° 4.553.984, que se incorpora a la presente memoria como referencia, da a conocer un procedimiento en que el disolvente rico cargado con dióxido de carbono se regenera sin la utilización de una columna de separación simplemente por evaporación ultrarrápida en una o más fases de evaporación ultrarrápida. Se dice que el procedimiento dado a conocer reduce sustancialmente tanto los costes de capital como los costes de energía. Aunque una tecnología de este tipo puede ser eficaz para reducir costes, puede ser ineficaz para aplicaciones que requieren que el dióxido de carbono capturado se produzca a una presión mayor para su utilización en el secuestro, la producción de metanol, la recuperación terciaria de petróleo u otras aplicaciones. Por lo menos, una tecnología de este tipo puede requerir un gasto de capital significativo para la adición de un compresor para permitir que el dióxido de carbono capturado se comprima para su utilización en aplicaciones que requieren el dióxido de carbono a presión mayor.

La patente US n° 4.780.115 describe un proceso para la regeneración de un medio de lavado químico que se ha utilizado en una operación de lavado químico y que presenta cargado en el mismo los componentes eliminados mediante el lavado químico. El medio de lavado químico se expande y se regenera y por tanto puede reutilizarse en la operación de lavado químico. Con el fin de poder someter los gases de expansión obtenidos durante la expansión a un postratamiento a presión elevada, o para poder descargar estos gases de expansión a una mayor presión, el medio de lavado químico cargado se expande en por lo menos dos fases. La expansión en una fase se realiza por medio de un compresor a chorro para líquidos y los gases de expansión de una fase de expansión posterior se llevan hasta una presión elevada por medio del compresor a chorro para líquidos.

La patente US nº 5.435.977 describe un proceso de eliminación de gases ácidos que emplea una regeneración con una sección de evaporación ultrarrápida interna. El regenerador utiliza el flujo gravitacional para alimentar la sección de evaporación ultrarrápida, eliminando la necesidad de un tanque de evaporación ultrarrápida externo y cargar la bomba incluso sin vacío. La sección de evaporación ultrarrápida interna presenta un primer lado de presión, un segundo lado de presión que presenta una presión inferior al primer lado de presión durante el flujo de gas y una zona de reducción de presión dispuesta entre éstos. La caída de presión en la zona de reducción de presión es debida a las pérdidas de presión del flujo líquido que se producen como flujos líquidos desde dicho primer lado de presión hasta dicho segundo lado de presión. Un sello líquido entre los lados de primero y segundo elimina la necesidad de una válvula de alivio de presión. El control de vacío se proporciona por un nivel de líquido del primer lado de presión.

En vista de lo expuesto anteriormente, sería ventajoso proporcionar tecnología en la que el dióxido de carbono pueda eliminarse de los gases de combustión y otros gases mediante un proceso de absorción/separación que sea significativamente más eficiente desde el punto de vista energético que el proceso puesto en práctica actualmente. El sistema ideal generaría dióxido de carbono a una mayor presión sin hacer funcionar el separador a una mayor temperatura. Un sistema de este tipo, a su vez, reduciría significativamente el coste de energía asociado con sistemas en los que el dióxido de carbono debe comprimirse para el secuestro, la producción de metanol, la recuperación terciaria de petróleo u otras aplicaciones.

Cualquier problema o defecto enumerado en lo expuesto anteriormente no pretende ser exhaustivo sino más bien ser uno de entre muchos que tienden a disminuir la eficacia de las técnicas previamente conocidas. También pueden existir otros problemas notables; sin embargo, los presentados anteriormente deben ser suficientes para demostrar que el aparato y los procedimientos que aparecen en la técnica no han sido totalmente satisfactorios y que existe la necesidad de las técnicas dadas a conocer en la presente memoria.

La presente invención según se reivindica en la presente memoria supera las deficiencias en la técnica anterior proporcionando, entre otras cosas, un procedimiento para utilizar procesos de absorción acuosa y separación para eliminar un gas ácido de corrientes gaseosas de una manera que genera dicho gas ácido a una mayor presión mientras que consume menos energía que la tecnología existente. El procedimiento implica sustituir el separador de única presión convencional utilizado para regenerar el disolvente acuoso y capturar el dióxido de carbono con un separador de presión múltiple que combina compresión de gas ácido con separación. Generando el gas ácido a una mayor presión sin hacer funcionar el separador a una mayor temperatura, el procedimiento reduce el consumo de energía de los sistemas en los que el dióxido de carbono debe comprimirse para el secuestro, la producción de metanol, recuperación terciaria de petróleo u otras aplicaciones.

La presente invención se refiere a un procedimiento mejorado para eliminar un gas ácido de una corriente gaseosa que contiene el mismo utilizando un equipo de absorción acuosa y separación, comprendiendo el procedimiento:

(a) hacer pasar la corriente de disolvente rico en gas ácido que sale del equipo de absorción a través de un separador de presión múltiple en el que la corriente de disolvente rico en gas ácido pasa a través de múltiples fases de evaporación ultrarrápida de manera que el vapor obtenido mediante la evaporación ultrarrápida de la corriente de disolvente rico en gas ácido en cada fase de evaporación ultrarrápida separa el gas ácido de la corriente de disolvente rico en gas ácido, dando como resultado una corriente gaseosa rica en gas ácido que sale del separador de presión múltiple y una corriente de disolvente pobre en gas ácido que sale del separador de presión múltiple; en el que el separador de presión múltiple se hace funcionar a múltiples niveles de presión de manera que el vapor obtenido en cada fase de evaporación ultrarrápida se comprime en un compresor y se alimenta a la fase de evaporación ultrarrápida anterior a una mayor presión; y

(b) recircular la corriente de disolvente pobre en gas ácido que sale del separador de presión múltiple en la etapa (a) de vuelta al equipo de absorción por lo menos una vez,

en el que una parte de la corriente de disolvente que sale de la fase de evaporación ultrarrápida que se hace funcionar a la menor presión se recircula a la fase de evaporación ultrarrápida inferior a través de un intercambiador cruzado que suministra calor adicional a la fase de evaporación ultrarrápida que se hace funcionar a la menor presión.

En una forma de realización de la presente invención, cada fase del separador de presión múltiple del proceso de separación es un contactor de contracorriente.

En otra forma de realización de la presente invención, una o más de las fases del separador de presión múltiple del proceso de separación es un contactor de corriente paralela.

En otra forma de realización de la presente invención, una o más de las fases del separador de presión múltiple del proceso de separación es un contactor mixto.

En otra forma de realización de la presente invención, la invención implica un equipo de separación para separar un gas ácido de una corriente de disolvente rico en gas ácido. Este equipo incluye una columna de separación que contiene múltiples fases de evaporación ultrarrápida. El equipo incluye también un compresor conectado entre cada una de las fases de evaporación ultrarrápida de manera que el vapor producido en cada fase de evaporación ultrarrápida se comprime y se alimenta a la fase de evaporación ultrarrápida anterior a una mayor presión.

ES 2 345 933 T3

En otra forma de realización de la presente invención, cada fase de la columna de separación del equipo de separación es un contactor de contracorriente.

5 En otra forma de realización de la presente invención, una o más de las fases de la columna de separación del equipo de separación es un contactor de corriente paralela.

En otra forma de realización de la presente invención, una o más de las fases de la columna de separación del equipo de separación es un contactor mixto.

10 En otra forma de realización de la presente invención, el calor adicional se suministra a una o más de las fases de la columna de separación.

En una forma de realización, en una fase del proceso de absorción, la corriente gaseosa se pone en contacto con un disolvente acuoso (tal como una amina acuosa, una alcanolamina acuosa o mezclas de las mismas, o un carbonato de potasio acuoso promovido por amina) en un equipo de absorción de manera que el gas ácido en la corriente gaseosa se transfiere de la corriente gaseosa al disolvente, dando como resultado una corriente gaseosa purificada que sale del equipo de absorción y una corriente de disolvente rico en gas ácido que sale del equipo de absorción. En una fase de separación, la corriente de disolvente rico en gas ácido que sale del equipo de absorción se hace pasar a través de un separador de presión múltiple en el que la corriente de disolvente rico en gas ácido pasa a través de múltiples fases de evaporación ultrarrápida de manera que el vapor obtenido mediante la evaporación ultrarrápida de la corriente de disolvente rico en gas ácido en cada fase de evaporación ultrarrápida separa el gas ácido de la corriente de disolvente rico en gas ácido, dando como resultado una corriente gaseosa rica en gas ácido que sale del separador de presión múltiple y una corriente de disolvente pobre en gas ácido que sale del separador de presión múltiple. En la fase de separación, el separador de presión múltiple se hace funcionar a múltiples niveles de presión de modo que el vapor obtenido en cada fase de evaporación ultrarrápida se comprime en un compresor y se alimenta a la fase de evaporación ultrarrápida anterior a una mayor presión. En la etapa final del procedimiento de la presente invención, la corriente de disolvente pobre en gas ácido que sale del separador de presión múltiple se recircula de vuelta al equipo de absorción.

30 Convenientemente, la corriente gaseosa que va a tratarse mediante el presente procedimiento está compuesta por gas de combustión, gas natural, gas hidrógeno o gas de síntesis.

Tal como se utiliza en la memoria, “un/o” o “una” puede significar uno o más. Tal como se utiliza en la reivindicación/las reivindicaciones, cuando se utiliza junto con la expresión “que comprende”, las palabras “un/o” o “una” significa uno o más de uno a menos que explícitamente se indique lo contrario. Tal como se utiliza en la presente memoria “otro” puede significar por lo menos un segundo o más.

Otros objetivos, características y ventajas de la presente invención se pondrán más claramente de manifiesto a partir de la siguiente descripción detallada.

40 Los siguientes dibujos forman parte de la presente memoria y se incluyen para demostrar además determinados aspectos de la presente invención. La invención puede entenderse mejor mediante la referencia a uno o más de estos dibujos en combinación con la descripción detallada de formas de realización específicas presentadas en la presente memoria.

45 La figura 1 es un dibujo esquemático de la captura de CO₂ mediante absorción/separación por carbonato de potasio utilizando una posible recompresión de vapor para integración energética.

La figura 2 es un dibujo esquemático de la captura de CO₂ mediante absorción/separación por carbonato de potasio utilizando vapor de escape de turbina convencional para integración energética.

50 La figura 3 es un dibujo esquemático de la captura de CO₂ mediante absorción/separación por carbonato de potasio utilizando separación de presión múltiple para integración energética que no es según la presente invención.

55 La figura 4 es un diagrama esquemático del proceso de separación de presión múltiple según formas de realización de la presente invención.

Según la presente invención es posible minimizar las demandas de energía térmica asociados con la eliminación y captura de dióxido de carbono de una corriente gaseosa mediante procesos de absorción acuosa y separación. Esto se alcanza combinando la absorción acuosa con la separación de presión múltiple. Debido a que la presente invención da como resultado que el gas ácido capturado esté en un estado comprimido, la invención puede ser lo más beneficiosa en sistemas que requieren gas ácido comprimido para aplicaciones tales como secuestro, producción de metanol y recuperación terciaria de petróleo.

65 La presente invención utiliza aspectos del proceso de absorción acuosa, tal como se describe en la patente US nº 6.139.605, que se incorpora a la presente memoria como referencia. A través de este proceso, un gas ácido tales como dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno o una mezcla de los mismos se elimina de las corrientes gaseosas poniendo en contacto la corriente gaseosa con un absorbente líquido que absorbe el gas ácido. Como las aplicaciones industriales que se espera que se beneficien de la presente invención requieren la reducción de la concentración del

gas ácido hasta un nivel muy bajo, el absorbente se selecciona generalmente de uno que reacciona con el gas ácido. Los ejemplos de líquidos absorbentes adecuados para su utilización en la presente invención para la absorción del gas ácido incluyen, pero no se limitan a, carbonato de potasio acuoso promovido por amina y disoluciones acuosas de aminas y alcanolaminas. Ejemplos no limitativos de alcanolaminas adecuadas para su utilización en la presente invención son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y metildietanolamina (MDEA).

La etapa de absorción puede llevarse a cabo poniendo en contacto la corriente gaseosa a una temperatura relativamente baja pero a una presión elevada en una columna de absorción con una corriente del líquido absorbente, denominado en esta fase como "disolvente pobre", que fluye a contracorriente respecto a la corriente gaseosa. Tal como se describe en la patente US nº 4.384.875, la corriente gaseosa purificada sale por la parte superior del absorbedor, mientras que el líquido absorbente que contiene el gas ácido, denominado en esta fase como "disolvente rico en gas ácido", sale por la parte inferior del absorbedor. Para capturar el gas ácido y regenerar el líquido absorbente para que pueda recircularse de vuelta a la parte superior de la columna de absorción como disolvente pobre, el disolvente rico se trata con un proceso de separación.

En la absorción/separación convencional, el disolvente acuoso se regenera en un separador simple, de contracorriente, con rehervidor, que se hace funcionar a una única presión. Para llevar a cabo el proceso de separación en la presente invención, se emplea un separador de presión múltiple. El separador de presión múltiple integra la compresión del gas ácido con la separación. El propio separador es un evaporador ultrarrápido de múltiples fases en el que el flujo de vapor total de cada fase se comprime y se alimenta a la fase de evaporación ultrarrápida anterior a una mayor presión. En este proceso, el calor en el contenido en agua del vapor que sale de cada fase se utiliza a una mayor presión en la fase anterior. Esto es significativo porque el vapor de sobrecarga puede contener de uno a diez moles de vapor de agua por cada mol del gas ácido. El proceso de separación descrito genera el gas ácido a una mayor presión sin hacer funcionar el separador a una mayor temperatura, reduciendo de ese modo el consumo de energía del sistema.

El proceso de separación de presión múltiple de la presente invención puede ser no deseable en determinadas aplicaciones de destilación y separación porque los compresores son actualmente caros hasta el punto de ser prohibitivos desde el punto de vista del coste. Sin embargo, en aplicaciones en las que ya se requiere un compresor para alcanzar un resultado final deseado, el proceso de separación de presión múltiple puede implementarse con un coste adicional pequeño.

La presente invención encuentra aplicación en una amplia serie de campos. Dado que integra la compresión con la separación para producir un producto de gas ácido comprimido, la invención puede ser particularmente atractiva en sistemas que requieren compresión del producto de gas ácido para aplicaciones tales como secuestro, producción de metanol y recuperación terciaria de petróleo. Dichos sistemas ya presentarán un compresor incorporado en su configuración actual, y por tanto no será necesario gastar el capital significativo necesario para comprar un compresor para su utilización en la presente invención.

Además, dado que la preocupación ambiental está en aumento, la industria puede verse forzada a explorar y adoptar adicionalmente varias tecnologías que reduzcan eficazmente las emisiones de gas ácido (tal como, por ejemplo, dióxido de carbono) de una manera energéticamente eficiente. En un escenario de este tipo, la presente invención será muy deseada incluso para un mayor espectro de la industria debido a su procedimiento de funcionamiento energéticamente eficiente.

Los siguientes ejemplos no limitativos se incluyen para demostrar formas de realización específicas de la invención. Los expertos en la materia deben apreciar que las técnicas dadas a conocer en los ejemplos que siguen representan técnicas que el inventor ha descubierto que funcionan bien en la práctica de la invención, y por tanto puede considerarse que constituyen modos específicos para su práctica. Sin embargo, los expertos en la materia deben, en vista de la presente descripción, apreciar que pueden realizarse muchos cambios en las formas de realización específicas que se dan a conocer y obtener aún resultados iguales o similares sin apartarse del espíritu y alcance de la invención.

La figura 1, la figura 2 y la figura 3 muestran el mismo proceso de captura de dióxido de carbono utilizando tres modos diferentes de integración energética. El disolvente utilizado en el proceso de ejemplo es un carbonato de potasio acuoso promovido por amina, aunque también pueden utilizarse otros disolventes conocidos en la técnica.

Ejemplo comparativo 1

La figura 1 muestra un proceso que utiliza una posible recompresión de vapor para integración energética. Haciendo referencia a la figura 1, un gas que contiene una alta concentración de CO₂, por ejemplo, un gas natural o un gas de combustión, se hace pasar, a través de la línea 1, a la parte inferior de la columna de absorción 2 y fluye hacia arriba a través de la columna 2 a contracorriente respecto al absorbente que fluye bajando por la columna. Al mismo tiempo, el disolvente de absorción pobre, en este ejemplo un carbonato de potasio promovido, se hace pasar a través de la línea 3 al extremo superior de la columna de absorción y el disolvente de absorción semipobre se alimenta a través de la línea 4 a una ubicación intermedia entre los extremos superior e inferior de la columna 2. El disolvente de absorción, que se alimenta a contracorriente respecto al gas, se carga con CO₂, y el disolvente de absorción rico se toma de la parte inferior de la columna de absorción a través de la línea 5. El gas lavado se toma de la parte superior de la columna de absorción a través de la línea 6.

ES 2 345 933 T3

Por tanto, el gas que va a tratarse se somete a lavado químico contra el absorbente semipobre cerca de la mitad y el extremo inferior de la columna de absorción 2 y contra el absorbente pobre cerca de la parte superior de la columna de absorción 2 para absorber la mayor parte del gas especificado mientras que la mayor parte de los otros gases en el gas que va a tratarse sale de la etapa de absorción. El grueso de la absorción tiene lugar cerca de la parte inferior de la columna 2 utilizando el absorbente semipobre. Se eliminan sólo las últimas trazas del CO₂ del gas en la sección superior de la columna de absorción 2.

El disolvente absorbente rico en CO₂ se alimenta entonces, a través de la línea 7, al extremo superior de una columna de separación a vacío 8, en el que el absorbente rico fluye bajando por la columna 8. Se proporciona calor al separador comprimiendo la sobrecarga del separador que sale de la columna 8 a través de la línea 9 en los compresores 10 y 11 y condensando su vapor de agua contenido contra una corriente de recirculación de las partes inferiores del separador en los condensadores 12 y 13. La corriente de recirculación de las partes inferiores del separador sale de la columna 8 a través de la línea 15, y una parte de la misma se alimenta a través de los condensadores 12 y 13 a través de la línea 16. La corriente de recirculación se alimenta de vuelta a la columna 8 a través de la línea 14. El gas comprimido que contiene el CO₂ separado del líquido absorbente rico sale del sistema a través de la línea 21. El calor proporcionado al separador se utiliza para generar el vapor necesario para separar el CO₂ del absorbente rico. El vapor generado a partir del calentamiento del absorbente rico sube por la columna de separación 8 a contracorriente respecto al líquido absorbente rico que fluye bajando por la columna 8. A medida que el vapor sube hasta la parte superior de la columna de separación, separa el CO₂ del absorbente rico. El vapor que sube desde la parte inferior del separador es principalmente vapor de agua puesto que los disolventes acuosos generalmente presentan una baja volatilidad. En la parte superior de la columna 8, el vapor que lleva el CO₂ separado del absorbente rico se hace pasar a través de la línea 9 a través del compresor 10 tal como se describió anteriormente.

El líquido absorbente semipobre se extrae de una ubicación intermedia entre los extremos superior e inferior de la columna de separación 8 a través de la línea 17 y se recircula a una ubicación intermedia entre los extremos superior e inferior de la columna de absorción 2. Por tanto, el absorbente semipobre extraído a través de la línea 17 se alimenta al intercambiador de calor 18, en el que se enfría con agua de refrigeración hasta una temperatura y entonces se alimenta a la columna de absorción 2 a través de la línea 4. Una parte del líquido absorbente pobre tomada de la parte inferior de la columna de separación 8 a través de la línea 15 se recircula al extremo superior de la columna de absorción 2. Por tanto, parte del absorbente pobre extraído a través de la línea 15 se alimenta al intercambiador de calor 20 a través de la línea 19, en el que se enfría con agua de refrigeración hasta una temperatura y entonces se alimenta a la columna de absorción 2 a través de la línea 3.

Ejemplo comparativo 2

La figura 2 muestra un proceso que utiliza vapor de escape de turbina convencional para integración energética. Haciendo referencia a la figura 2, un gas que contiene una elevada concentración de CO₂, por ejemplo un gas natural o un gas de combustión, se hace pasar, a través de la línea 22, a la parte inferior de la columna de absorción 23 y fluye hacia arriba a través de la columna 23 a contracorriente respecto al absorbente que fluye bajando por la columna. Al mismo tiempo, el disolvente de absorción pobre, en este ejemplo un carbonato de potasio promovido, se hace pasar a través de la línea 24 al extremo superior de la columna de absorción y el disolvente de absorción semipobre se alimenta a través de la línea 25 a una ubicación intermedia entre los extremos superior e inferior de la columna 23. El disolvente de absorción, que alimenta a contracorriente respecto al gas, se carga con CO₂, y el disolvente de absorción rico se toma en la parte inferior de la columna de absorción a través de la línea 26. El gas lavado se toma en la parte superior de la columna de absorción a través de la línea 27.

Por tanto, el gas que va a tratarse se somete a lavado químico contra el absorbente semipobre cerca de la mitad y al extremo inferior de columna de absorción 23 y contra el absorbente pobre cerca de la parte superior de la columna de absorción 23 para absorber la mayor parte del gas especificado mientras que la mayor parte de los otros gases en el gas que va a tratarse sale de la etapa de absorción. El grueso de la absorción tiene lugar cerca de la parte inferior de la columna 23 utilizando absorbente semipobre. Se eliminan sólo las últimas trazas del CO₂ del gas en la sección superior de la columna de absorción 23.

El disolvente absorbente rico en CO₂ se alimenta entonces, a través de la línea 28, al extremo superior de una columna de separación a vacío 29, en la el absorbente rico fluye bajando por la columna 29. Se proporciona calor al separador utilizando vapor de escape de la turbina 30 de vapor. El vapor de alta presión se alimenta a la turbina 30 a través de la línea 36, y la turbina produce alguna forma de trabajo, tal como electricidad. El vapor de escape de la turbina 30 se alimenta al condensador 31 a través de la línea 32, en el que se condensa contra una corriente de recirculación de las partes inferiores del separador. La corriente de recirculación de las partes inferiores del separador sale de la columna 29 a través de la línea 33, y una parte de la misma se alimenta a través del condensador 31 a través de la línea 34. La corriente de recirculación se alimenta de vuelta a la columna 29 a través de la línea 35. El calor proporcionado al separador se utiliza para generar el vapor necesario para separar el CO₂ del absorbente rico. El vapor generado a partir del calentamiento del absorbente rico sube por la columna de separación 29 a contracorriente respecto al líquido absorbente rico que fluye bajando por la columna 29. A medida que el vapor sube hasta la parte superior de la columna de separación, separa el CO₂ del absorbente rico. El vapor que sube desde la parte inferior del separador es principalmente vapor de agua puesto que los disolventes acuosos generalmente presentan una baja

ES 2 345 933 T3

5 volatilidad. En la parte superior de la columna 29, el vapor que lleva el CO₂ separado del absorbente rico se hace pasar a través de la línea 36 a través del condensador 37, en el que el intercambio de calor con agua de refrigeración provoca que la mayor parte del agua en el vapor se condense. El vapor restante, que presenta una alta concentración de CO₂, se alimenta al compresor 38 a través de la línea 39. El gas rico en CO₂ comprimido sale del sistema a través de la línea 44.

10 El líquido absorbente semipobre se extrae de una ubicación intermedia entre los extremos superior e inferior de la columna de separación 29 a través de la línea 40 y se recircula a una ubicación intermedia entre los extremos superior e inferior de la columna de absorción 23. Por tanto, el absorbente semipobre extraído a través de la línea 40 se alimenta al intercambiador de calor 41, en el que se enfría con agua de refrigeración hasta una temperatura y entonces se alimenta a la columna de absorción 23 a través de la línea 25. Una parte del líquido absorbente pobre tomada de la parte inferior de la columna de separación 29 a través de la línea 33 se recircula al extremo superior de la columna de absorción 23. Por tanto, parte del absorbente pobre extraído a través de la línea 33 se alimenta al intercambiador de calor 43 a través de la línea 42, en el que se enfría con agua de refrigeración hasta una temperatura y entonces se alimenta a la columna de absorción 23 a través de la línea 24.

15 La figura 3 muestra un proceso que utiliza separación de presión múltiple para integración energética. Haciendo referencia a la figura 3, un gas que contiene una elevada concentración de CO₂, por ejemplo un gas natural o un gas de combustión, se hace pasar, a través de la línea 45, a la parte inferior de la columna de absorción 46 y fluye hacia arriba a través de la columna 46 a contracorriente respecto al absorbente que fluye bajando por la columna. Al mismo tiempo, el disolvente de absorción pobre, en este ejemplo un carbonato de potasio promovido, se hace pasar a través de la línea 47 al extremo superior de la columna de absorción. El disolvente de absorción, que se alimenta a contracorriente respecto al gas, se carga con CO₂, y el disolvente de absorción rico se toma en la parte inferior de la columna de absorción a través de la línea 48. El gas lavado se toma en la parte superior de la columna de absorción a través de la línea 49.

20 El disolvente absorbente rico en CO₂ entonces se alimenta, a través de la línea 50, al extremo superior de una columna de separación de presión múltiple 51, en la que el absorbente rico fluye bajando por la columna 51. La columna de separación de presión múltiple es un evaporador ultrarrápido de múltiples fases, mediante lo cual la fase de evaporación ultrarrápida inferior 52 proporciona vapor de separación mediante la evaporación ultrarrápida del disolvente de absorción. A continuación, el vapor de separación entra en contacto con el líquido absorbente rico en cada fase de evaporación ultrarrápida y separa el CO₂ del líquido absorbente rico. El flujo de vapor total producido en la fase inferior 52 se alimenta a través del compresor 53 a través de la línea 54. El vapor comprimido que sale del compresor 53 se alimenta a la parte inferior de la fase de evaporación ultrarrápida intermedia 55 a través de la línea 56. El flujo de vapor total producido en la fase de evaporación ultrarrápida intermedia 55 se alimenta a través del compresor 57 a través de la línea 58. El vapor comprimido que sale del compresor 57 se alimenta a la parte inferior de la fase de evaporación ultrarrápida superior 59 a través de la línea 60. El flujo de vapor total producido en la fase de evaporación ultrarrápida superior 59 se alimenta a través del compresor 61 a través de la línea 62. El vapor comprimido rico en CO₂ que sale del compresor 62 sale del sistema a través de la línea 63.

40 El líquido absorbente pobre tomado de parte inferior de la columna de separación de presión múltiple 51 a través de la línea 64 se recircula al extremo superior de la columna de absorción 46. Por tanto, parte del absorbente pobre extraído a través de la línea 64 se alimenta al intercambiador de calor 65 a través de la línea 66, en el que se enfría con agua de refrigeración hasta una temperatura y entonces se alimenta a la columna de absorción 46 a través de la línea 47.

50 Usando la recompresión de vapor conocida tal como se muestra en la figura 1, se proporcionará calor al separador comprimiendo la sobrecarga del separador y condensando su vapor de agua contenido contra una corriente de recirculación de las partes inferiores del separador. El trabajo de compresión también se recuperará como calor en las partes inferiores del separador. Esta característica reemplaza el vapor con potencia equivalente. La recompresión de vapor puede requerir un compresor de flujo axial con alta capacidad de volumen para vapor de agua. El coste de capital de este compresor puede ser significativo. Será comparable en tamaño al compresor de aire de una gran turbina de gas para una central eléctrica de tamaño equivalente, pero la demanda de energía en el árbol será un orden de magnitud menor debido a la baja densidad de la corriente a vacío.

55 Usando el vapor de escape de turbina convencional tal como se muestra en la figura 2, una turbina de vapor produciría electricidad y proporcionaría el trabajo adicional requerido para comprimir el CO₂ desde 0,15 atm hasta 1 atm. El coste de capital de compresores se reduciría significativamente en relación con el de la recompresión de vapor. Sin embargo, el coste de capital de una turbina de vapor puede ser significativo.

60 En comparación con los modos convencionales de integración energética mostrados en la figura 1 y la figura 2, el modo de separación de presión múltiple de integración energética mostrado en la figura 3 ofrece la configuración de energía mínima con la cantidad mínima de intercambio de calor. La fase inferior proporciona vapor de separación mediante la evaporación ultrarrápida del disolvente. La fase superior recupera calor y conduce el separador total a una temperatura y presión superiores. Toda la energía se proporciona como trabajo, o bien de electricidad en horas de menor consumo o bien de turbinas de vapor.

ES 2 345 933 T3

Ejemplo

En la figura 4 se muestra un diagrama esquemático de un proceso de separación de presión múltiple según formas de realización de la presente descripción. Haciendo referencia a la figura 4, el disolvente absorbente rico en CO₂ se alimenta, a través de la línea 87, a través del intercambiador cruzado 88. A continuación, el disolvente se alimenta, a través de la línea 67, a través del intercambiador cruzado 68. Entonces el absorbente rico se alimenta, a través de la línea 69, a la fase superior 70 de una columna de separación de presión múltiple, en la que el absorbente rico fluye bajando por la columna a través de las líneas 71 y 73. La columna de separación de presión múltiple es un evaporador ultrarrápido de múltiples fases, mediante lo cual la fase de evaporación ultrarrápida inferior 74 proporciona vapor de separación mediante la evaporación ultrarrápida del disolvente de absorción. A continuación, el vapor de separación entra en contacto con el líquido absorbente rico en cada fase de evaporación ultrarrápida y separa el CO₂ del líquido absorbente rico. El flujo de vapor total producido en la fase inferior 74 se alimenta a través del compresor 76 a través de la línea 75. El vapor comprimido que sale del compresor 76 se alimenta a la parte inferior de la fase de evaporación ultrarrápida intermedia 72 a través de la línea 77. El flujo de vapor total producido en la fase de evaporación ultrarrápida intermedia 72 se alimenta a través del compresor 79 a través de la línea 78. El vapor comprimido que sale del compresor 79 se alimenta a la parte inferior de la fase de evaporación ultrarrápida superior 70 a través de la línea 80. El vapor comprimido rico en CO₂ que sale de la fase de evaporación ultrarrápida superior 70 sale del sistema a través de la línea 81.

Una parte del líquido absorbente pobre que sale de la fase de evaporación ultrarrápida inferior 74 a través de la línea 82 se recircula a la fase de evaporación ultrarrápida inferior 74. Por tanto, parte del absorbente pobre extraído a través de la línea 82 se alimenta al intercambiador cruzado 84 a través de la línea 83, en el que se alimenta entonces a la fase de evaporación ultrarrápida inferior 74 a través de la línea 85. El resto del líquido absorbente pobre que sale de la fase de evaporación ultrarrápida inferior 74 a través de la línea 82 que no se recircula a la fase de evaporación ultrarrápida inferior 74 se alimenta al intercambiador cruzado 88 a través de la línea 86. El líquido absorbente pobre que sale del intercambiador cruzado 88 entonces se recircula de vuelta a la fase de absorción del proceso a través de la línea 89.

Se simuló la configuración de separador representada en la figura 4 suponiendo el equilibrio en contacto con una simulación en hoja de cálculo con un disolvente hipotético. Se representó el equilibrio no lineal del sistema mediante ecuación de primer grado:

$$\ln P_{\text{CO}_2} = a + B * \lg - \Delta H/RT$$

Se seleccionó la constante B para dar la capacidad especificada ($m = \text{gmol/kg}$ de agua) para la absorción de CO₂ a la temperatura nominal del absorbedor, T. El calor de absorción, ΔH , también se varió para simular diferentes disolventes; un valor de 22 kcal/gmol es típico de monoetanolamina (MEA); un valor de 15 kcal/gmol representaría un disolvente alternativo. Se proporcionó el consumo específico de calor, Q, a una temperatura máxima de 120°C con una fuerza de accionamiento a 10°C. Se calculó el trabajo equivalente del calor a partir de la ecuación de Carnot:

$$\text{Trabajo equivalente de vapor} = Q(T_{\text{stm}} - 313)/T_{\text{stm}}$$

Se tomó la aproximación al equilibrio en los extremos rico y pobre del separador como un 33% (típico de sistemas de MEA) y un 75% (posible con un disolvente alternativo reactivo). La tabla 1 muestra los resultados de la simulación en hoja de cálculo mencionada anteriormente.

TABLA 1

Demandas de energía simuladas para el separador de presión múltiple

ΔH (kcal/gmol)	Aproximación (%)	Q (kcal/gmol)	Trabajo del compresor (kcal/gmol)	Trabajo equivalente de vapor (kcal/gmol)
15	33	32	2,2	8,9
15	75	28,6	1,4	7,3
22	33	34	1,5	7,5
22	75	34	1,0	6,8
MEA sencillo	33 rico, 5 pobre	50	2,0	12

Parámetros: 10% de CO₂, absorbedor de 40°, el 90% de eliminación, compresión hasta 8 atm de CO₂, capacidad de 0,5 m, aproximación de intercambiador cruzado a 5°C, 4 fases de contacto (3 fases de compresor).

Tal como se muestra en la tabla 1, el separador de presión múltiple requiere de 6,8 a 8,9 kcal de trabajo equivalente/mol de CO₂ eliminado. Esto es de un 25 a un 40% inferior que el separador de MEA convencional (12 kcal/gmol).

ES 2 345 933 T3

El trabajo de compresor actual para obtener un producto de CO_2 a 8 atm es de 1,0 a 2,2 kcal/gmol. Incluso aunque el separador de presión múltiple requiere parte de la compresión para el vapor de agua, el trabajo de compresor requerido no es significativamente diferente del separador de MEA sencillo porque mucho del CO_2 se produce a mayor presión.

- 5 La demanda de calor neta para el separador de presión múltiple (29-34 kcal/gmol de CO_2) es aproximadamente el calor de absorción del CO_2 más 5°C de calor sensible para accionar el intercambiador cruzado 88. Es significativamente menos que el calor neto requerido (40-50 kcal/gmol) para la tecnología de MEA del estado de la técnica. Por tanto, el coste de capital del compresor y la demanda de energía puede no ser significativamente diferente del separador de MEA convencional, pero la demanda de calor puede reducirse significativamente. Una aproximación más cercana al
- 10 equilibrio en el absorbedor reduce el trabajo total equivalente total en de un 10 a un 20%. El disolvente con el menor calor de absorción parece ser de un 10 a un 15% mejor.

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para eliminar un gas ácido de una corriente gaseosa que contiene el mismo utilizando un equipo de absorción acuosa y separación, comprendiendo el procedimiento:

- (a) hacer pasar la corriente de disolvente rico en gas ácido que sale del equipo de absorción a través de un separador de presión múltiple en el que la corriente de disolvente rico en gas ácido pasa a través de múltiples fases de evaporación ultrarrápida (por ejemplo 70, 72, 74), de tal manera que el vapor obtenido mediante la evaporación ultrarrápida de la corriente de disolvente rico en gas ácido en cada fase de evaporación ultrarrápida separa el gas ácido de la corriente de disolvente rico en gas ácido, dando como resultado una corriente gaseosa rica en gas ácido (81) que sale del separador de presión múltiple y una corriente de disolvente pobre en gas ácido (82) que sale del separador de presión múltiple; en el que el separador de presión múltiple se hace funcionar a múltiples niveles de presión, de tal manera que el vapor obtenido en cada fase de evaporación ultrarrápida se comprime en un compresor (76, 79) y se alimenta a la fase de evaporación ultrarrápida anterior (70, 72) a una mayor presión; y
- (b) recircular la corriente de disolvente pobre en gas ácido que sale del separador de presión múltiple en la etapa (a) de vuelta al equipo de absorción por lo menos una vez,

en el que una parte (83) de la corriente del disolvente que sale de la fase de evaporación ultrarrápida (74) que se hace funcionar a la menor presión se recircula a la fase de evaporación ultrarrápida inferior a través de un intercambiador cruzado (84) que suministra calor adicional a la fase de evaporación ultrarrápida que se hace funcionar a la menor presión.

2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que una o más de las fases del separador de presión múltiple es un contactor de contracorriente.

3. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que una o más de las fases del separador de presión múltiple es un contactor de corriente paralela.

4. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que una o más de las fases del separador de presión múltiple es un contactor mixto.

5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que la corriente gaseosa comprende gas de combustión, gas natural, gas hidrógeno o gas de síntesis.

6. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que el gas ácido comprende dióxido de carbono.

7. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que el gas ácido comprende sulfuro de hidrógeno.

8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que el disolvente es una amina acuosa, una alcanolamina acuosa o mezclas de las mismas.

9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que el disolvente es un carbonato de potasio acuoso promovido por amina.

10. Equipo para separar un gas ácido de una corriente de disolvente rico en gas ácido, que comprende:

- (a) una columna de separación que comprende múltiples fases de evaporación ultrarrápida (por ejemplo 70, 72, 74); y
- (b) por lo menos un compresor (76, 79) conectado entre cada una de las fases de evaporación ultrarrápida, de manera que el vapor producido en cada fase de evaporación ultrarrápida se comprima y se alimenta a la fase de evaporación ultrarrápida anterior (70, 72) a una mayor presión;
- (c) un intercambiador cruzado (84) para suministrar calor adicional en la fase de evaporación ultrarrápida (74) que se hace funcionar al nivel de menor presión;
- (d) unos medios (83) para recircular una parte de la corriente de disolvente (82) que sale de la fase de evaporación ultrarrápida que se hace funcionar a la menor presión hasta la fase de evaporación ultrarrápida inferior a través del intercambiador cruzado (84).

11. Equipo según la reivindicación 10, en el que cada fase de la columna de separación es un contactor de contracorriente.

ES 2 345 933 T3

12. Equipo según la reivindicación 10, en el que una o más de las fases de la columna de separación es un contactor de corriente paralela.

5 13. Equipo según la reivindicación 10, en el que una o más de las fases de la columna de separación es un contactor mixto.

10

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

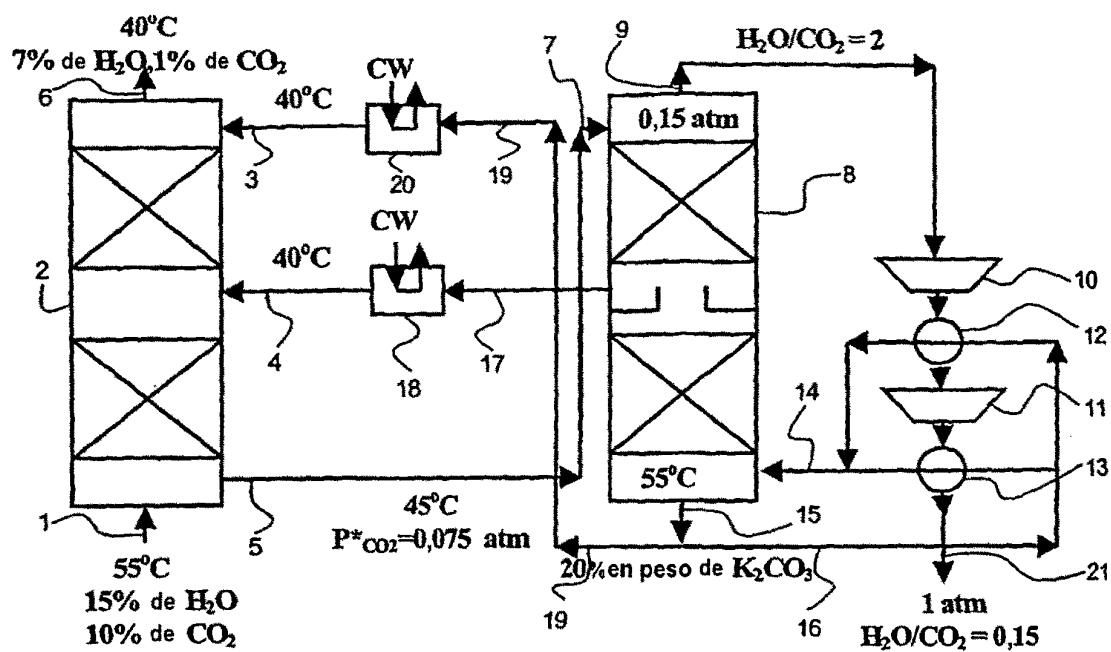


FIG. 1

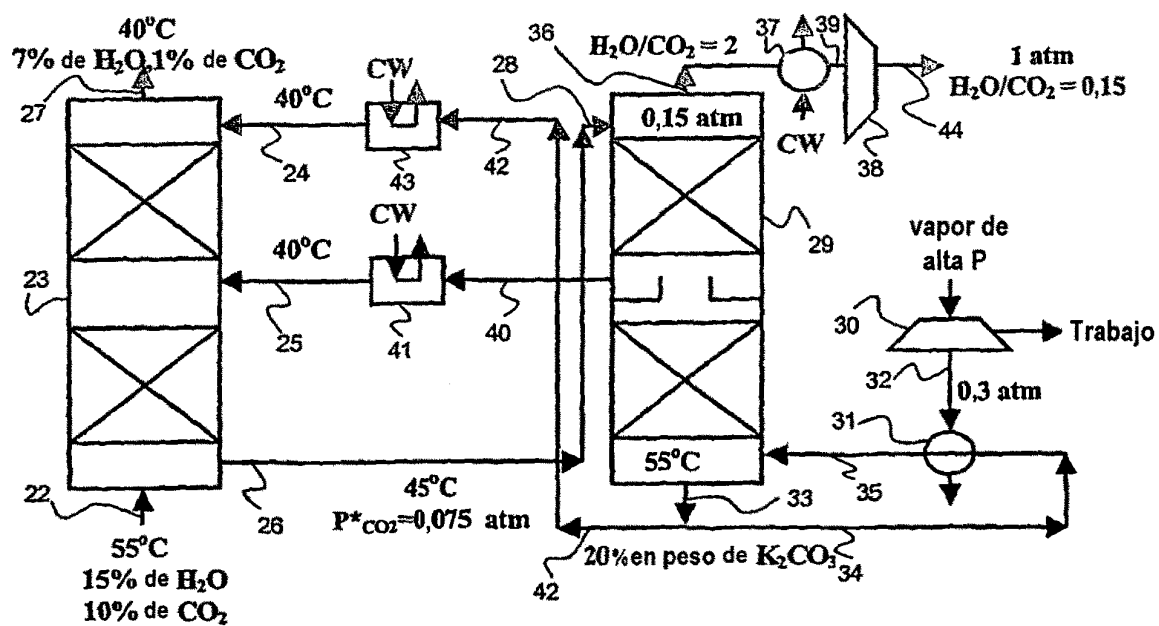


FIG. 2

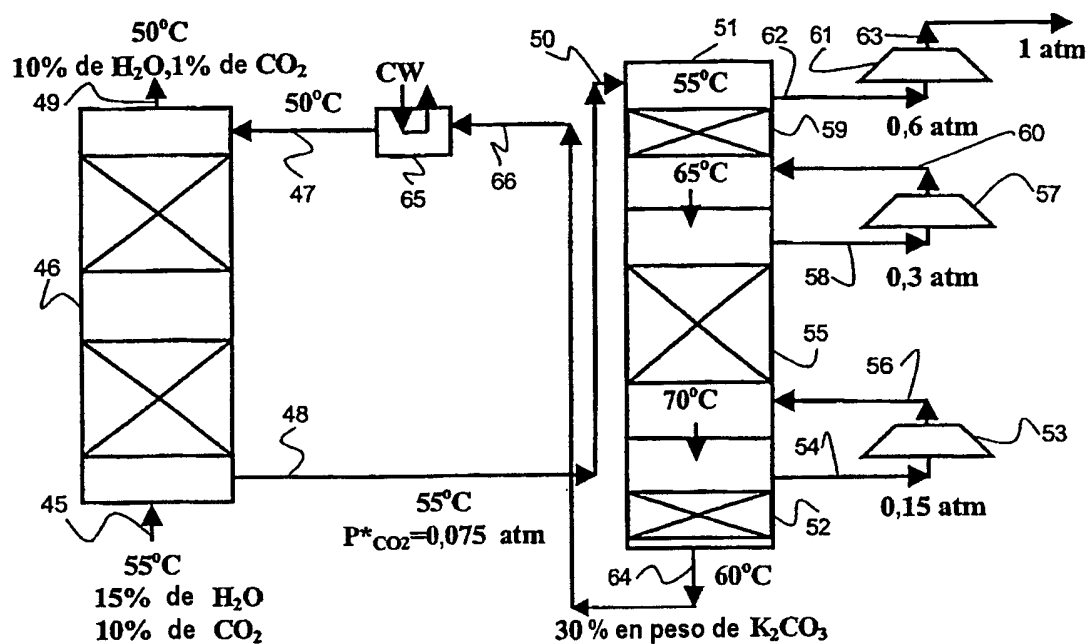


FIG. 3

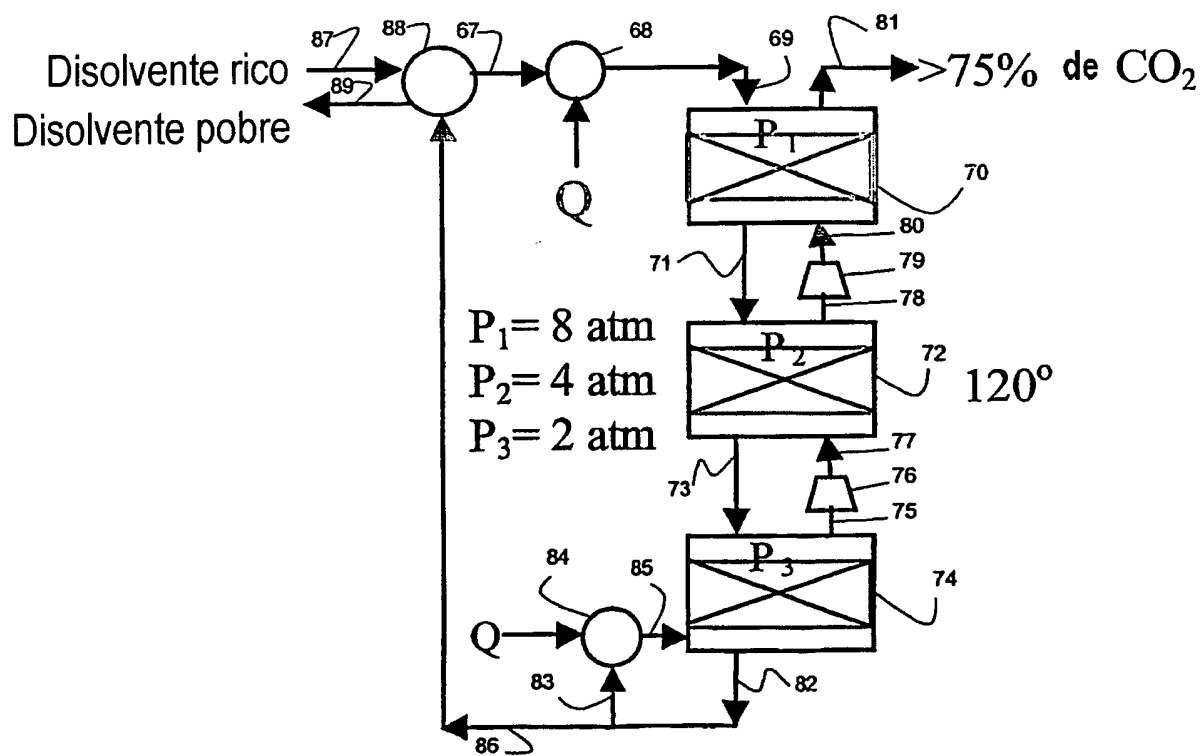


FIG. 4