

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 600 741**

51 Int. Cl.:

B01D 53/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **19.08.2013 PCT/EP2013/067217**

87 Fecha y número de publicación internacional: **13.03.2014 WO14037214**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **19.08.2013 E 13750876 (8)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **27.07.2016 EP 2892633**

54 Título: **Método para la separación de gases ácidos de una corriente de fluido que contiene agua**

30 Prioridad:

05.09.2012 US 201261696827 P
05.09.2012 EP 12183132

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
10.02.2017

73 Titular/es:

BASF SE (100.0%)
Carl-Bosch-Strasse 38
67056 Ludwigshafen am Rhein, DE

72 Inventor/es:

KATZ, TORSTEN y
BARTLING, KARSTEN

74 Agente/Representante:

CARVAJAL Y URQUIJO, Isabel

ES 2 600 741 T3

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

DESCRIPCIÓN

Método para la separación de gases ácidos de una corriente de fluido que contiene agua

La presente invención se refiere a un método para la separación de gases ácidos de una corriente de fluido que contiene agua.

5 Numerosas corrientes de fluido contienen gases ácidos, como por ejemplo CO₂, H₂S, SO₂, CS₂, HCN, COS o mercaptanos. Estas corrientes de fluido pueden ser por ejemplo corrientes gaseosas como gas natural, gas de refinería, gas de síntesis, gases de combustión o gases de reacción, que consisten en materiales residuales que contienen sustancias orgánicas de la producción de compost. La eliminación de los gases ácidos de estas corrientes de fluido es deseable por diferentes razones.

10 La eliminación de dióxido de carbono de gases de combustión sirve en particular para reducir la emisión de dióxido de carbono, la cual es denominada la causa principal para el denominado efecto invernadero.

El gas de síntesis consiste esencialmente en monóxido de carbono e hidrógeno. El gas de síntesis es producido en general por oxidación parcial o reformado de hidrocarburos con vapor. El gas de síntesis crudo contiene gases ácidos como dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno o sulfuro de carbonilo, los cuales tienen que ser eliminados.

15 El contenido de gases ácidos en el gas natural es reducido mediante medidas adecuadas de acondicionamiento de inmediato en la fuente del gas natural, dado que estos forman ácidos en el agua que lleva consigo frecuentemente el gas natural, los cuales tienen acción corrosiva.

A escala industrial, para la eliminación de gases ácidos, como dióxido de carbono, de las corrientes de fluido se usan como agentes de absorción frecuentemente soluciones acuosas de bases orgánicas, por ejemplo aminas como en particular alcanolaminas. En la disolución de gases ácidos se forman al respecto a partir de la base y los componentes del gas ácido, productos iónicos. El agente de absorción puede ser regenerado mediante calentamiento, reducción de presión o arrastre, en los que los productos iónicos reaccionan de vuelta hasta gases ácidos y/o los gases ácidos son arrastrados por medio de vapor. Después del proceso de regeneración, puede usarse nuevamente el agente de absorción.

25 Sin embargo, las aminas usadas exhiben una presión de vapor no despreciable. Por ello, la corriente de fluido libre de gases ácidos contiene trazas de aminas. La contaminación de la corriente de fluido tratada es indeseable por varias razones. De este modo es una desventaja cuando con el gas de combustión tratado, escapan al ambiente trazas de aminas. El gas de síntesis es el material de partida de otras transformaciones catalíticas. Al respecto, las trazas de amina pueden actuar como tóxico del catalizador. El contenido de aminas en el gas natural o el LPG (gas licuado de petróleo) producido mediante licuefacción del mismo puede estar igualmente sometido a limitaciones.

30 En el estado de la técnica se ha propuesto lavar la corriente de fluido tratada con un líquido acuoso, para transferir al líquido acuoso, al menos parcialmente, la amina acompañante.

El documento EP 0 798 029 A2 manifiesta un método en el cual se trata un gas para la absorción de dióxido de carbono, con un compuesto básico de amina y se pone en contacto entonces a 20 a 60 °C el gas tratado con una fase acuosa, para transferir a la fase acuosa por lo menos parcialmente la amina básica transportada. Preferiblemente la fase acuosa debería ser un condensado, el cual se condensa a partir del dióxido de carbono liberado en la torre de regeneración.

40 El documento EP 0 502 596 A1 enseña un método para la eliminación de CO₂ de un gas de escape de combustión, en el que en una primera etapa se pone en contacto el gas de escape de combustión con un agente de absorción el cual contiene una solución acuosa de una alcanolamina, se condensa agua mediante el enfriamiento del gas de escape de combustión y en una segunda etapa se pone en contacto el agua condensada con el gas de escape de combustión empobrecido en dióxido de carbono.

45 El documento EP 1 132 125 A1 manifiesta un método para el control de la concentración de un agente de absorción, en una instalación para la separación de CO₂, en el que la temperatura del agua circulante en una zona de lavado, es controlada dependiendo del estado de líquido en el fondo de la torre de absorción.

El documento EP 1 334 759 A1 enseña un método y un dispositivo para la recuperación de amina, en el que la amina que está presente en una corriente gaseosa libre de CO₂, es eliminada de la corriente de gas mediante varias etapas de lavado consecutivas.

50 A partir del documento US 2008/0159937 surge un método para la eliminación de dióxido de carbono de una corriente de gas, en el cual la corriente de gas empobrecida en dióxido de carbono es lavada con agua en una sección de empaque de la columna de absorción. El agua puede ser condensada de la cabeza de la columna de

regeneración o agua fresca para la compensación de cantidades perdidas.

En forma de vapor de agua que es descargado sobre la corriente de fluido tratada y los gases ácidos liberados, o debido a otras pérdidas físicas, una instalación para eliminación de gases ácidos pierde agua corriente circulante. Por ello, para compensar las pérdidas y preservar el balance de agua de la instalación, es por regla general necesario agregar periódicamente agua fresca al circuito de agente de absorción, para compensar las cantidades perdidas (agua de compensación). El agua fresca para la compensación de las cantidades perdidas no debería contener ninguna sustancia disuelta y es por ejemplo agua desmineralizada o condensado de vapor.

Por otro lado, bajo determinadas condiciones, en la instalación de eliminación de gases ácidos puede registrarse más agua que la descargada sobre la corriente tratada de fluido y gases ácidos liberados. Este es en particular entonces el caso cuando (i) la corriente de fluido que va a ser tratada exhibe un elevado contenido de agua o está saturada en vapor de agua, (ii) la corriente de fluido que va a ser tratada está muy fría en la zona de lavado o corriente abajo a la zona de lavado, para garantizar una eficiente retención de amina, y/o (iii) la corriente de fluido que va a ser tratada contiene una proporción relativamente baja de gases ácidos y por ello la corriente volumétrica de los gases ácidos liberados en el regenerador, es pequeña.

En este caso es necesario retirar agua de la instalación de eliminación de gases ácidos, para impedir una dilución no controlada del agente de absorción, por agua condensada.

El documento EP 2 228 119 A1 enseña un método para la eliminación de gases ácidos de un gas, en el cual se elimina una parte del agua presente en los gases ácidos. Esto puede ocurrir mediante la eliminación de una parte del condensado de cabeza del regenerador y la no conducción como retorno al regenerador.

La corriente de condensados de una instalación para eliminación de gases ácidos contiene cantidades más o menos grandes de aminas. Por ello, en la extracción de una cantidad parcial de una corriente de condensado, se retiran pequeñas cantidades de amina circulante de la instalación. Esto acarrea problemas económicos y ecológicos. Por un lado, para la disposición segura, el agua residual tiene que ser tratada de manera costosa. Por otro lado, tienen que reemplazarse las pérdidas de amina de manera corriente o periódica. Concretamente existe la posibilidad de recuperar la amina presente del condensado que sale, por ejemplo por destilación. En general, debido a su elevado requerimiento energético, tales métodos no son sostenibles desde el punto de vista económico.

El documento US 2003/0045756 manifiesta un método para la eliminación de dióxido de carbono de una corriente de gas, con lavado con agua para la eliminación de la amina.

La presente invención basa el objetivo en establecer un método para la eliminación de gases ácidos de corrientes acuosas de fluido, en particular para la eliminación de gases ácidos de gas natural, el cual permite esencialmente sin requerimiento energético adicional, una retención eficiente de aminas de la corriente de fluido tratada, preservando el balance de agua de la instalación de eliminación de gases ácidos.

El objetivo se logra mediante un método para la separación de gases ácidos de una corriente de fluido que contiene agua, en el que

a) se pone en contacto la corriente de fluido que contiene agua en una zona de absorción con un agente de absorción, el cual contiene por lo menos una amina, en el que se obtiene una corriente de fluido que no tiene ácidos y un agente de absorción cargado con gases ácidos,

b) se pone en contacto la corriente de fluido que no tiene ácidos en una zona de lavado con un líquido acuoso de lavado, mediante el cual se conduce el líquido de lavado en el paso individual sin bombear, para transferir por lo menos parcialmente la amina arrastrada al líquido de lavado, en el que se obtiene una corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos y líquido de lavado cargado con amina,

c) se enfría la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos, corriente abajo de la zona de lavado, en la que se condensa un condensado de cabeza del equipo de absorción, de la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos,

d) se conduce el agente de absorción cargado a la zona de desorción, en la cual se liberan por lo menos parcialmente los gases ácidos, en el que se obtiene un agente de absorción regenerado y gases ácidos desorbidos,

e) se retorna el agente de absorción regenerado a la zona de absorción, para formar un circuito de agente de absorción,

f) se introduce el líquido de lavado cargado con amina y el condensado de cabeza del equipo de absorción en el circuito de agente de absorción, y

g) se conducen los gases ácidos desorbidos a través de una zona de enriquecimiento que tiene un empaquetado

estructurado, un empaquetado desordenado y/o una pluralidad de fondos y que en la cabeza de la zona de enriquecimiento enfría los gases ácidos que escapan, para separar por condensación desde los gases ácidos un condensado de cabeza de equipo de desorción, el cual es retornado parcialmente a la zona de enriquecimiento y retirado parcialmente del proceso.

- 5 La corriente de fluido que tiene agua es puesta en contacto en una zona de absorción con un agente de absorción, el cual contiene por lo menos una amina. Al respecto se obtiene una corriente de fluido por lo menos parcialmente desacidificada (presente como la denominada corriente de fluido desacidificada) y un agente de absorción cargado con gases ácidos. El tratamiento de la corriente de fluido con el agente de absorción ocurre preferiblemente en contracorriente. Al respecto, la corriente de fluido es inyectada en general en una región inferior y el agente de absorción en una región superior de la zona de absorción. Para el mejoramiento del contacto y generación de una gran interfase de intercambio de material, la zona de absorción contiene por regla general deflectores, por ejemplo cuerpos de relleno, empaquetados y/o pisos. El tratamiento de la corriente de fluido con el agente de absorción ocurre de manera adecuada en una torre de absorción o bien columna de absorción, por ejemplo una columna con cuerpo de relleno, empaquetados o pisos. Se considera como zona de absorción la sección de una columna de absorción, en la cual la corriente de fluido está en contacto de intercambio de material con el agente de absorción.

La temperatura del agente de absorción introducido en la zona de absorción es en general de aproximadamente 20 a 60°C.

- 20 Se pone entonces en contacto la corriente de fluido que no tiene ácidos, en una zona de lavado con un líquido acuoso de lavado, para transferir por lo menos parcialmente al líquido de lavado la amina arrastrada. Al respecto, se obtiene una corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos y un líquido de lavado cargado con amina. El lavado de acuerdo con la invención de la corriente de fluidos que no tiene ácidos, con el líquido acuoso de lavado garantiza la eliminación de la mayoría de la amina arrastrada así como dado el caso productos de descomposición de la amina arrastrada.

- 25 Como líquidos acuosos de lavado son adecuados líquidos acuosos, que están ampliamente libres de aminas y productos de descomposición de aminas. Típicamente, el líquido de lavado contiene menos de 2 % en peso, preferiblemente menos de 1 % en peso, de modo particular preferiblemente menos de 5000 ppm en peso de amina y productos de descomposición de amina. Los líquidos de lavado pueden ser líquidos intrínsecos, es decir líquidos acuosos que surgen en otro sitio del proceso, o líquidos acuosos suministrados desde fuera.

- 30 Preferiblemente, el líquido de lavado comprende condensado de cabeza del equipo de absorción, condensado de cabeza del equipo de desorción y/o agua fresca.

- 35 En formas preferidas de realización, el líquido de lavado está formado total o parcialmente de condensado de cabeza del equipo de absorción, el cual surge en el enfriamiento corriente abajo de la corriente de fluidos, que no tiene amina ni ácidos y es conducido a la zona de lavado. Para alcanzar una humectación suficiente de los deflectores en la zona de lavado, puede ser deseable además conducir otro líquido acuoso a la zona de lavado. Por ello, en una forma preferida de realización se conduce a la zona de lavado una parte del condensado de cabeza del equipo de desorción, como líquido de lavado. Como líquido acuoso adicional, se prefiere el uso del condensado de cabeza del equipo de desorción, porque él está sin efecto sobre el balance de agua de la totalidad del sistema y esta fase acuosa está ampliamente libre de impurezas de amina. En determinadas formas de realización, el líquido de lavado comprende además agua fresca (agua de reposición), que es conducida a la zona de lavado.

- 40 En determinados casos, puede preferirse que el líquido de lavado no tenga condensado de cabeza del equipo de absorción y por ejemplo esté formado exclusivamente de condensado de cabeza del equipo de desorción y/o agua fresca. Este es el caso por ejemplo cuando el condensado de cabeza del equipo de absorción contiene componentes hidrófobos volátiles, como hidrocarburos, que se separan por condensación junto con condensado acuoso de la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos. El condensado bifásico de cabeza del equipo de absorción puede en este caso conducir a formación no deseada de espuma en la zona de lavado. En este caso, puede ser ventajoso combinar el condensado de cabeza del equipo de absorción con el agente de absorción cargado, por ejemplo en lo cual el condensado de cabeza del equipo de absorción se conduce a un recipiente de expansión descrito posteriormente.

- 50 En la zona de lavado se conduce la corriente de fluido que no tiene ácidos en contracorriente hacia el líquido de lavado. Preferiblemente, la zona de lavado exhibe cuerpos de relleno, empaquetados y/o suelos, para aumentar la intensidad del contacto de la corriente de fluido con el líquido de lavado. El líquido de lavado puede ser distribuido por encima de la zona de lavado mediante un distribuidor adecuado de líquido, sobre la sección transversal de la zona de lavado.

- 55 En formas preferidas de realización, la zona de lavado está formada como sección de una columna de absorción dispuesta por encima de la zona de absorción. Para ello, la zona de lavado es una sección de la columna de

absorción formada como sección de retrolavado o parte de refuerzo, por encima de la inyección del agente absorción.

En una forma de realización no de acuerdo con la invención, se recicla el líquido de lavado sobre la zona de lavado. Para ello, se colecta el líquido de lavado por debajo de la zona de lavado, por ejemplo en el medio de un suelo adecuado de recolección y mediante una bomba se envía al extremo superior de la zona de lavado. Puede enfriarse el líquido reciclado de lavado, preferiblemente una temperatura de 20 a 70 °C, en particular 30 a 60 °C. Para ello, de manera conveniente el líquido de lavado es bombeado hasta un enfriador. Para evitar una acumulación en el líquido de lavado, de componentes del agente de absorción retirados por lavado, se retira de la zona de lavado una corriente parcial del líquido de lavado, como líquido de lavado cargado de amina. Mediante el reciclaje y opcional enfriamiento del líquido de lavado, puede elevarse el efecto del lavado. Sin embargo, mediante el reciclaje ocurre una retromezcla del líquido de lavado. Para elevadas relaciones de reciclaje puede alcanzarse en la zona de lavado solo un máximo del efecto de una etapa teórica de separación, independientemente de la longitud de la ruta de contacto en la zona de lavado. Se define la relación de reciclaje como la relación de cantidad bombeada del líquido de lavado a la cantidad de la corriente parcial que sale. Por ello, por reciclaje del líquido de lavado puede alcanzarse sólo una limitada reducción de la concentración de aminas arrastradas en la corriente de fluido que no tiene ácidos. Por ello, no se prefiere el reciclaje del líquido de lavado.

De acuerdo con la invención, se conduce el líquido acuoso de lavado en el paso individual sin bombear, a través de la zona de lavado. El líquido de lavado que sale de la zona de lavado es conducido preferiblemente a la zona de absorción.

Después de abandonar la zona de lavado, la corriente de fluido que no contiene amina ni ácidos está saturada con vapor de agua. Con el vapor de agua, la corriente de fluido que no contiene amina ni ácidos conduce consigo aún trazas de aminas y/o productos de descomposición de aminas. Para una eliminación amplia de las aminas y/o productos de descomposición de amina arrastrados, se enfría corriente abajo la corriente de fluido que no contiene amina ni ácidos (referida a la dirección de flujo de la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos) hasta la zona de lavado, en lo que se separa por condensación un condensado acuoso. El condensado acuoso es denominado actualmente como condensado de cabeza del equipo de absorción.

Preferiblemente se enfría la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos, a una temperatura de 5 °C a 40 °C, de modo particular preferiblemente a una temperatura de 17 °C a 27 °C. De modo conveniente se enfría la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos a una temperatura, que es inferior a la temperatura de la corriente de fluidos que tiene agua. La diferencia de temperatura entre la corriente fría de fluido que no tiene amina ni ácidos y la corriente de fluido que tiene agua es por ejemplo por lo menos 2 K, preferiblemente por lo menos 5 K, de modo particular preferiblemente por lo menos 10 K, con máxima preferencia preferiblemente 10 a 30 K. Con el incremento de diferencia de temperatura, se separa por condensación una cantidad creciente de la corriente de fluido que tiene agua y no tiene ácidos, como condensado de cabeza del equipo de absorción y cantidades residuales de amina allí disueltas.

El enfriamiento de la corriente de fluidos que no tiene amina ni ácidos corriente abajo hasta la zona de lavado ocurre preferiblemente por intercambio indirecto de calor (enfriamiento indirecto). Como enfriadores indirectos son adecuados todos los intercambiadores de calor que son adecuados para el enfriamiento de gases o fluidos. Son adecuados por ejemplo intercambiadores de calor de camisa hueca. La corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos fluye hacia abajo a través de los tubos del intercambiador de calor. El medio de enfriamiento fluye hacia arriba a través de la camisa del intercambiador de calor. En el enfriamiento de la corriente de fluidos que no tiene amina ni ácido condensa líquido en los tubos y fluye hacia abajo. Para la separación del condensado de cabeza del equipo de absorción se usa una unidad de separación de fases o colector (tambores de descarga).

Puesto que el condensado de cabeza del equipo de absorción contiene sólo pequeñas cantidades de aminas y/o productos de descomposición de amina disueltos, puede ser conducido como líquido de lavado a la zona de lavado.

Para evitar una pérdida de la amina presente en el líquido de lavado cargado con amina y en el condensado de cabeza del equipo de absorción, se introducen el líquido de lavado cargado de amina y el condensado de cabeza del equipo de absorción, en el circuito de agente de absorción. Esto puede ocurrir mediante combinación inmediata o no inmediata con el agente de absorción cargado y/o regenerado.

Se entiende por combinación inmediata con el agente de absorción, la introducción directa del líquido de lavado cargado con amina y/o del condensado de cabeza del equipo de absorción, en el agente de absorción cargado y/o regenerado, por ejemplo en una conducción que lleva agente de absorción cargado y/o regenerado, o al fondo de la columna de absorción o desorción. Se entiende por combinación no inmediata con el agente de absorción, que el líquido de lavado cargado con amina y/o el condensado de cabeza del equipo de absorción se usan primero por ejemplo para el lavado o enfriamiento de corrientes de fluido, pero finalmente se combinan con el agente de absorción cargado y/o regenerado.

En general, se prefiere conducir el líquido de lavado cargado con amina a la zona de absorción, en la cual se combina el líquido de lavado cargado con amina con el agente de absorción. El condensado de cabeza del equipo de absorción es conducido preferiblemente como líquido de lavado a la zona de lavado.

5 El agente de absorción cargado con gases ácidos es conducido a una zona de desorción, en la cual se liberan por lo menos parcialmente los gases ácidos. Al respecto, se obtiene un agente de absorción regenerado, el cual es retornado a la zona de absorción, y gases ácidos desorbidos.

10 En general, el líquido de absorción cargado es regenerado mediante calentamiento, por ejemplo a 70 a 150 °C, reducción de la presión, arrastre con un fluido inerte o una combinación de dos o todas estas medidas. Preferiblemente, el líquido de absorción cargado es regenerado en un equipo de fraccionamiento. El gas de arrastre requerido para el fraccionamiento es generado mediante evaporación parcial del líquido de absorción en el fondo del equipo de fraccionamiento.

15 La configuración preferida de la desorción depende de la presión en la zona de absorción. Si la corriente de fluido que contiene agua exhibe una presión notoriamente alta en comparación con la atmósfera circundante de 20 a 120 bar, preferiblemente 35 a 95 bar, de modo particular preferiblemente 50 a 70 bar, se ofrece para la desorción la reducción de la presión hasta 0,5 a 5 bar, preferiblemente 0,7 a 3,5 bar, de modo particular preferiblemente 0,9 a 2,0 bar. Si la corriente de fluido que contiene agua exhibe una presión de 0,5 a 5 bar, preferiblemente 0,7 a 3,5 bar, de modo particular preferiblemente 0,9 a 2,0 bar, entonces se ofrece para la desorción el calentamiento del agente de absorción cargado con gases ácidos, a una temperatura de 20 a 150 °C, preferiblemente 100 a 140 °C, de modo particular preferiblemente 110 a 130 °C. En una forma preferida de realización, para la regeneración del agente de absorción cargado con gases ácidos en la zona de desorción, se reduce la presión y se calienta.

20 En una forma preferida de realización, en un recipiente de expansión se reduce la presión del agente de absorción cargado, en lo que se obtiene una fase gaseosa y agente de absorción con presión reducida. El agente de absorción con presión reducida es entonces conducido a la zona de desorción. Con expansión, se liberan los componentes coabsorbidos de la corriente de fluido, como gases inertes, oxígeno y/o hidrocarburos. Con expansión pueden liberarse también pequeñas cantidades de los gases ácidos. En el recipiente de expansión se ajusta la presión preferiblemente de modo que no se libera la mayoría de los gases ácidos. En determinadas formas de realización, la presión en el recipiente de alivio puede ser 1,0 a 9 bar, preferiblemente 1,5 a 6 bar. La presión puede ser sólo levemente mayor o incluso menor a la presión en la zona de desorción, por lo cual en determinadas formas de realización el agente de absorción con presión reducida es bombeado desde el recipiente de expansión hasta la zona de desorción.

25 En determinadas formas de realización se conduce el condensado de cabeza del equipo de absorción de manera total o parcial, al recipiente de expansión y de ese modo se introduce en el circuito de agente de absorción. Se prefiere esto cuando el condensado de cabeza del equipo de absorción contiene componentes volátiles hidrófobos como hidrocarburos. En el recipiente de alivio pueden escapar con la fase gaseosa, los componentes volátiles del condensado de cabeza del equipo de absorción.

30 Antes de introducir nuevamente el agente de absorción regenerado en la zona de absorción, se le enfría a una temperatura adecuada de absorción. Para aprovechar la energía contenida en el agente de absorción caliente regenerado, se prefiere calentar previamente el agente de absorción cargado de la zona de absorción, mediante intercambio indirecto de calor con el agente de absorción caliente regenerado. Mediante el intercambio de calor se lleva el agente de absorción cargado hasta una temperatura superior, de modo que en la etapa de regeneración se requiere un bajo uso de energía. Mediante el intercambio de calor puede ocurrir también ya una regeneración parcial del agente de absorción cargado, con liberación de gases ácidos.

35 Los gases ácidos desorbidos son conducidos de acuerdo con la invención a través de una zona de enriquecimiento. Los gases ácidos que escapan en la cabeza de la zona de enriquecimiento son enfriados para separar por condensación una fase acuosa, la cual en este caso es denominada como condensado de cabeza del equipo de desorción. El condensado de cabeza del equipo de desorción es devuelto parcialmente como retorno a la zona de enriquecimiento y retirado parcialmente el proceso. Mediante el retiro de una parte del condensado de cabeza del equipo de desorción se mantiene el balance de agua del sistema total y se reduce una acumulación de agua en el sistema. El retiro puede ocurrir por ejemplo por medio de un divisor de retorno ajustable. El retiro de una parte del condensado de cabeza del equipo de desorción ocurre preferiblemente de acuerdo con la preservación del balance de agua del proceso. Parámetros, como el nivel del líquido en determinados recipientes del circuito de agente de absorción o la concentración de la amina en el agente de absorción, pueden ser medidos de manera continua o periódica y ser usados para el control de la cantidad condensado de cabeza del equipo de desorción, que es retirado. Una región adecuada para la medición del nivel del líquido en el circuito de agente de absorción, se distingue porque el nivel de llenado aumenta por acumulación de agua en el circuito de agente de absorción y desciende por pérdida de agua. Preferiblemente la medición del nivel de líquido ocurre en el fondo de la columna de desorción o un recipiente amortiguador, el cual está comunicado con el circuito de agente de absorción.

ES 2 600 741 T3

La zona de enriquecimiento, a través de la cual se conducen los gases ácidos desorbidos, está dispuesta preferiblemente sobre la zona de desorción y en una forma particularmente preferida de realización dispuesta por encima de la zona de desorción y en la columna de desorción.

5 La zona de enriquecimiento exhibe un empaquetamiento estructurado, un empaquetamiento desordenado y/o una multiplicidad de pisos. Preferiblemente el empaquetamiento estructurado o el empaquetamiento desordenado exhiben una altura de por lo menos 1,5 metros, en particular por lo menos 1,8 metros. La altura del empaquetamiento estructurado o empaquetamiento desordenado es por ejemplo de hasta 3,0 metros. La superficie geométrica del empaquetamiento estructurado de la zona de enriquecimiento puede estar entre 100 y 600 m²/m³, preferiblemente entre 140 y 500 m²/m³, de modo particular preferiblemente entre 180 y 400 m²/m³.

10 Si la zona de enriquecimiento comprende pisos, el número de pisos es preferiblemente de por lo menos 4, en particular por lo menos 5, más preferiblemente por lo menos 6, y con máxima preferencia por lo menos 8. El número de pisos puede ser de hasta 14, preferiblemente hasta 12 o hasta 10. En general se prefiere un número de pisos de 6 a 10.

15 En la zona de enriquecimiento se afinan trazas de las aminas arrastradas de los gases ácidos liberados, mediante el retorno de una parte del condensado de cabeza del equipo de desorción, de modo que los gases ácidos que escapan en la cabeza de la zona de enriquecimiento están ampliamente libres de impurezas de amina. El condensado de cabeza del equipo de desorción, el cual se separa por condensación de los gases ácidos que escapan la cabeza de la zona de enriquecimiento, está por ello así mismo ampliamente libre de impurezas de amina y puede ser retirado parcialmente del proceso sin pérdida apreciable de amina. Cuanto más alto es el poder de separación de la zona de enriquecimiento, tanto menor es la pérdida de aminas por la corriente de gas ácido.

20 El condensado de cabeza del equipo de desorción contiene menos de 500 ppm en peso, preferiblemente menos de 300 ppm en peso, más preferiblemente menos de 200 ppm en peso, de modo particular preferiblemente menos de 100 ppm en peso, de modo muy particular preferiblemente menos de 50 ppm en peso, con máxima preferencia menos de 30 ppm en peso de amina y productos de descomposición de amina.

25 El método de acuerdo con la invención es adecuado para el tratamiento de corrientes de fluido que contienen agua, en particular corrientes de gas de todo tipo que contienen agua. Los gases ácidos son en particular CO₂, H₂S, COS y mercaptanos. Además, pueden eliminarse también SO₃, SO₂, CS₂ y HCN. Por regla general, los gases ácidos comprenden por lo menos CO₂ o consisten predominantemente en CO₂.

30 En una forma preferida de realización, la corriente de fluido que contiene agua exhibe un contenido de agua de por lo menos 20 %, preferiblemente por lo menos 30 %, de modo particular preferiblemente por lo menos 40 %, de la concentración de saturación en agua. Como la concentración de saturación se considera la concentración de agua o bien vapor de agua en la corriente de fluido bajo las condiciones de temperatura y presión, con las que la corriente de fluido es introducida en la zona de absorción, que cuando es superada se forma agua en la corriente de fluido, por superarse el punto de rocío de una fase propia.

35 En una forma de realización preferida se introduce la corriente de fluido que contiene agua con una presión de 20 a 120 bar, preferiblemente 35 a 95 bar, de modo particular preferiblemente 50 a 70 bar, a la zona de absorción.

Todas las presiones indicadas en este documento son presiones absolutas.

40 En una forma preferida de realización alternativa, se introduce la corriente de fluido que contiene agua con una presión de 0,1 a 10 bar, preferiblemente 0,3 a 3 bar, de modo particular preferiblemente 0,6 a 1,5 bar, a la zona de absorción.

En una forma preferida de realización, la corriente de fluido que contiene agua exhibe una presión parcial de gas ácido, la cual es de 2,5 bar o menos, preferiblemente 1 bar o menos, de modo particular preferiblemente 500 mbar o menos.

45 Las corrientes fluidas que contienen agua, que contienen gases ácidos, son por un lado gases como gas natural, gas de síntesis, gas de horno de coque, gas de descomposición, gas de gasificación del carbón, gas reciclado, gas de relleno sanitario y gas de combustión, y por otro lado líquidos esencialmente no miscibles con el agente de absorción, como LPG (gas licuado de petróleo) o NGL (líquidos de gas natural).

En formas preferidas de realización, la corriente de fluido que contiene agua es una

50 (i) corriente de fluido que contiene hidrógeno; entre ellos se cuentan gas de síntesis, que puede ser producido por ejemplo mediante gasificación de carbón o reforma con vapor y dado el caso sometido a una reacción de desplazamiento gas-agua; los gases de síntesis son usados por ejemplo para la producción de amoniaco, metanol, formaldehído, ácido acético, urea, para la síntesis de Fischer-Tropsch o para la producción de energía en un

proceso de ciclo combinado integrado de gasificación (IGCC);

5 (ii) corriente de fluido que contiene hidrocarburos; entre ellos se cuentan gas natural, gases de escape de diferentes procesos de refinería, como la unidad de gas de cola (TGU), una ruptura por disminución de la viscosidad (VDU), una ruptura catalítica (LRCUU/FCC), una hidroruptura (HCU), un sistema de hidrotreatmento (HDS/HTU), un productor de coque (DCU), una destilación atmosférica (CDU) o un sistema de tratamiento líquido (por ejemplo LPG).

El método de acuerdo con la invención es adecuado para el tratamiento de corrientes de fluido que contienen oxígeno, como gases de combustión.

En formas preferidas de realización, la corriente de fluido que contiene oxígeno proviene de

- 10 a) la oxidación de sustancias orgánicas,
 b) la producción de compost o almacenamiento de materiales de desecho que contienen sustancias orgánicas, o
 c) la descomposición bacteriana de sustancias orgánicas.

En algunas formas de realización, la presión parcial de dióxido de carbono en la corriente de fluido es inferior a 500 mbar, por ejemplo 30 a 150 mbar.

15 La oxidación puede ser ejecutada con aparición de llama, es decir como combustión corriente, o como oxidación sin aparición de llama, por ejemplo en forma de una oxidación catalítica u oxidación parcial. Las sustancias orgánicas que son sometidas a combustión son comúnmente combustibles fósiles como carbón, gas natural, petróleo, bencina, diésel, refinado o queroseno, biodiesel o materiales de desecho con un contenido de sustancias orgánicas.
 20 Son materiales de partida de la oxidación (parcial) catalítica por ejemplo metanol o metano, que pueden reaccionar hasta dar ácido fórmico o formaldehído.

Los materiales residuales que son sometidos a la oxidación, la producción de compost o el almacenamiento, son típicamente residuos domésticos, residuos plásticos o residuos de material de empaque.

25 La combustión de las sustancias orgánicas ocurre frecuentemente en instalaciones corrientes de combustión con aire. La producción de compost o almacenamiento de residuos que contienen sustancias orgánicas ocurre en general en basureros. El gas de escape o bien aire de escape de tales instalaciones puede ser tratado de manera ventajosa según el método de acuerdo con la invención.

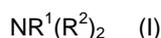
30 Como sustancias orgánicas para la descomposición bacteriana se usan comúnmente estiércol de granja, paja, estiércol líquido, lodo activado, residuos de fermentación, ensilaje y similares. La descomposición bacteriana ocurre por ejemplo en instalaciones comunes de biogás. El aire de escape de tales instalaciones puede ser tratado de manera ventajosa según el método de acuerdo con la invención.

El método es adecuado también para el tratamiento de los gases de escape de celdas de combustión o instalaciones de síntesis química, que atienden una oxidación (parcial) de sustancias orgánicas.

El agente de absorción comprende por lo menos una amina. Preferiblemente la amina comprende por lo menos una amina primaria o secundaria.

35 Son aminas preferidas las siguientes:

(i) aminas de la fórmula I:



40 en la que R¹ es elegido de entre grupos hidroxialquil C₂-C₆, grupos alcoxi C₁-C₆ alquil C₂-C₆, grupos hidroxialcoxi C₁-C₆ alquilo C₂-C₆ y grupos 1-piperacínil alquil C₂-C₆ y R² es elegido independientemente de entre H, grupos alquil C₁-C₆ y grupos hidroxialquil C₂-C₆;

(ii) aminas de la fórmula II:



45 en la que R³, R⁴, R⁵ y R⁶ son elegidos independientemente de entre H, grupos alquil C₁-C₆, grupos hidroxialquil C₂-C₆, grupos alcoxi C₁-C₆ alquil C₂-C₆ y grupos aminoalquil C₂-C₆ y X representa un grupo alquileo C₂-C₆, -X¹-NR⁷-X² o -X¹-O-X²-, en la que X¹ y X² independientemente uno de otro representan grupos alquileo C₂-C₆ y R⁷ representa H, grupo alquilo C₁-C₆, grupos hidroxialquil C₂-C₆ o grupos aminoalquil C₂-C₆;

(iii) heterociclos saturados con 5 a 7 miembros con por lo menos un átomo de nitrógeno en el anillo, los cuales pueden contener en el anillo uno o dos otros heteroátomos elegidos de entre nitrógeno y oxígeno, y

(iv) mezclas de ellos.

Son ejemplos específicos:

5 (i) 2-aminoetanol (monoetanolamina), 2-(metilamino)etanol, 2-(etilamino)-etanol, 2-(n-butilamino)etanol, 2-amino-2-metilpropanol, n-(2-aminoetil)-piperacina, metildietanolamina, etildietanolamina, dimetilaminopropanol, t-butilaminoetoxietanol, 2-aminometilpropanol;

(ii) 3-metilaminopropilamina, etilendiamina, dietilentriamina, trietilentetramina, 2,2-dimetil-1,3-diaminopropano, hexametilendiamina, 1,4-diaminobutano, 3,3-iminobispropilamina, tris(2-aminoetil)amina, bis(3-dimetilamino-propil)amina, tetrametilhexametilendiamina;

10

(iii) piperacina, 2-metilpiperacina, n-metilpiperacina, 1-hidroxi-etil-piperacina, 1,4-bis-hidroxi-etil-piperacina, 4-hidroxi-etil-piperidina, homopiperacina, piperidina, 2-hidroxi-etilpiperidina y morfolina; y

(iv) mezclas de ellos.

15 En una forma preferida de realización, el agente de absorción comprende por lo menos una de las aminas monoetanolamina (MEA), metilaminopropilamina (MAPA), piperacina, dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA), dietiletanolamina (DEEA), diisopropilamina (DIPA), aminoetoxietanol (AEE), dimetilaminopropanol (DIMAP) y metildietanolamina (MDEA) o mezclas de ellos.

En general, el agente de absorción comprende 10 a 60 % en peso de amina.

20 El agente de absorción puede contener también aditivos, como inhibidores de corrosión, enzimas, etc. En general la cantidad de tales aditivos está en el intervalo de aproximadamente 0,01-3 % en peso del agente de absorción.

La invención es ilustrada en más detalle mediante los dibujos anexos y los siguientes ejemplos.

La figura 1 muestra de manera esquemática una instalación para la ejecución de un método no de acuerdo con la invención, el que para mantener el balance de agua se retira una parte del condensado acuoso de la corriente de fluido que no contiene amina ni ácidos.

25 La figura 2 muestra de manera esquemática una instalación para la ejecución de un método no de acuerdo con la invención, en el que para mantener el balance de agua, se retira una parte del condensado acuoso de los gases ácidos desorbidos, en el que los gases ácidos no son conducidos a través de una zona de enriquecimiento.

30 La figura 3 muestra una instalación adecuada para la ejecución del método de acuerdo con la invención. Los gases ácidos desorbidos son conducidos a través de una zona de enriquecimiento, antes de que de los gases ácidos desorbidos se separe por condensación un condensado de cabeza del equipo de desorción y sea retirado parcialmente.

35 Según la figura 1 se conduce una corriente 1 de fluido que contiene agua a la parte inferior de una columna 2 de absorción. La columna 2 de absorción exhibe una zona 3 de absorción y una zona 4 de lavado. En la zona 3 de absorción se pone en contacto la corriente de fluido que contiene agua, en contracorriente con un agente de absorción, el cual es introducido mediante la conducción 5 sobre la zona de absorción en la columna 2 de absorción. La corriente de fluido sin ácidos es lavada en la zona 4 de lavado con un condensado acuoso y agua fresca, en el que el condensado acuoso es obtenido mediante enfriamiento en el enfriador 6 de la corriente de fluidos que no tiene amina ni ácidos, se colecta en el recipiente 7 de separación de fases y mediante la conducción 8 se conduce a la zona de lavado. Mediante la conducción 9 se conduce agua fresca. La corriente tratada de gas abandona el recipiente 7 de separación de fases mediante la conducción 23. Se retira una parte del condensado acuoso mediante la conducción 25, con lo cual se impide la acumulación de agua en el agente de absorción.

40

45 El agente de absorción cargado con gases ácidos es tomado en el piso de la columna 2 de absorción y mediante una válvula de estrangulación (no representada) se alivia la presión en el recipiente 10 de alivio. La expansión conduce a la desorción de componentes coabsorbidos de la corriente de fluido y una parte de los gases ácidos, que son tomados por la corriente 24. El agente de absorción sometido a expansión es conducido mediante un intercambiador 11 de calor y conducción 12 a una columna 13 de desorción. La columna 13 de desorción exhibe una zona 14 de desorción. En la parte inferior de la columna 13 de desorción se calienta el agente de absorción sometido a expansión con el evaporador 15 y se evapora parcialmente. Mediante el aumento de temperatura se liberan los gases ácidos absorbidos. Los gases ácidos son descargados mediante la conducción 16 en la cabeza de la columna 13 de desorción y conducidos al enfriador 17. En el enfriador 17 se produce un condensado de cabeza del equipo de desorción, el cual se colecta en el recipiente 18 de separación de fases y se retorna a la columna de

50

desorción. Se retiran los gases ácidos como corriente 19. El agente 20 de absorción regenerado es retornado mediante el intercambiador 11 de calor, bomba 21, el enfriador 22 y conducción 5 nuevamente a la columna 2 de absorción.

5 En la figura 2 los mismos signos de referencia tienen el mismo significado que en la figura 1. A diferencia de la Fig. 1 no se retira condensado acuoso del recipiente 7 de separación de fases. Para mantener el balance de agua se retira mediante la conducción 26 una parte del condensado de cabeza del equipo de desorción, el cual se forma en el recipiente 18 de separación de fases.

10 La figura 3 muestra una forma de realización de acuerdo con la invención. En la figura 3 los mismos signos de referencia tienen el mismo significado que en la figura 1. Frente al método representado en la figura 2, en la región superior de la columna de desorción se integró la zona 28 de refuerzo. Para mantener el balance de agua se retira mediante la conducción 27 una parte del condensado de cabeza del equipo de desorción, el cual surge en el recipiente 18 de separación de fases.

Ejemplo 1 de comparación

15 Mediante un modelo de simulación se realizaron cálculos. La base del modelo de simulación es un modelo termodinámico a base de carga NRTL de electrolitos según Chen et al. (Chen, C.C; Evans, L.B.: A local Composition Model for the Excess Gibbs Energy of Aqueous Electrolyte Solutions, AIChE J. (1986) 32(3), 444), por medio de los cuales pueden describirse los equilibrios de fases para este sistema. La simulación del proceso de absorción es descrita por medio de una carga a base de transferencia de materiales; en Asprion (Asprion, N.: Nonequilibrium Rate-Based Simulation of Reactive Systems: Simulation Model, Heat Transfer, and Influence of Film Discretization, Ind. Eng. Chem. Res. (2006) 45(6), 2054-2069) se describen detalles de ello.

20 Se simuló un proceso en una instalación según la figura 1. La columna 2 de absorción tenía un diámetro de 2220 mm y exhibía un empaquetamiento 3 desordenado (INTALOX® Metal Tower Packing IMTP 25, Koch-Glitsch, Wichita EEUU), en cada caso con una altura de empaquetamiento de 4 metros. La zona 4 de lavado comprendía tres pisos. La columna 13 de desorción tenía un diámetro de 1220 mm y exhibía un empaquetamiento 14 desordenado (PRM 35, de Pall Corporation, Port Washington, NY, EEUU), en cada caso con una altura de empaquetamiento de 5 metros.

30 Se usó como agente de absorción una solución acuosa con 32 % en peso de metildietanolamina y 8 % en peso de piperacina. El agente de absorción fue conducido a la zona de absorción con 60262 kg/h con una temperatura de 40 °C mediante la conducción 5. Como corriente de fluido que contiene agua se suministraron 151609 kg/h de gas natural (88,52 % en volumen de CH₄, 9,72 % en volumen de C₂H₆, 0,94 % en volumen de CO₂, 0,58 % en volumen de N₂, 0,23 % en volumen de H₂O) con una temperatura de 35 °C y una presión de 53,7 bar. El caudal de agua de lavado en la zona 4 de lavado fue 197 kg/h, en el que el agua de lavado contenía 194 kg/h de condensado acuoso reciclado, enfriado a 22 °C y 3 kg/h de agua fresca (agua de reposición). De los 358 kg/h de condensado acuoso que surgen en total en el enfriador 6 y recipiente 7 de separación de fases, se retiraron 164 kg/h mediante la conducción 25. Mediante la conducción 23 abandonan el proceso 147205 kg/h de gas natural tratado con una temperatura de 22 °C, una presión de 53,6 bar, un contenido de agua de 0,094 % en volumen y un contenido de CO₂ de 2 ppm en volumen. Se retiraron en el extremo inferior de la zona de absorción 64505 kg/h de solución de absorción cargada con gases ácidos, con una temperatura de 39,8 °C y en el recipiente 10 de expansión se alivió la presión hasta 6 bar. En la cabeza del recipiente 10 de expansión se retiraron 639 kg/h de gases desorbidos, que consistían esencialmente en metano y etano.

45 Se retiró el agente de absorción en el fondo del recipiente 10 de expansión y se condujo mediante el intercambiador 11 de calor a la columna 13 de desorción y allí se calentó mediante el evaporador 15 a 130,9 °C. Se enfriaron los gases ácidos desorbidos en el enfriador 17 desde 113,5 °C a 40 °C. En la unidad 18 de separación de fases se separaron de los gases ácidos los 2272 kg/h de fase acuosa formados al respecto, y se condujeron de vuelta a la columna de desorción.

La pérdida anual de amina de la instalación fue 6.366 t; eso corresponde al 53 % de las 12 t de amina usada originalmente.

Ejemplo 2 de comparación

50 Se simuló un proceso en una instalación según la figura 2. La construcción de la columna 2 de absorción y columna 13 de desorción corresponde al Ejemplo de comparación 1.

La composición de agente de absorción y de la corriente de fluido corresponde al Ejemplo de comparación 1. Se condujo el agente de absorción con 60263 Kg/h con una temperatura de 40 °C mediante la conducción 5 a la zona de absorción. Se suministraron 151609 kg/h de gas natural con una temperatura de 35 °C y con una presión de 53,7 bar. El flujo de agua de lavado en la zona 4 de lavado fue de 361 kg/h, en el que el agua de lavado contenía

358 kg/h de condensado acuoso reciclado, enfriado a 22 °C y 3 kg/h de agua fresca. Mediante la conducción 23 abandonan el proceso 147206 kg/h de gas natural tratado, con una temperatura de 22 °C, una presión de 53,6 bar, un contenido de agua de 0,094 % en volumen y un contenido de CO₂ de 3 ppm en volumen. Se retiraron en el extremo inferior de la zona de absorción 64834 kg/h de solución de absorción cargada con gases ácidos, con una temperatura de 39,8 °C y en el recipiente de expansión 10 se alivió la presión hasta 6 bar. En la cabeza del recipiente 10 de expansión se retiraron 639 kg/h de gases desorbidos, que consistían esencialmente en metano y etano.

Se retiró el agente de absorción en el fondo del recipiente 10 de expansión y mediante el intercambiador 11 de calor se condujo a la columna de desorción y allí se calentó mediante el evaporador 15 a 130,8 °C. Se enfriaron los gases ácidos desorbidos en el enfriador 17 desde 113,5 °C hasta 40 °C. En la unidad 18 de separación de fases se separaron de los gases ácidos los 2102 kg/h de fase acuosa allí formados. Se eliminaron 165 kg/h del condensado de cabeza del equipo de desorción y el resto fue enviado de retorno a la columna de desorción.

La pérdida anual de amina fue 5.671 t; esto corresponde a 47 % de las 12 t de amina usadas originalmente.

Ejemplo 3 de acuerdo con la invención

Se simuló un proceso de acuerdo con la invención en una instalación según la figura 3. La construcción de la columna 2 de absorción y columna 13 de desorción corresponde al Ejemplo 1 de comparación, en el que sin embargo en la columna de desorción por encima de la alimentación del agente de absorción cargado mediante la conducción 12, se instaló una zona 28 de refuerzo la cual exhibían 4 pisos.

La composición del agente de absorción y de la corriente de fluido corresponde al Ejemplo 1 de comparación. Se condujo el agente de absorción con 60279 Kg/h con una temperatura de 40 °C mediante la conducción 5 a la zona de absorción. Se suministraron 151609 kg/h de gas natural con una temperatura de 35 °C y con una presión de 53,7 bar. El flujo de agua de lavado en la zona 4 de lavado fue de 363 kg/h, en el que el agua de lavado contenía 359 kg/h de condensado acuoso enfriado a 22 °C reciclado y 4 kg/h de agua fresca. A través de la conducción 23 abandonan el proceso 147208 kg/h de gas natural tratado, con una temperatura de 22 °C, una presión de 53,6 bar, contenido de agua de 0,094 % en volumen y un contenido de CO₂ de 3 ppm en volumen. Por el extremo inferior de la zona de absorción se retiraron 64849 kg/h de solución de absorción cargada con gases ácidos, con una temperatura de 39,8 °C y en el recipiente 10 de expansión se redujo la presión hasta 6 bar. En la cabeza del recipiente 10 de expansión se retiraron 636 kg/h de gases desorbidos, que consistían esencialmente en metano y etano.

Se retiró el agente de absorción en el fondo del recipiente 10 de expansión y mediante el intercambiador 11 de calor se condujo a la columna 13 de desorción y allí se calentó mediante el evaporador 15 a 130,8 °C. Se enfriaron los gases ácidos desorbidos en el enfriador 17 de 113,4 °C a 40 °C. Los 1875 kg/h de fase acuosa formados al respecto fueron separados de los gases ácidos en la unidad 18 de separación de fases. Se eliminaron 165 kg/h de condensado de cabeza del equipo de desorción y el resto fue enviado de vuelta a la columna de desorción.

La pérdida anual de amina fue de 0,396 t; esto corresponde a 3,3 % de las 12 t de amina usadas originalmente.

Ejemplo 4 de acuerdo con la invención

Se repite el ejemplo 3, en el que sin embargo la zona 28 de refuerzo exhibe 5 pisos.

Se condujo el agente de absorción con 60279 Kg/h con una temperatura de 40 °C mediante la conducción 5 a la zona de absorción. Se suministraron 151609 kg/h de gas natural con una temperatura de 35 °C y con una presión de 53,7 bar. El flujo de agua de lavado en la zona 4 de lavado fue de 364 kg/h, en el que el agua de lavado contenía 359 kg/h de condensado acuoso reciclado, enfriado a 22 °C y 5 kg/h de agua fresca. Mediante la conducción 23 abandonaron el proceso 147208 kg/h de gas natural tratado, con una temperatura de 22 °C, una presión de 53,6 bar, un contenido de agua de 0,094 % en volumen y un contenido de CO₂ de 3 ppm en volumen. Se retiraron en el extremo inferior de la zona de absorción 64849 kg/h de solución de absorción cargada con gases ácidos, con una temperatura de 39,8 °C y en el recipiente 10 de expansión se redujo la presión a 6 bar. En la cabeza del recipiente 10 de expansión se retiraron 636 kg/h de gases desorbidos, que consistían esencialmente en metano y etano.

Se retiró el agente de absorción en el fondo del recipiente 10 de expansión y se condujo mediante el intercambiador 11 de calor a la columna 13 de desorción y allí se calentó mediante el evaporador 15 a 130,8 °C. En el enfriador 17 se enfriaron los gases ácidos desorbidos, de 113,4 °C a 40 °C. En la unidad 18 de separación de fases se separaron de los gases ácidos, los 1875 kg/h de fase acuosa formados al respecto. Se eliminaron 165 kg/h del condensado de cabeza del equipo de desorción y el resto fue conducido de vuelta a la columna de desorción.

La pérdida anual de amina fue de 0,231 t; esto corresponde a 1,93 % de las 12 t de amina usada originalmente.

Ejemplo 5 de acuerdo con la invención

Se repite el ejemplo 3, en el que sin embargo la zona 28 de refuerzo exhibía 6 pisos.

5 Se condujo el agente de absorción con 60279 Kg/h con una temperatura de 40 °C mediante la conducción 5 a la zona de absorción. Se suministraron 151609 kg/h de gas natural con una temperatura de 35 °C y con una presión de 53,7 bar. El flujo de agua de lavado en la zona 4 de lavado fue de 364 kg/h, en el que el agua de lavado contenía 359 kg/h de condensado acuoso reciclado, enfriado a 22 °C y 5 kg/h de agua fresca. Mediante la conducción 23 abandonaron el proceso 147208 kg/h de gas natural tratado, con una temperatura de 22 °C, una presión de 53,6 bar, un contenido de agua de 0,094 % en volumen y un contenido de CO₂ de 3 ppm en volumen. Se retiraron en el extremo inferior de la zona de absorción 64849 kg/h de solución de absorción cargada con gases ácidos, con una temperatura de 39,8 °C y en el recipiente 10 de expansión se redujo la presión a 6 bar. En la cabeza del recipiente 10 de expansión se retiraron 636 kg/h de gases desorbidos, que consistían esencialmente en metano y etano.

10 Se retiró el agente de absorción en el fondo del recipiente 10 de expansión y mediante el intercambiador 11 de calor se condujo a la columna 13 de desorción y allí se enfrió mediante el evaporador 15 a 130,8 °C. Se enfriaron los gases ácidos desorbidos en el enfriador 17, de 113,4 °C a 40 °C. En la unidad 18 de separación de fases se separaron de los gases ácidos los 1875 kg/h de fase acuosa formados al respecto. Se eliminaron 165 kg/h del condensado de cabeza del equipo de desorción y se condujo al resto de vuelta a la columna de desorción.

La pérdida anual de amina fue de 0,152 t; esto corresponde a 1,27 % de las 12 t de amina originalmente usada.

Ejemplo 6 de acuerdo con la invención

Se repite el ejemplo 3, en el que sin embargo la zona 28 de refuerzo exhibía 8 pisos.

20 Se condujo el agente de absorción con 60279 Kg/h con una temperatura de 40 °C mediante la conducción 5 a la zona de absorción. Se suministraron 151609 kg/h de gas natural con una temperatura de 35 °C y con una presión de 53,7 bar. El flujo de agua de lavado en la zona 4 de lavado fue de 364 kg/h, en el que el agua de lavado contenía 359 kg/h de condensado acuoso reciclado, enfriado a 22 °C y 5 kg/h de agua fresca. Mediante la conducción 23 abandonaron el proceso 147208 kg/h de gas natural tratado, con una temperatura de 22 °C, una presión de 53,6 bar, un contenido de agua de 0,094 % en volumen y un contenido de CO₂ de 3 ppm en volumen. Se retiraron en el extremo inferior de la zona de absorción 64849 kg/h de solución de absorción cargada con gases ácidos, con una temperatura de 39,8 °C y en el recipiente 10 de expansión se redujo la presión a 6 bar. En la cabeza del recipiente 10 de expansión se retiraron 636 kg/h de gases desorbidos, que consistían esencialmente en metano y etano.

25 Se retiró el agente de absorción en el fondo del recipiente 10 de expansión y mediante el intercambiador 11 de calor se condujo a la columna 13 de desorción y allí se calentó mediante el evaporador 15 a 130,8 °C. Los gases ácidos desorbidos fueron enfriados en el enfriador 17, de 113,4 °C a 40 °C. En la unidad 18 de separación de fases se separaron de los gases ácidos, los 1875 kg/h de fase acuosa formados al respecto. Se eliminaron 165 kg/h de condensado de cabeza del equipo de desorción y se condujo el resto de vuelta a la columna de desorción.

30 La pérdida anual de amina fue de 0,095 t; esto corresponde a 0,80 % de las 12 t de amina usada originalmente.

35

REIVINDICACIONES

1. Método para la separación de gases ácidos de una corriente de fluido que contiene agua, en el que
 - a) se pone en contacto la corriente de fluido que contiene agua en una zona de absorción con un agente de absorción, el cual contiene por lo menos una amina, en el que se obtiene una corriente de fluido que no tiene ácidos y un agente de absorción cargado con gases ácidos
 - b) se pone en contacto la corriente de fluido que no tiene ácidos en una zona de lavado con un líquido acuoso de lavado, mediante el cual se conduce sin bombear el líquido de lavado en un paso individual, para transferir por lo menos parcialmente la amina arrastrada al líquido de lavado, en el que se obtiene una corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos y líquido de lavado cargado con amina,
 - c) se enfría la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos, corriente abajo de la zona de lavado, en la que se condensa un condensado de cabeza del equipo de absorción, de la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos,
 - d) se conduce el agente de absorción cargado a una zona de desorción, en la cual se liberan por lo menos parcialmente los gases ácidos, en el que se obtiene un agente de absorción regenerado y gases ácidos desorbidos
 - e) se retorna el agente de absorción regenerado a la zona de absorción, para formar un circuito de agente de absorción,
 - f) se introduce el líquido de lavado cargado con amina y el condensado de cabeza del equipo de absorción en el circuito de agente de absorción, y
 - g) se conducen los gases ácidos desorbidos a través de una zona de enriquecimiento que tiene un empaquetado estructurado, un empaquetado desordenado y/o una pluralidad de fondos y que en la cabeza de la zona de enriquecimiento enfría los gases ácidos que escapan, para separar por condensación desde los gases ácidos un condensado de cabeza de equipo de desorción, el cual es retornado parcialmente a la zona de enriquecimiento y retirado parcialmente del proceso.
2. Método según la reivindicación 1, en el que el condensado de cabeza del equipo de desorción contiene menos de 500 ppm en peso de amina y productos de descomposición de amina.
3. Método según las reivindicaciones 1 o 2, en el que el líquido de lavado comprende condensado de cabeza del equipo de absorción, condensado de cabeza del equipo de desorción y/o agua fresca.
4. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que se conduce el líquido de lavado cargado de amina a la zona de absorción.
5. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que en un enfriador indirecto se enfría la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos.
6. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que se enfría la corriente de fluido que no tiene amina ni ácidos, a una temperatura que es inferior a la temperatura de la corriente de fluido que contiene aguas.
7. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que el empaquetamiento estructurado o el empaquetamiento desordenado exhibe una altura de por lo menos 1,5 metros.
8. Método según una de las reivindicaciones 1 a 6, en el que el número de pisos es por lo menos 4.
9. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que en la zona de desorción se regenera el agente de absorción cargado, mediante por lo menos una medida elegida de entre alivio de la presión, arrastre con un gas inerte y calentamiento.
10. Método según la reivindicación 9, en el que se calienta previamente el agente de absorción cargado con gases ácidos, antes de la entrada a la zona de desorción, mediante intercambio indirecto de calor con el agente de absorción regenerado.
11. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que en un recipiente de expansión se alivia la presión del agente de absorción cargado, en el que se obtiene una fase gaseosa y un agente de absorción sometido a expansión y se conduce el agente de absorción sometido a expansión a la zona de desorción.
12. Método según la reivindicación 11, en el que se introduce por lo menos una parte del condensado de cabeza del equipo de absorción, en el recipiente de expansión.
13. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la corriente de fluido que contiene agua

exhibe un contenido de agua, que es por lo menos 20 % de la concentración de saturación en agua.

14. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que se introduce la corriente de fluido que contiene agua con una presión de 50 a 70 bar a la zona de absorción.

5 15. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la corriente de fluido que contiene agua exhibe una presión parcial de gas ácido inferior a 2,5 bar.

16. Método según una de las reivindicaciones precedentes, en el que la corriente de fluido que contiene agua es elegida de entre

a) gas natural,

b) gas de síntesis,

10 c) gases de escape de diferentes procesos de refinería,

d) gases de combustión,

o

e) gas, es obtenido de un proceso Claus.

FIG.1

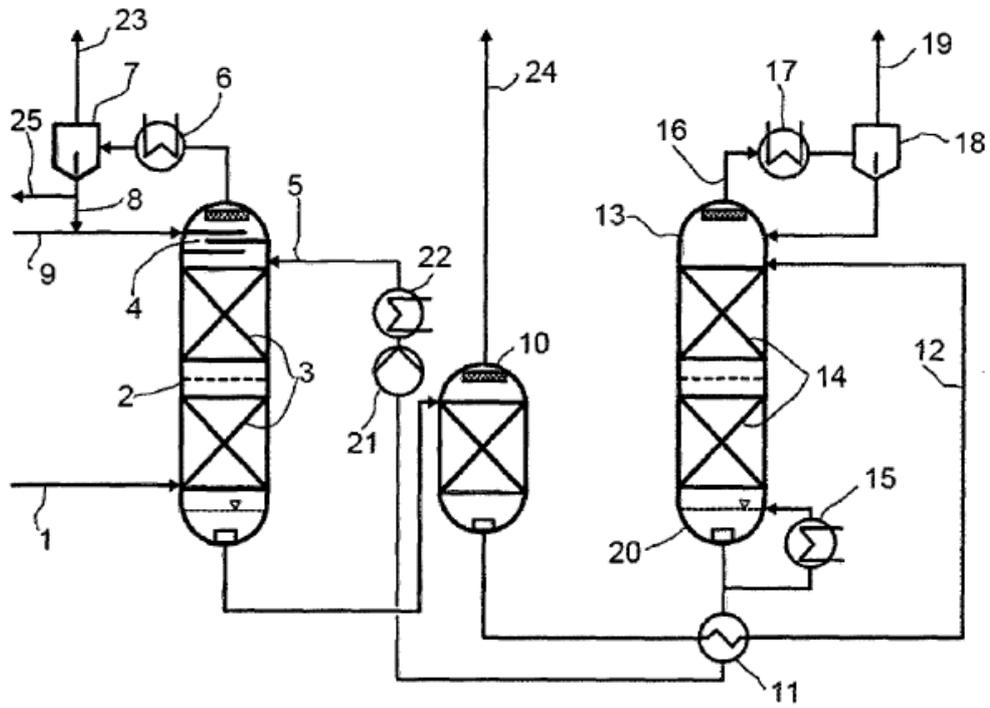


FIG.2

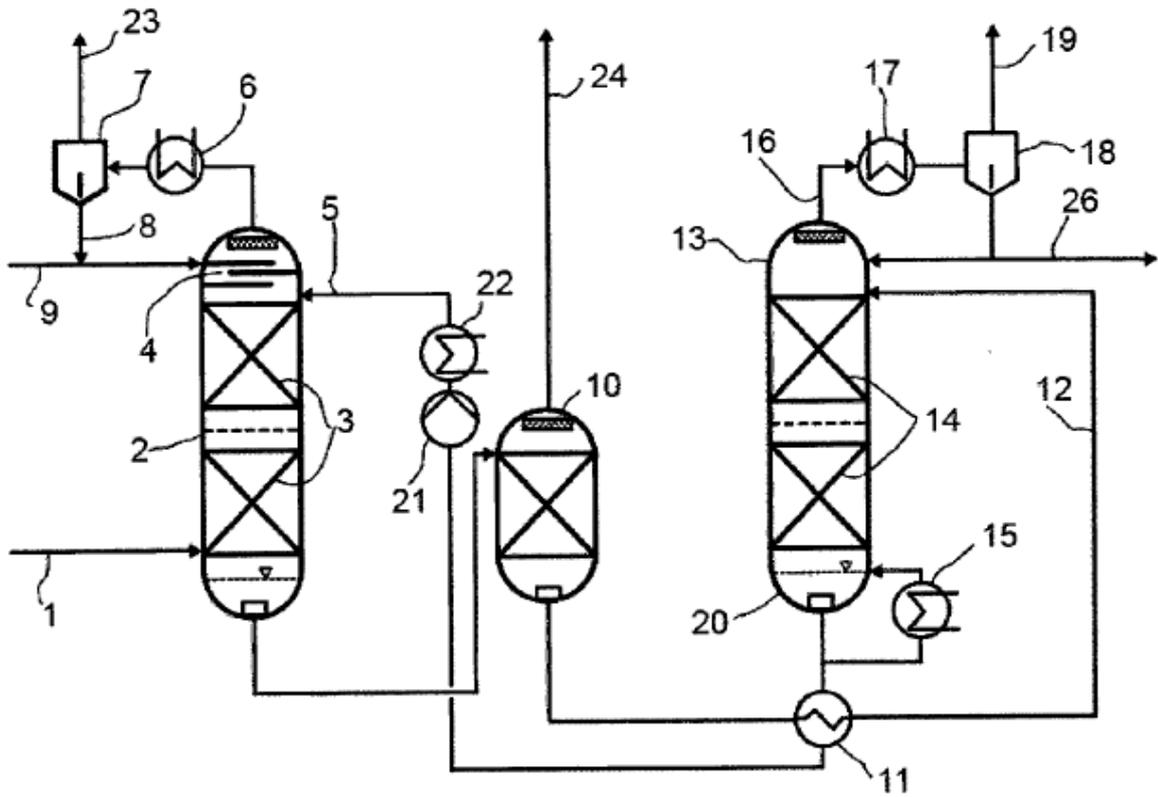


FIG.3

