



19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 322 305**

51 Int. Cl.:

B01D 53/38 (2006.01)

B01D 53/62 (2006.01)

B01D 53/74 (2006.01)

B01D 53/78 (2006.01)

B01D 53/96 (2006.01)

B01D 53/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **99960561 .1**

96 Fecha de presentación : **22.11.1999**

97 Número de publicación de la solicitud: **1152815**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **14.11.2001**

54 Título: **Procedimiento y aparato para la división de un flujo.**

30 Prioridad: **23.11.1998 US 109613 P**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
18.06.2009

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
18.06.2009

73 Titular/es: **FLUOR CORPORATION**
3 Polaris Way
Aliso Viejo, California 92698, US

72 Inventor/es: **Won, Ray;**
Condorelli, Peter;
Scherffius, Jeff y
Mariz, Carl

74 Agente: **Isern Jara, Jorge**

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 y aparato para la división de un flujo.

- 5 La presente solicitud reivindica los beneficios de la solicitud provisional USA N° 60/109.613 que se incorpora en su totalidad a la actual a efectos de referencia.

Campo de la invención

- 10 El campo de la invención es la extracción de un componente gaseoso de un gas de proceso.

Antecedentes de la invención

- 15 En esta técnica se conocen varios métodos para eliminar un componente gaseoso de una corriente de un gas de proceso, incluyendo una amplia gama de procesos de destilación, adsorción y absorción y un proceso relativamente común comporta los sistemas de regenerador-absorbedor.

- En un sistema típico de regenerador-adsorbedor, el gas es introducido en el absorbedor en el que el gas establece contacto con un disolvente diluido ("lean solvent") que se desplaza de manera descendente en la columna. El componente gaseoso es absorbido, como mínimo parcialmente, por el disolvente diluido y el gas de proceso purificado abandona el absorbedor para ser proceso adicional o para descarga. El disolvente diluido que contiene el componente gaseoso (es decir, el disolvente concentrado o rico) fluye por un cambiador de calor transversal, incrementando de esta manera su temperatura. El disolvente rico y calentado es eliminado a baja presión en un regenerador. El disolvente eliminado (es decir, el disolvente diluido) es enviado nuevamente a través del cambiador de calor para reducir la temperatura del disolvente diluido antes de completar el bucle nuevamente hacia el absorbedor. El proceso del sistema regenerador-absorbedor típicamente permite el funcionamiento continuo de extracción de un compuesto gaseoso de un gas de proceso con un coste relativamente bajo. No obstante, la eficacia de la extracción del componente gaseoso no es siempre satisfactoria y especialmente cuando el componente gaseoso es dióxido de carbono, no se pueden conseguir estrictas normas sobre emisiones con un sistema estándar de regenerador-absorbedor. Para solucionar los problemas que se presentan con el bajo rendimiento, se puede incrementar la temperatura o la presión en el regenerador. No obstante, el carácter corrosivo y la degradación del disolvente limitan en general el grado de optimización para este proceso.

- 35 Grover da a conocer en la patente USA N° 4.702.898 una configuración en la que gases de ácido son absorbidos desde una mezcla gaseosa a presión, de manera que una parte de disolvente rico del absorbedor es evaporado de manera rápida ("flashed") a través de dos etapas flash para formar un disolvente evaporado que es calentado a continuación e introducido en la sección media del absorbedor. Otra parte del disolvente rico es regenerada en una sección de extracción por vapor que proporciona un vapor en la parte alta de la torre que se utiliza para calentar y extraer el disolvente rico en las etapas de evaporación rápida.

- 40 Un sistema regenerador absorbedor mejorado es el mostrado por Shoeld en la patente USA N° 1.971.798, que comprende un ciclo de absorción de bucle partido en el que la cantidad principal del disolvente es eliminada de una etapa intermedia de la columna regeneradora y reciclada a una etapa intermedia del absorbedor. En esta disposición solamente una parte pequeña del disolvente es eliminada hasta la concentración más baja y una proporción elevada de vapor a líquido para la extracción se consigue en las bandejas inferiores del absorbedor, con el resultado de una utilización algo menor de energía en concentraciones bajas de salida. No obstante, la reducción de utilización de energía es relativamente baja debido a ineficacias termodinámicas en la extracción, principalmente a causa de variaciones en la composición del disolvente al circular este dentro del bucle partido.

- 50 Para solucionar, como mínimo, algunos de los problemas con el proceso de bucle partido se han llevado a cabo varias mejoras. Por ejemplo, una mejora con respecto al proceso de bucle partido es la de controlar más exactamente la concentración de disolventes. Para controlar de manera más precisa las concentraciones de disolvente son necesarias en general dos modificaciones. La primera modificación comprende un ebullición ("reboiler") intermedio, que es instalado en un regenerador principal para eliminar por ebullición el agua de un disolvente semidiluido para ajustar la concentración de la corriente de disolvente semidiluido a la concentración del disolvente diluido. La segunda modificación comprende un regenerador auxiliar para regenerar condensado del regenerador principal. El condensado procedente del regenerador principal es enviado a la sección superior del regenerador principal en la que sufre extracción parcial y a continuación es sometido a extracción hasta una concentración muy baja de gas disuelto en el regenerador auxiliar antes de ser devuelto al ebullición de fondo del regenerador principal.

- 60 Dado que solamente una parte relativamente pequeña del disolvente total (de manera típica ~20%) es extraído hasta concentración ultrabaja, el proceso permite conseguir concentraciones de salida relativamente bajas con utilización comparablemente baja de energía. Además, cuando se utiliza metil dietanolamina (MDEA) como disolvente en el proceso mejorado de bucle partido, la circulación de líquido se puede reducir aproximadamente en 20%. No obstante, las modificaciones para modificar la utilización de la energía y bajar la circulación de disolvente requieren en general una modificación sustancial en la configuración del regenerador principal y la instalación de un regenerador auxiliar resultando ambas cosas en costes sustanciales y significativas pérdidas de tiempo de un sistema ya existente absorbedor-regenerador.

Otra mejora con respecto al proceso de bucle partido se describe en el trabajo de Shethna and Towler ["Gas Sweetening to Ultra-low Concentrations using Alkanolamines Absorption" (Suavización de gas hasta concentraciones ultrabajas utilizando absorción de alcanolaminas) Documento 46fAlChE Reunión de primavera, Nueva Orleans 1996], en el que se utilizan dos columnas regeneradoras. Un regenerador primario produce un disolvente semidiluido y un regenerador auxiliar produce un disolvente ultradiluido. La pequeña parte del gas de proceso purificado que abandona el absorbedor es expandida hasta un nivel de presión inferior, produciendo por lo tanto un gas de proceso purificado y enfriado. La corriente de disolvente ultradiluido y calentado que abandona el regenerador auxiliar es enfriada por el gas de proceso purificado y enfriado produciendo de esta manera un gas de proceso purificado y caliente que es alimentado a continuación al regenerador auxiliar. El gas reciclado es recuperado a continuación del regenerador auxiliar y reintroducido en la corriente de gas de alimentación en el absorbedor.

La utilización de un vapor sustitutivo en vez de un disolvente de nueva ebullición en el regenerador auxiliar disminuye de manera ventajosa la presión parcial del vapor disolvente en el regenerador auxiliar y permite que el regenerador auxiliar funcione a una temperatura más baja que la columna regeneradora primaria. El funcionamiento del regenerador auxiliar a una temperatura reducida tiene como resultado de manera típica un carácter corrosivo más bajo del disolvente, lo que a su vez puede permitir la utilización de materiales económicos, tales como un acero al carbono en lugar del convencional acero inoxidable. Además, un proceso de bucle partido utilizando sustitución de vapor puede ser combinado con tecnología de absorción irreversible con lecho fijo, por ejemplo para eliminar H_2S y/o COS del gas de reciclado en un lecho de absorbente sólido, asegurando de esa manera una vida relativamente larga del lecho del absorbedor. No obstante, el proceso de bucle partido utilizando sustitución de vapor requiere la utilización, como mínimo, de dos columnas regeneradoras y puede ser necesario además colocar nuevas bandejas en las etapas superiores de un absorbedor existente para adaptarse a las necesidades de este proceso específico. Además, debido al gas de reciclado y a la utilización de una columna regeneradora secundaria, la readaptación de combinaciones ya existentes de absorbedor-regenerador puede ser relativamente cara requiriendo mucho tiempo.

Si bien se conocen en esta técnica diferentes mejoras en la disposición general de un proceso de absorbedor-regenerador, todas o casi todas presentan una o varias desventajas. Por lo tanto, existe la necesidad de conseguir métodos y aparatos mejorados para la extracción de un componente gaseoso de gases de proceso.

Resumen de la invención

La presente invención está dirigida a una Instalación de recuperación para recuperar un componente gaseoso de un gas de proceso, disponiendo de un absorbedor que utiliza un disolvente diluido y un disolvente semidiluido que absorbe el componente gaseoso del gas de proceso, produciendo de esta manera un disolvente rico, un disolvente semirrico y un gas de proceso diluido. Un regenerador es acoplado al absorbedor, de manera que el regenerador extrae el componente gaseoso del disolvente rico, regenerando de esta manera el disolvente diluido y el disolvente semidiluido. Un elemento de control del flujo de disolvente es acoplado al absorbedor y combina, por lo menos, una parte del disolvente semirrico con una parte, como mínimo, del disolvente semidiluido para formar un disolvente mixto. Un refrigerador es acoplado al absorbedor que enfría el disolvente mixto y el disolvente mixto enfriado es alimentado a continuación al absorbedor con intermedio de un elemento de conexión.

Según un aspecto de la materia inventiva, el gas de proceso es un gas de escape procedente de una turbina de combustión que tiene una presión menor de 138 KPa (20 psia) cuando es alimentado al absorbedor y en el que el componente gaseoso es dióxido de carbono. La concentración de dióxido de carbono es preferentemente superior a 2% molar, más preferentemente superior a 5% molar y de manera más preferente superior a 10% molar.

En otro aspecto de la materia inventiva el disolvente comprende un disolvente químico, preferentemente seleccionado entre el grupo que consiste en monoetanolamina, dietanolamina, diglicolamina y metildietanolamina. También es preferible que los disolventes apropiados tengan una curva de equilibrio cóncava.

Según otro aspecto de la materia de la invención, se da a conocer un método para la extracción de un componente gaseoso de un gas de proceso que tiene una primera etapa en la que se facilita una corriente de disolvente diluido y una corriente de disolvente semidiluido. En una segunda etapa el gas de proceso establece contacto con el vapor del disolvente diluido y el disolvente semidiluido en un absorbedor para producir una corriente de disolvente semirrico y una corriente de disolvente rico. En otra etapa, por lo menos una parte del disolvente semirrico y, como mínimo, una parte del disolvente semidiluido son combinadas para formar una corriente de disolvente de tipo mixto. En otra etapa adicional la corriente de disolvente mixto es enfriada y la corriente de disolvente mixto enfriada es introducida en el absorbedor para absorber el componente gaseoso.

Diferentes objetivos, características, aspectos y ventajas de la presente invención quedarán más aparentes de la siguiente descripción detallada de realizaciones preferentes de la invención, junto con los dibujos adjuntos en los que iguales numerales representan iguales componentes.

Breve descripción de los dibujos

La figura 1 es un esquema de una planta mejorada para la extracción de CO_2 de acuerdo con la materia de la presente invención;

La figura 2 es un diagrama de flujo de un proceso mejorado para la extracción de CO₂ de un gas de escape de acuerdo con la materia de la invención.

Descripción detallada

Tal como se utiliza en esta descripción, el término “absorbedor” se refiere a un aparato en el que cantidades significativas de, como mínimo, un compuesto gaseoso son retiradas de una mezcla de compuestos gaseosos y que contiene, cuando se encuentra en funcionamiento, un disolvente que es sustancialmente selectivo con respecto al compuesto. El término “sustancialmente selectivo” significa que el disolvente absorbe el compuesto hasta un grado significativamente más elevado (es decir >20%) que los otros compuestos presentes en la mezcla de compuestos gaseosos. El disolvente con la concentración mayor de compuesto gaseoso absorbido que abandona el absorbedor se designa “disolvente rico”, mientras que el disolvente que tiene la concentración más baja del compuesto gaseoso absorbido que abandona el regenerador se designa “disolvente diluido”. El término “disolvente semidiluido” se refiere al disolvente que abandona el regenerador, que tiene una concentración más elevada del compuesto gaseoso absorbido que el disolvente diluido. El disolvente que abandona el absorbedor que tiene una concentración más baja del compuesto absorbido que el disolvente rico se designa “disolvente semirrico”.

Tal como se utiliza en esta descripción, el término “regenerador” se refiere a un aparato en el que el compuesto gaseoso absorbido es eliminado por lo menos parcialmente de un disolvente rico a temperatura elevada de unos 110°C hasta aproximadamente 130°C.

En la figura 1, una Instalación de recuperación (100) tiene un absorbedor (110) y un regenerador (120). Una corriente de gas de proceso (160) que comprende un compuesto gaseoso entra en el absorbedor y una corriente de disolvente rico (117) abandona el absorbedor con intermedio de la bomba de disolvente (111). La corriente de disolvente rico es calentada en el cambiador de calor (130) y entra en el regenerador (120). El componente gaseoso es dióxido de carbono y es retirado del disolvente rico en dos lugares diferentes de manera que se genera una corriente de disolvente semidiluido (127) en una posición más alta que la corriente de disolvente diluido o pobre (126). Parte de la corriente (126) de disolvente diluido es dirigida nuevamente mediante la bomba de disolvente diluido (121) hacia el reebullidor de fondo (122) y entra nuevamente en el regenerador (120). El compuesto gaseoso abandona el regenerador en una corriente de compuesto gaseoso (150) mientras que el disolvente arrastrado es recuperado y reciclado desde la corriente de compuesto gaseoso con intermedio del condensador (123) y la bomba condensadora (125). Tanto la corriente de disolvente diluido como la corriente de disolvente semidiluido son enfriadas en el cambiador de calor transversal (130) y la corriente de disolvente diluido (126) es enfriada nuevamente con intermedio de un refrigerador adicional (114) antes de entrar en el absorbedor (110). La corriente (127) de disolvente semidiluido es mezclada en el elemento (170) de control de flujo de disolvente con la corriente de disolvente semirrico (118), que es suministrada desde el absorbedor (110) con intermedio de la bomba (113) de corriente de disolvente semirrico. Una corriente de disolvente mixto (171) es enfriada adicionalmente con intermedio del refrigerador (112) y la corriente (172) de disolvente mixto enfriado entra en el absorbedor con intermedio del elemento de conexión (173) en una posición más baja que la corriente de disolvente diluido. Una corriente de gas de proceso diluido (140) abandona el absorbedor (110) con intermedio del condensador (116) y una bomba de condensador (115) bombea el líquido concentrado nuevamente hacia el absorbedor.

En una realización preferente, el absorbedor (110) en la planta (100) de extracción del dióxido de carbono es un absorbedor con lecho llenado al azar con un diámetro aproximado de 6 m (20 pies) y una altura aproximada de 21 m (70 pies) configurado para procesar aproximadamente 849.500 m³/h (30 millones de pies cúbicos estándar de gas de proceso por hora). El regenerador (120) es un regenerador estándar con un diámetro aproximado de 3 m (10 pies) y una altura aproximada de 15 m (50 pies) generando una corriente de dióxido de carbono (150). El gas de proceso (160) es gas de escape de una turbina de combustión con un contenido de dióxido de carbono aproximado de 13% molar teniendo una presión aproximada de 14 kPa (2 psig) cuando se alimenta al absorbedor y el gas de proceso diluido (140) tiene un contenido de dióxido de carbono aproximado de 3% molar. El disolvente en todas las corrientes de disolvente es monoetanolamina que absorbe el dióxido de carbono componente gaseoso. La corriente de disolvente diluido (126) tiene una carga de dióxido de carbono menor de 0,25 mientras que la carga de dióxido de carbono en la corriente de disolvente diluido (127) es aproximadamente de 0,4. La corriente de disolvente rico (117) tiene una carga de dióxido de carbono aproximada de 0,5 y la corriente de disolvente semirrico (118) tiene una carga de dióxido de carbono superior a 0,3. La corriente (117) de disolvente rico es calentada en un cambiador de calor transversal estándar (130) antes de entrar en el regenerador y tanto la corriente de disolvente diluido como la corriente de disolvente semidiluido son refrigeradas en el cambiador de calor transversal. El elemento de control de flujo de disolvente (170) es un mezclador estático con dos aberturas de entrada y una abertura de salida a través de la cual la corriente de disolvente mixto (171) sale del elemento de control de flujo de disolvente. Los refrigeradores (112) y (114) son refrigeradores auxiliares estándar con agua o aire como refrigerante. La corriente (172) de disolvente mixto enfriado se encuentra aproximadamente 20°C más fría que la corriente de disolvente mixto (171) y es alimentada al absorbedor con intermedio de la conducción (173). El reebullidor accionado por vapor (122) recalienta una parte de la corriente de disolvente diluido (121) antes de recircular la corriente de disolvente diluido hacia dentro del regenerador. Las bombas (111), (113), (115), (121) y (125), condensadores (116) y (123) y todas las conducciones son elementos estándar en una planta de tratamientos de gases industriales y bien conocidos en esta técnica.

Según aspectos alternativos de la materia de la invención, el absorbedor no debe quedar limitado a un absorbedor de lecho llenado al azar (“random packed-bed”) con un diámetro aproximado de 6 m (20 pies) una altura aproximada

ES 2 322 305 T3

de 21 m (70 pies) configurado para procesar aproximadamente 849.500 m³/h (30 millones de pies cúbicos estándar por hora) sino que puede incluir varios tipos alternativos, tamaños y capacidades. Por ejemplo, en el caso de que sea deseable un coste reducido de materiales, los absorbedores contemplados pueden incluir absorbedores de lecho llenados de forma estructurada mientras que en aplicaciones que incluyen gases de proceso en crudo o gases con un grado relativamente alto de impurezas, se puede utilizar un absorbedor del tipo de bandejas. De manera similar, en el caso de que se deban purificar cantidades relativamente grandes de gas de proceso se pueden utilizar absorbedores múltiples con igual o distinta capacidad. Las capacidades previstas de gas de proceso incluyen caudales comprendidos entre 28,316 m³/h-1,415,842 m³/h (1-50 millones de pies cúbicos estándar por hora (MMSCF/hr)), no obstante, se prevén también caudales mayores entre 1,415,842-2,831,685 m³/h (50-100 MMSCF/hr). En el caso de que se deban purificar cantidades más reducidas de gas de proceso, se prevén caudales comprendidos entre (2,831 m³-1,415,842 m³/h (0,1-50 MMSCF/hr)) y menores. Como consecuencia, las dimensiones de los absorbedores apropiados pueden variar desde 0,3 m-9,1 m (1 a 30 pies) en diámetro y la altura puede variar entre 15,24-30,48 m (50 y 100 pies).

Con respecto al gas de proceso (160) se prevé que son también apropiados varios gases distintos del gas de escape procedentes de la turbina de combustión con contenido de dióxido de carbono aproximadamente 13% molar. Por ejemplo, dependiendo de la fuente de combustible y el proceso de combustión, el contenido de dióxido de carbono puede variar entre menos de 3% molar y más de 20% molar. Por lo tanto, el contenido de dióxido de carbono puede ser superior a 2% molar, superior a 5% molar y superior a 10% molar. Además se debe apreciar que se prevén también gases distintos de los gases procedentes de una turbina de combustión incluyendo gas natural, diferentes gases de refinera o gases de reformador de vapor, todos los cuales pueden ser pretratados o no. El pretratamiento previsto puede incluir, por lo tanto, fraccionamiento, filtrado, arrastre y combinación o dilución con otros gases. Se prevé además que la presión del gas de proceso no es necesario que esté limitada a 13,7 kPa (2 psig) cuando se alimenta al absorbedor sino que pueden mostrar presiones más elevadas. Las presiones más elevadas que se prevén incluyen presiones menores de aproximadamente 138 kPa (20 psia), menores de 345 kPa (50 psia), menores de 1034 kPa (150 psia) y menores de 2068 kPa (300 psia).

También se prevé que el disolvente en todas las corrientes de disolvente no debe quedar limitado a monoetanolamina (MEA) sino que puede comprender diferentes disolventes alternativos, incluyendo disolventes físicos y químicos y cualquier combinación razonable de los mismos. Por ejemplo, disolventes físicos que incluyen Selexol y metanol, mientras que los disolventes químicos comprenden aminas orgánicas y aminas mixtas. Los disolventes químicos que se prevén de manera específica son MEA, dietanolamina diglicolamina y metildietanolamina. Se deberá apreciar además que son también apropiados codisolventes en combinación con el disolvente previsto. Además, los disolventes previstos pueden comprender aditivos incluyendo antioxidantes, inhibidores de la corrosión y agentes antiespumantes. Con respecto a la carga de dióxido de carbono de los diferentes disolventes se debe apreciar que la carga de dióxido de carbono puede variar en los diferentes disolventes dependiendo de manera predominante del contenido de dióxido de carbono del gas de proceso. Por lo tanto, los datos facilitados para la corriente de disolvente diluido, la corriente de disolvente semidiluido, la corriente de disolvente semirrico y la corriente de disolvente rico no deben ser limitadores.

Además, dependiendo de la naturaleza del gas de proceso y de las características fisicoquímicas del disolvente, la corriente del compuesto gaseoso (150) no está limitada a dióxido de carbono, sino que puede comprender sulfuro de hidrógeno, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno, helio, etc.

En otros aspectos alternativos de la materia de la invención, el regenerador puede incluir varios regeneradores distintos del regenerador estándar con un diámetro aproximado de 3 m (10 pies) y una altura aproximado de 15 m (50 pies). Por ejemplo, en el caso de que se purifiquen cantidades relativamente bajas de gas de proceso pueden ser suficientes regeneradores más pequeños, mientras que para la purificación de cantidades relativamente grandes de gas de proceso se prevé un regenerador único más grande o regeneradores múltiples. En general, el regenerador no está limitado en sus dimensiones o número siempre que regeneradores apropiados regeneren cantidades suficientes de corrientes de disolvente diluido y semidiluido y liberen el compuesto gaseoso. De manera similar, el reebullidor (122) no está limitado a un reebullidor accionado por vapor sino que puede incluir también reebullidores alternativos incluyendo reebullidores con calentamiento por petróleo o calentados directamente por llama o calentados eléctricamente.

Con respecto al calentamiento de la corriente (117) de disolvente rico y el enfriamiento de la corriente de disolvente diluido (126) y de la corriente (127) de disolvente semidiluido se prevé que son también apropiados otros dispositivos distintos al cambiador de calor transversal. Por ejemplo, la corriente de disolvente rico (117) puede ser calentada utilizando el calor residual procedente del reebullidor de vapor o a partir de fuentes de calor distintas del cambiador de calor incluyendo fluidos calientes, gases calientes y electricidad. Se prevé especialmente que la corriente de disolvente rico y caliente sea alimentada a la parte superior del regenerador en una corriente de disolvente único, no obstante, se prevén también configuraciones alternativas. Las configuraciones apropiadas incluyen la alimentación del disolvente rico y caliente en uno o varios puntos del lateral del regenerador.

De manera similar, el enfriamiento de la corriente de disolvente diluido (126) y de la corriente de disolvente semidiluido (127) se puede llevar a cabo con un único dispositivo de refrigeración o dos dispositivos de refrigeración independientes que utilizan como refrigerantes agua, aire u otros. Los dispositivos de refrigeración pueden estar, por lo tanto, acoplados desde el punto de vista energético o pueden ser independientes del proceso de purificación del gas. Si bien los dispositivos de refrigeración (112) y (114) son preferentemente refrigeradores auxiliares acoplados al absorbedor, se prevén varias configuraciones alternativas incluyendo refrigeradores auxiliares múltiples o un único refrigerador auxiliar con dos canales independientes para las dos corrientes de disolvente. En general, las dimensiones,

5 naturaleza del refrigerante y la capacidad de refrigeración no son limitativas para los refrigeradores, siempre que la corriente de disolvente mixto y enfriado se encuentre más fría que la corriente de disolvente mixto y siempre que la corriente de disolvente diluido y enfriado se encuentre más fría que la corriente de disolvente diluido. Los refrigeradores previstos reducen preferentemente la temperatura de la corriente de disolvente diluido y la corriente de disolvente mixto en más de 10°C, más preferentemente más de 25°C y de modo más preferente más de 50°C. Se prevé además que el elemento de conexión (173) no debe estar limitado a una conducción sino que puede tener diferentes tamaños, formas o estructuras siempre que el elemento de conexión alimente el disolvente mixto enfriado al absorbedor. Por ejemplo, los elementos de conexión previstos incluyen una abertura única, una conducción simple o múltiple o conducciones que pueden ser flexibles o no o una valona u otros medios de montaje.

10 En otros aspectos alternativos de la invención, la corriente de disolvente semirrico no es necesario que sea limitada a una corriente de disolvente semirrico con una carga de dióxido de carbono superior a 0,3 sino que puede incluir múltiples corrientes de disolvente semirrico con idénticas o distintas cargas de dióxido de carbono siempre que, como mínimo, una parte de la corriente de disolvente semirrico se mezcle, como mínimo, con una parte de la corriente de disolvente semidiluido. Por ejemplo, se pueden retirar corrientes de disolvente semirrico apropiadas del absorbedor en diferentes posiciones que pueden encontrarse o no a la misma distancia vertical con respecto a la parte superior del absorbedor.

20 Con respecto al elemento (170) del control de flujo del disolvente se prevé que son también apropiados diferentes dispositivos alternativos distintos a un mezclador estático con dos aberturas de entrada y una abertura de salida, siempre que, como mínimo, una parte de la corriente de disolvente semidiluido se mezcle, como mínimo, con una parte de la corriente de disolvente semirrico. Por ejemplo, pueden ser suficientes uno o más de un conector de tuberías de forma simple en T o en Y, especialmente en el caso en que las partes del refrigerador (112) pueden ayudar en la mezcla de las dos corrientes de disolvente. En el caso en que sea deseable controlar la proporción de mezcla de las dos corrientes de disolvente, se prevén elementos adicionales incluyendo una válvula de control de flujo. Se debe apreciar especialmente que una configuración en la que una corriente de disolvente semidiluido se mezcla con una corriente de disolvente semirrico para formar una corriente de disolvente mixto y en el que la corriente de disolvente mixto es enfriada antes de entrar en el absorbedor reduce la energía térmica requerida para eliminar el dióxido de carbono de un gas de escape. Otras ventajas de este diseño comprenden el incremento de capacidad de disolvente y la reducción de la velocidad de circulación del disolvente.

30 En la figura 2, un diagrama de flujo (200) muestra un método de extracción de un componente gaseoso de un gas de proceso, en el que en la primera etapa (210) se facilita una corriente de disolvente diluido y una corriente de disolvente semidiluido. En una segunda etapa (220) el gas de proceso establece contacto en un absorbedor con la corriente de disolvente diluido y la corriente de disolvente semidiluido para producir una corriente de disolvente semirrico y una corriente de disolvente rico y una etapa subsiguiente (230) en la que, como mínimo, una parte de la corriente de disolvente semirrico y, como mínimo, una parte de la corriente de disolvente semidiluido son combinadas para formar una corriente de disolvente mixto. En otra etapa adicional (240) la corriente de disolvente mixto es enfriada y la corriente de disolvente mixto enfriada es introducida en el absorbedor para absorber el componente gaseoso.

40 En una realización preferente, la corriente de disolvente diluido y la corriente de disolvente semidiluido comprenden MEA como disolvente y ambas son producidas mediante un regenerador. El gas de proceso es un gas de escape a baja presión procedente de una turbina de combustión con una presión menor de 138 kPa (20 psia) cuando es alimentado al absorbedor y el componente gaseoso del gas de escape es dióxido de carbono con una concentración que de manera típica es menor de 20% molar y típicamente menor de 10% molar. El gas de escape a baja presión (es decir, menos de 680 kPa (120 psia) cuando es alimentado al absorbedor) recibe contacto en el absorbedor con una contracorriente de disolvente diluido que tiene una carga de dióxido de carbono aproximada de 0,2 y una corriente de disolvente semidiluido con una carga de dióxido de carbono aproximada de 0,4, para producir una corriente de disolvente semirrico que tiene una carga de dióxido de carbono superior a 0,3 y una corriente de disolvente rico que tiene una carga de dióxido de carbono de 0,5 aproximadamente. A continuación, la corriente de disolvente semirrico y la corriente de disolvente semidiluido son combinadas en un mezclador estático para formar una corriente de disolvente mixto. A continuación, la corriente de disolvente mixto es enfriada mediante un refrigerador auxiliar para formar una corriente de disolvente mixto enfriada y la corriente de disolvente mixto enfriada es alimentada al absorbedor.

55 Con respecto a componentes idénticos entre el método preferente de la figura 2 y los componentes preferentes de la figura 1 son aplicables iguales consideraciones que en lo anterior.

60 Por lo tanto, se han dado a conocer realizaciones específicas y aplicaciones de métodos y aparatos mejorados para la extracción de un componente gaseoso de un gas de proceso. No obstante, quedará evidente para los técnicos en la materia que se puede introducir muchas otras modificaciones además de las ya descritas sin salir de los conceptos inventivos que se han expuesto. La materia inventiva, por lo tanto, no debe quedar restringida excepto en el espíritu de las reivindicaciones adjuntas. Además, al interpretar tanto la descripción como las reivindicaciones, todos los términos deben ser interpretados de la manera más amplia posible que es compatible con el contexto. En particular, los términos “comprende” y “comprendiendo” se deben interpretar que hacen referencia a elementos, componentes o fases de manera no exclusiva, indicando que los elementos referenciados, componentes o etapas pueden encontrarse presentes o pueden ser utilizados o se pueden combinar con otros elementos, componentes o fases que no se explican de manera expresa.

REIVINDICACIONES

1. Instalación de recuperación (100) que recupera un componente gaseoso de un gas de proceso, que comprende:

un absorbedor (110) configurado para utilizar un disolvente diluido y un disolvente semidiluido para absorber el componente gaseoso del gas de proceso y en el que el absorbedor (100) está configurado además para producir un disolvente rico, un disolvente semirrico y un gas de proceso diluido;

un regenerador (120) acoplado fluidicamente al absorbedor (110) y configurado para producir tanto el disolvente diluido como el disolvente semidiluido;

en el que el regenerador (120) está configurado además para recibir, como mínimo, una parte del disolvente rico y para extraer el componente gaseoso de dicho disolvente rico, regenerando de esta manera el disolvente diluido y el disolvente semidiluido;

un elemento de control de flujo del disolvente (170), acoplado fluidicamente al absorbedor (110) y configurado para combinar, como mínimo, una parte del disolvente semirrico con, como mínimo, una parte del disolvente semidiluido para formar un disolvente mixto;

un refrigerador (112) acoplado fluidicamente al absorbedor (110), de manera que el refrigerador (112) está configurado para refrigerar el disolvente mixto; y

un elemento de conexión (173) configurado para alimentar el disolvente mixto enfriado al absorbedor (110).

2. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 1, que comprende además una turbina de combustión acoplada fluidicamente al absorbedor (110) de manera tal que la turbina de combustión proporciona un gas de escape al absorbedor (110) como gas de proceso.

3. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 2, en la que la turbina de combustión está configurada de manera tal que produce un gas de proceso que tiene una concentración de dióxido de carbono superior a 10% molar.

4. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 2, en la que la turbina de combustión está configurada de manera tal que produce un gas de proceso que tiene una concentración de dióxido de carbono superior a 5% molar.

5. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 2, en la que la turbina de combustión está configurada de manera tal que produce un gas de proceso que tiene una concentración de dióxido de carbono superior a 2% molar.

6. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 1, en la que el absorbedor (110) está configurado para permitir el funcionamiento a una presión menor de 1,37895 bar (20 psia) y en el que el regenerador (120) está configurado para permitir el funcionamiento a una presión por encima de la presión del absorbedor.

7. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 1, en la que el regenerador (120) está configurado para recibir el disolvente rico a la parte superior del regenerador (120) en una única corriente de disolvente rico.

8. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 1, en la que el refrigerador (112) está configurado para tener una capacidad suficiente para reducir la temperatura del disolvente mixto en más de 50°C.

9. Instalación de recuperación (100) según la reivindicación 1, en la que el refrigerador (112) está configurado de manera que tenga capacidad suficiente para reducir la temperatura del disolvente mixto en más de 10°C.

10. Método para la extracción de un componente gaseoso de un gas de proceso, que comprende:

proporcionar una corriente de disolvente diluido (126) y una corriente de disolvente semidiluido (127);

alimentar el gas de proceso en un absorbedor (110) con la corriente (126) de disolvente diluido y la corriente (127) de disolvente semidiluido para producir una corriente (118) de disolvente semirrico y una corriente (117) de disolvente rico, de manera que el absorbedor (110) funciona a una presión menor de 1,37895 bar (20 psia);

produciendo, como mínimo, una parte del disolvente diluido y, como mínimo, una parte del disolvente semidiluido en un regenerador (120), de manera que el regenerador funciona a una presión por encima de la presión del absorbedor;

combinando, como mínimo, una parte de la corriente (118) de disolvente semirrico, como mínimo, una parte de la corriente (127) de disolvente semidiluido para formar una corriente (171) de disolvente mixto; y

refrigerar la corriente de disolvente mixto (171) e introducir la corriente (171) de disolvente mixto y enfriado en el absorbedor (110) para absorber el componente gaseoso.

ES 2 322 305 T3

11. Método según la reivindicación 10, en el que el gas de proceso comprende gases de escape.

12. Método según la reivindicación 10, en el que el gas de proceso comprende dióxido de carbono.

5 13. Método según la reivindicación 12, en el que el dióxido de carbono se encuentra presente en el gas de proceso en una concentración menor de 10% molar.

10 14. Método según la reivindicación 12, en el que el dióxido de carbono se encuentra presente en el gas de proceso en una concentración menor de 20% molar.

15 15. Método según la reivindicación 10, en el que el disolvente diluido comprende monoetanolamina.

15

20

25

30

35

40

45

50

55

60

65

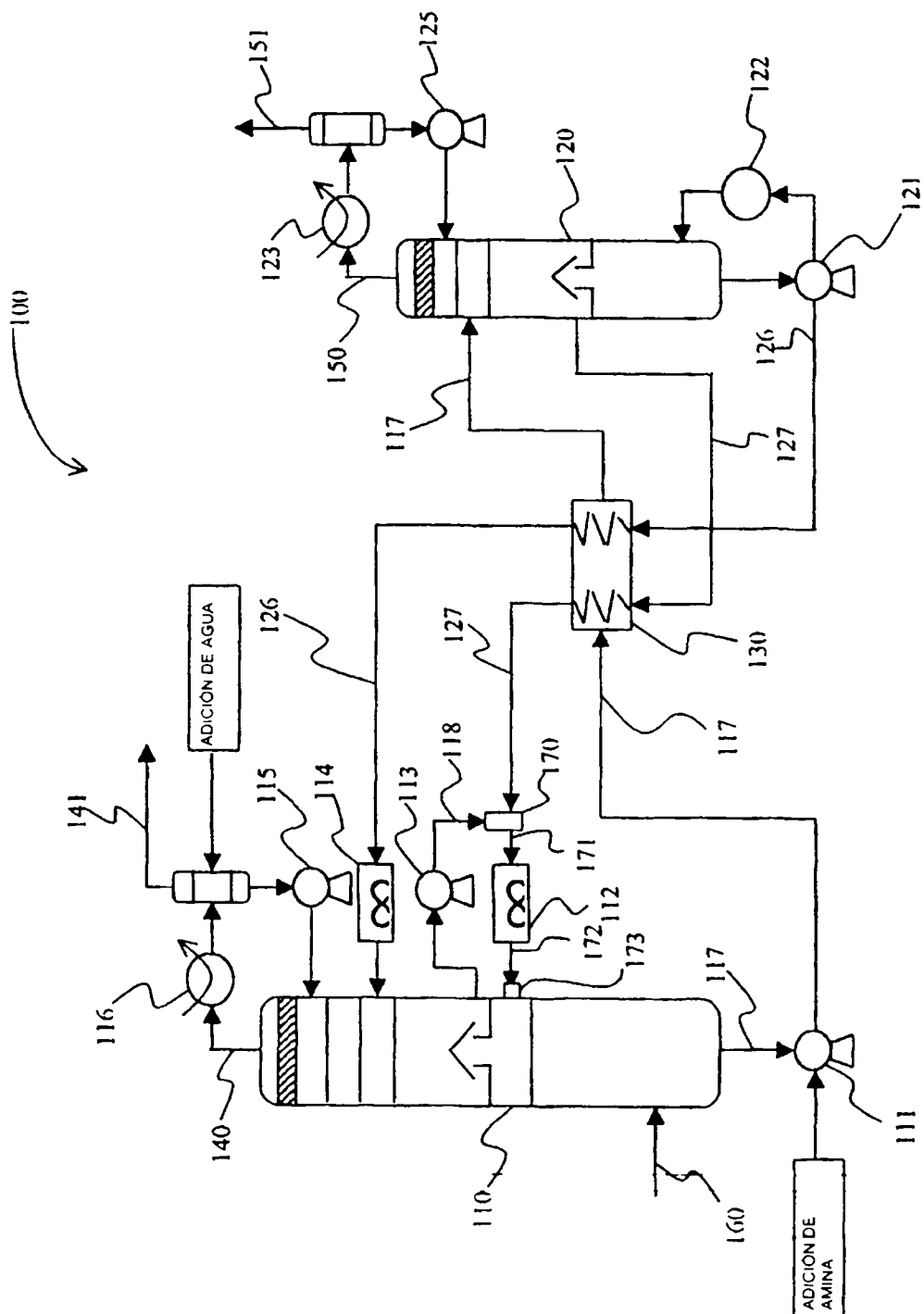


Figura 1

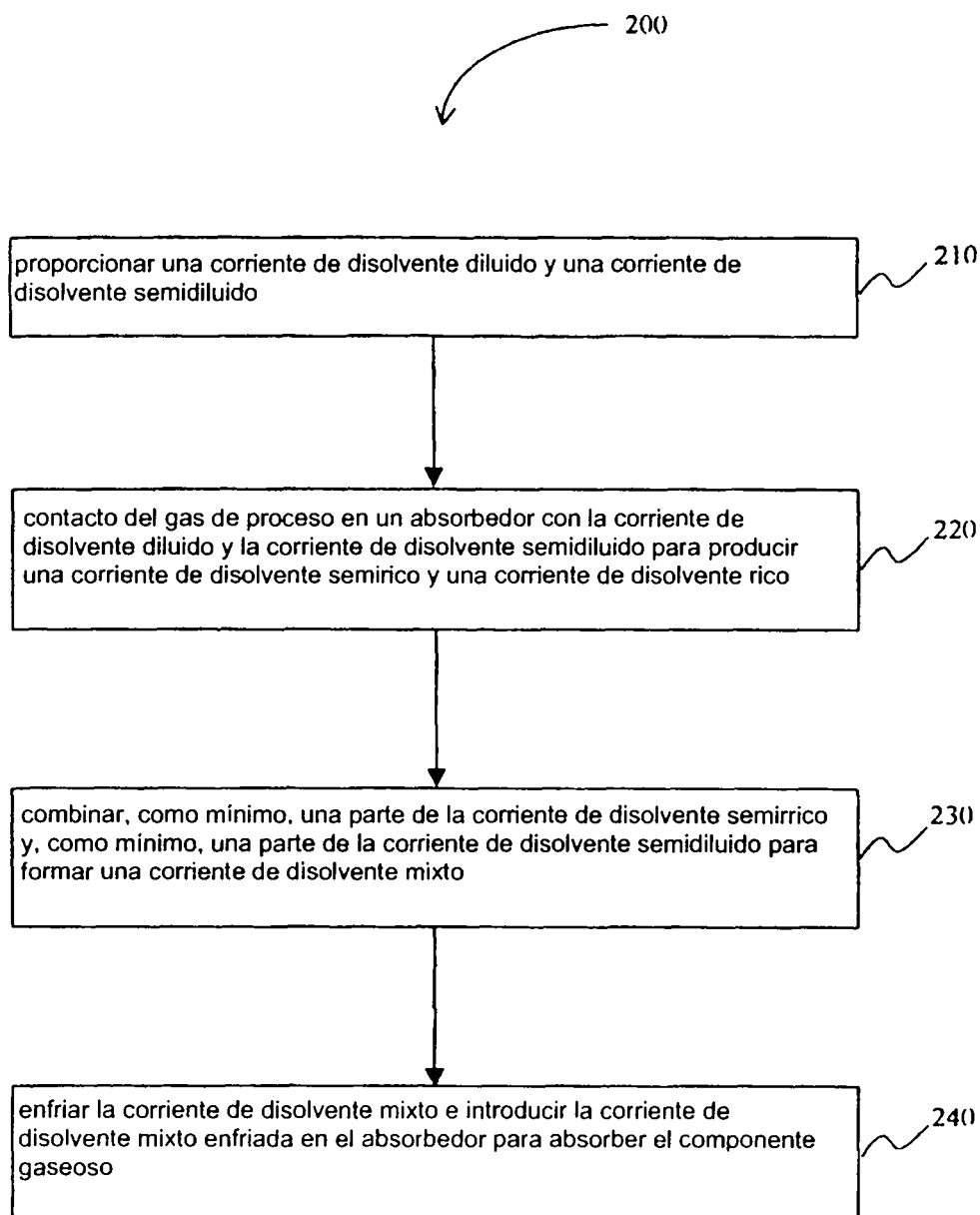


Figura 2