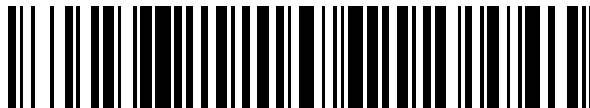


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 428 886**

51 Int. Cl.:

B01D 53/52 (2006.01)

B01D 53/96 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **18.12.2008** **E 08865714 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **04.09.2013** **EP 2231307**

54 Título: **Método para la separación de gas agrio**

30 Prioridad:

21.12.2007 NL 2001111

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

12.11.2013

73 Titular/es:

**AIRPACK HOLDING B.V. (100.0%)
GROENE WEEGJE 25
4301 RN ZIERIKZEE, NL**

72 Inventor/es:

WARNAR, JAN PIET

74 Agente/Representante:

DE ELZABURU MÁRQUEZ, Alberto

ES 2 428 886 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 gas agrio

La invención se refiere a un método para la separación de gas agrio. Se divulga además un aparato y el disolvente que se usa en el método.

5 El gas agrio, una mezcla gaseosa de sulfuro de hidrógeno (SH_2) y dióxido de carbono (CO_2) es visto en la industria de procesamiento y, en particular, en la industria petroquímica y en la exploración de gas natural, como un componente no deseado en los métodos de procesamiento ya que el gas agrio, y, en particular el sulfuro de hidrógeno, comprometen dichos procesos o conducen a gases de escape perjudiciales para el medio ambiente cuando dicho gas se quema. En dicho proceso de quemado se producen óxidos de azufre y ácido sulfúrico a partir
10 del sulfuro de hidrógeno, compuestos que pueden dar lugar a graves problemas de corrosión cuando las condiciones están por debajo del punto de rocío ácido. Además, los gases de escape de compuestos gaseosos de azufre en cualquier forma química son una carga considerable para el medio ambiente.

Por las razones expuestas el gas agrio se separa generalmente de la corriente principal, por ejemplo de una corriente de gas natural, después de dicha separación, la corriente principal puede ser procesada adicionalmente.
15 Un método conocido para separar el gas agrio de una corriente principal utiliza un medio de absorción química, o en otras palabras, un disolvente, en particular, un disolvente que contiene compuestos de amina. Un ejemplo de tales métodos en donde se usa un disolvente de este tipo se divulga en el documento de patente de los Estados Unidos 4.654.202.

Un método conocido para el procesamiento de gas agrio a un producto final de azufre es el proceso de Claus. Este
20 proceso se basa en la oxidación parcial de sulfuro de hidrógeno por el oxígeno y/o aire en combinación con reacciones de equilibrio catalizadas consecutivas, que conducen a los productos finales de azufre y agua.

Durante estas reacciones se libera una gran cantidad de calor, dicho calor también es necesario para una velocidad de reacción satisfactoriamente alta. Una desventaja importante de este proceso para el tratamiento de gas agrio es que la eficiencia del proceso es en gran medida dependiente de la relación de SH_2/CO_2 de la mezcla gaseosa. A una
25 baja relación de SH_2/CO_2 , es decir, una gran cantidad de CO_2 en comparación con SH_2 , la relativamente gran masa inerte de dióxido de carbono pone en peligro el objetivo de una temperatura elevada durante las reacciones. Además la formación de azufre en dichas reacciones de equilibrio se ve comprometida al haber una cantidad pequeña de SH_2 , lo que ocasiona una reducción adicional en la eficiencia del proceso.

Hay procesos de enriquecimiento de la técnica anterior para aumentar la relación de SH_2/CO_2 con el fin de reducir
30 las desventajas anteriormente mencionadas. Estos procesos de enriquecimiento se realizan generalmente en una subunidad de la instalación en la que se produce el gas agrio, y conllevan una carga considerable, en el sentido de que la instalación en su conjunto se hace más compleja. Por otra parte, estos procesos de enriquecimiento no son capaces de lograr una separación completa entre el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno. Tal separación completa es sin embargo necesaria para producir sulfuro de hidrógeno y/o dióxido de carbono en una forma
35 adecuada para su uso como precursor industrial.

Es un objeto de la invención proporcionar un método eficiente, sencillo y de bajo costo para la separación de gas agrio, en el que los problemas anteriormente mencionados se resuelvan parcialmente, o completamente.

Para conseguir dicho objetivo, se proporciona un método para la separación de una mezcla gaseosa que comprende como ingredientes principales SH_2 y CO_2 , en el que la mezcla gaseosa se pone en contacto en un primer dispositivo
40 con un disolvente que comprende un ácido de Lewis débil, en el que el SH_2 se absorbe en el disolvente y el restante CO_2 es secuestrado, y en el que el disolvente al menos parcialmente saturado se regenera posteriormente, en por lo menos un segundo dispositivo en donde el SH_2 liberado se secuestra, en donde el calor que es liberado en el primer dispositivo durante el proceso de absorción, se conduce hacia el segundo dispositivo por medio de un medio.

Como es ventajoso mantener una temperatura en el segundo dispositivo preferiblemente entre 140 y 150 grados Celsius, el calor que es liberado en el primer dispositivo durante el proceso de absorción, se transfiere al segundo
45 dispositivo por medio de un medio. En contraste con la absorción en el primer dispositivo, es ventajoso aplicar una temperatura más alta durante el proceso de regeneración, ya que mejora la velocidad del proceso de regeneración.

Además se hace hincapié en que no es obvio el transferir el calor del primero al segundo dispositivo ya que la temperatura en el segundo dispositivo es mayor que en el primer dispositivo, como consecuencia de los dos
50 procesos diferentes que se realizan en ellos. Tal transferencia de calor no se aplicó o sugirió antes en la técnica anterior.

De esta manera, se proporciona un método eficiente para la separación de gas agrio, sin la necesidad de utilizar unidades de Claus. En este proceso es ventajoso que la relación de SH₂/CO₂ en la mezcla gaseosa no afecte o sólo afecte en pequeña medida, a la eficiencia del proceso, ya que después de la absorción de SH₂ en el disolvente se obtiene un flujo de CO₂ gas puro y esta corriente de gas no tiene que ser procesada adicionalmente.

- 5 Preferiblemente, la fuerza del ácido de Lewis débil es tal que no se producirán reacciones de Friedel- Kraft en relación con el disolvente. Es ventajoso que el ácido de Lewis tenga una fuerte afinidad con el SH₂ y poca o ninguna afinidad con CO₂.

10 En una realización preferida del método según la invención, el ácido de Lewis débil comprende cloruro de aluminio de cobre (Cu₂[AlCl₄]) y se prefiere más aún que comprenda el disolvente monoclorobifenilo (MCB). Si bien una combinación de ambos compuestos se conoce como tal a partir del documento de patente holandesa N° 1002560, en el que la combinación se utiliza para la separación de gases en una corriente de alimentación, la presente invención se basa en el descubrimiento de que el uso de una combinación de los compuestos anteriores es extraordinariamente eficaz en la separación de gas agrio. Se ha encontrado que el uso del disolvente según la invención, hace una pureza posible de los productos finales en un grado tal que se pueden utilizar fácilmente como
15 precursores industriales.

20 Preferiblemente, el disolvente se pone en contacto con el gas agrio en forma de contra-corriente, lo que tiene el efecto de mejorar la absorción de SH₂ por el disolvente. Además, es ventajoso mantener una presión de entre 6 y 10 bares en el primer dispositivo a una temperatura de aproximadamente 50-70 grados Celsius. Como se libera una gran cantidad de calor durante el proceso de absorción, lo que tiene el efecto de retrasar el proceso de absorción, es además ventajoso enfriar el primer dispositivo. Se prefiere el uso de un reactor de pared mojada como intercambiador de calor, en el que la superficie de intercambio de calor concomitantemente sirve como una superficie para la transferencia de masa en el proceso de absorción.

25 Además el proceso de regeneración del disolvente en el segundo dispositivo se lleva a cabo preferiblemente en un reactor de pared mojada, en el que el disolvente es conducido sobre la pared mojada, durante lo cual el SH₂ es separado y posteriormente secuestrado del dispositivo. La presión en el segundo dispositivo no necesita una reducción drástica de presión, tal como por ejemplo se describe en el documento de patente holandesa N° 1002560.

30 La construcción de un reactor de pared mojada se explicará con más detalle en los ejemplos y figuras siguientes. Básicamente, el reactor consiste en un espacio interior para el proceso de absorción o el proceso de regeneración, que comprende espacios tubulares, y un espacio exterior que rodea los espacios tubulares y es de importancia para el intercambio de calor.

Se encontró ser especialmente ventajoso el uso de un medio que comprende un vapor orgánico condensable, para transferir calor desde el primero al segundo dispositivo. El término condensable significa que el medio, dependiendo de las circunstancias aplicadas, puede estar en forma de gas o líquido en el método según la invención. En general, el medio emitirá su calor durante la condensación y absorberá su calor durante la evaporación.

35 En una realización preferida adicional del método según la invención, el medio es comprimido antes de que se transfiera al segundo dispositivo. Para este objetivo un compresor, por ejemplo, se sitúa en la trayectoria del calor desde el primero al segundo dispositivo. El compresor va a densificar el medio y concomitantemente elevará la temperatura del mismo. Como consecuencia, la cantidad de calor absorbida en el primer dispositivo, se eleva antes de que se utilice en el segundo dispositivo. Dicha etapa de compresión mejora la transferencia de calor desde el
40 primero al segundo dispositivo.

45 Preferiblemente, el medio se recicla desde el segundo dispositivo de vuelta al primer dispositivo con el fin de enfriar el primer dispositivo, en donde dicho medio se enfría durante el reciclaje. En tal forma, se proporciona un circuito de refrigeración cerrado, en el que el calor liberado durante el proceso de absorción se utiliza para el proceso de regeneración del disolvente. La energía necesaria para la compresión del medio en este circuito, no es más que una fracción de la absorción de calor o entalpía, respectivamente, el calor de regeneración o la entalpía. Como tal, el método según la invención es muy ventajoso con respecto al consumo de energía.

50 El uso del reactor de pared mojada tiene una ventaja durante la regeneración en que el disolvente en virtud de caer en forma de goteo como una película dentro de los espacios tubulares, es capaz de desorber el SH₂ gaseoso que contienen, de una manera relativamente fácil. En los espacios tubulares, el gas asciende a contracorriente con el disolvente, y debido a la difusión hacia fuera del disolvente sobre las paredes de los espacios tubulares, el SH₂ gaseoso puede fluir de forma relativamente libre en la dirección hacia arriba en términos de reología, antes de finalmente salir de la espacios tubulares.

En una realización preferida adicional del método según la invención, el proceso de regeneración del al menos parcialmente saturado disolvente comprende además la extracción del disolvente por medio de la introducción de al

menos una parte del CO₂ secuestrado del primer dispositivo. Preferiblemente, la introducción de CO₂ como gas de arrastre se produce en un tercer dispositivo, más preferiblemente una columna. Este proceso puede ser denominado como de regeneración posterior. Al dirigir una corriente de gas puro de CO₂ a lo largo del disolvente que ha de venir desde el segundo dispositivo, cualquier rastro de SH₂ restante en el disolvente después de la regeneración en el

5 segundo dispositivo, será purgado del disolvente, de modo que un disolvente regenerado que está prácticamente libre de SH₂, pueda ser reciclado al primer dispositivo. Tal regeneración posterior tiene la ventaja de que la primera regeneración se puede realizar a presión atmosférica y que por lo general una disminución de la presión generalmente aplicada (conocido a partir de la técnica anterior) no es necesaria.

10 En general, el uso de CO₂ como medio de extracción durante la regeneración es ventajoso porque no hace necesario otro gas de arrastre exterior tal como el nitrógeno, lo que tendría que procurarse con un gasto financiero o habría que crearse en el lugar utilizando un aparato caro y grandes cantidades de energía.

La mezcla de SH₂/CO₂ que se origina a partir de dicha segunda etapa de la regeneración o regeneración posterior, se recicla posteriormente al primer dispositivo también.

15 Preferiblemente, el CO₂ secuestrado desde el primer dispositivo se calienta antes de que se utilice para el proceso de regeneración, y más preferiblemente, el calentamiento del CO₂ secuestrado comprende el intercambio de calor entre el disolvente regenerado y el CO₂ que va a ser utilizado como medio de extracción. El calor del disolvente procedente del segundo dispositivo, es decir, de la segunda etapa de regeneración, se transfiere aquí al CO₂ para ser utilizado como medio de extracción.

20 En una realización adicional preferida de un método según la invención, el disolvente al menos parcialmente saturado es calentado por el disolvente regenerado antes de ser regenerado en el segundo dispositivo. Como la absorción de SH₂ se lleva a cabo preferiblemente a baja temperatura, el calor restante del disolvente regenerado se transfiere ventajosamente al disolvente al menos parcialmente saturado, de manera que el proceso de regeneración del disolvente se beneficia del calor transferido. Preferiblemente, el intercambio de calor entre el disolvente regenerado por un lado, y el disolvente al menos parcialmente saturado y el gas CO₂ reciclado por otro, se lleva a

25 cabo en el mismo intercambiador de calor.

La divulgación presente se refiere además a la utilización del disolvente que comprende cloruro de aluminio de cobre (Cu[AlCl₄]) y monoclorobifenilo (MCB) para la separación de una mezcla gaseosa que comprende SH₂ y CO₂ como ingredientes principales, según el método como se describió anteriormente. La divulgación presente se refiere además a un aparato para su uso en el método para la separación de la mezcla gaseosa según la invención.

30 La invención será además dilucidada por las figuras adjuntas que ilustran realizaciones preferidas de la invención, en donde:

- La figura 1 muestra un esquema del proceso de un método conocido para la separación de gas agrio de una corriente principal usando compuestos de amina;
- La figura 2 muestra un esquema del proceso de un método para la separación de gas agrio según la
- 35 invención;
- La figura 3 muestra esquemáticamente un reactor de pared mojada que se utiliza para absorber el SH₂ gaseoso en el disolvente según la invención ; y
- La figura 4 muestra un detalle del reactor de pared mojada de la figura 3.

40 En la figura 1 se muestra un esquema del proceso 100 de un método conocido para la separación de gas agrio de una corriente principal 2. La corriente principal 2, que puede ser una corriente de gas natural, es conducida hacia una columna de absorción de gas agrio 101, en la que la corriente principal 2 se pone en contacto con un disolvente con compuestos de amina. El disolvente se introduce a temperatura ambiente usando un dispositivo de enfriamiento 105 en la parte superior de la columna 101, y el disolvente que ha absorbido el gas agrio, es secuestrado por el

45 conducto 4 desde la columna 101. La corriente principal purificada sale a través del conducto 3 del sistema para su procesamiento posterior.

El conducto 4 se conduce a través de un intercambiador de calor 107 en el que el calor de un conducto 6 se transfiere al conducto 5. La corriente en el conducto 5 es un disolvente calentado que está enriquecido, es decir, al menos parcialmente saturado, y se introduce en un regenerador 102, en el que el gas agrio se separa y se secuestra a través del conducto 8. El calor es conducido hacia el regenerador 102 por una caldera 103 a fin de acelerar el

proceso de regeneración. El disolvente se recicla a través de un conducto 6 por medio de una bomba 104, el intercambiador de calor 107 y el enfriador 105, finalmente, a la columna de absorción 101.

5 El gas agrio separado se seca a través del conducto 8 en el dispositivo 106 de condensación, y en la columna 9 el agua se separa y se recicla al regenerador 102. En el lado superior de la columna se obtiene una corriente de gas agrio puro en un conducto 1 posteriormente.

10 La corriente de gas agrio 1 se procesa adicionalmente por un método conocido con una unidad de procesamiento de azufre 110, que consiste por lo general en una o varias unidades de Claus. Mediante la adición de un oxidante 10 se obtiene azufre puro 12 con subproductos que comprende el condensado del proceso 11 y el gas restante 13. Como ya se ha indicado anteriormente, la relación SH_2/CO_2 es de gran importancia para el funcionamiento de la unidad de procesamiento de azufre 110. Una cantidad demasiado grande de CO_2 puede retrasar el proceso o hacer que sea incluso completamente imposible. En tales casos, puede ser posible añadir una columna adicional en el sistema 100, con el fin de disminuir la proporción de CO_2 en la corriente de gas agrio 1. Tal paso adicional reduce la eficiencia del proceso y, además, dicho sistema puede llegar a ser muy caro.

15 En la figura 2 se muestra un esquema del proceso 200 para la separación de gas agrio 1 según la invención. Es importante destacar que, el proceso descrito es prácticamente insensible a la relación de SH_2/CO_2 , de modo que una etapa de enriquecimiento adicional que por lo general es necesaria en el método conocido puede ser eliminada.

20 La corriente de gas agrio 1, es decir, una corriente gaseosa que tiene como ingredientes principales SH_2 y CO_2 , es dirigida primero hacia un dispositivo de compresión y de secado 203 para la eliminación de todo el agua que pueda estar presente en dicha corriente 1. La eliminación de dicha agua puede por ejemplo ser realizada por enfriamiento y por la aplicación de tamices moleculares. Es de importancia eliminar el agua de la corriente 1, ya que el agua impide el funcionamiento del disolvente en el método. La corriente 1 es preferiblemente presurizada a una presión de aproximadamente 6-10 bares. El agua y otros posibles componentes diferentes de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono, son secuestrados a través de un conducto 30 a partir de la corriente de gas 1.

25 El gas agrio puro es conducido a través de un conducto 15 hacia una columna de absorción 201, preferiblemente un reactor de pared mojada, en el que el disolvente conducido a través del conducto 21 se pone en contacto contracorriente con la corriente 15. El disolvente consiste en cloruro de aluminio de cobre ($\text{Cu}[\text{AlCl}_4]$) disuelto en monoclorobifenilo (MCB). Se encontró que tal combinación actúa muy bien en la separación de gas agrio porque el SH_2 se disuelve muy bien en el disolvente y el disolvente según la invención prácticamente no absorbe CO_2 . El disolvente absorbe la cantidad total de SH_2 , de modo que una corriente de gas 22 que sale de la columna de absorción 201 en la parte superior consiste en CO_2 puro.

35 El proceso de absorción se lleva a cabo preferiblemente bajo una presión de entre 6-10 bares y a una temperatura de 50-70 grados Celsius. A medida que se libera calor durante el proceso de absorción y la temperatura demasiado alta ralentiza el proceso de absorción, debido a una baja afinidad del disolvente para el SH_2 a temperaturas más altas, es ventajoso enfriar la columna 201. Para este propósito se proporciona un conducto de refrigeración 32 a través del cual se lleva a un vapor orgánico que absorbe el calor liberado durante el proceso de absorción, y también conduce al calor hacia afuera de modo que la temperatura en la columna 201 se pueda mantener baja. El sistema de refrigeración completo será discutido en más detalle a continuación.

40 El disolvente por lo menos parcialmente saturado, o en otras palabras, enriquecido sale del dispositivo 201 en el lado inferior y la corriente 16 se calienta mediante un intercambiador de calor 204 desde aproximadamente 60° C a 120° C, después de lo cual, la corriente rica 17 calentada se lleva a un tanque flash 206 por medio de una válvula 205, en donde cualquier posible, pequeña cantidad de CO_2 disuelta presente en el disolvente, se libera y se recicla a través del conducto 29 al dispositivo de compresión o de secado 203. El disolvente rico se lleva desde el tanque flash 206 a un regenerador 202 a través del conducto 18.

45 En el regenerador 202, el SH_2 gaseoso se extrae posteriormente mientras que se suministra el calor que se origina en el proceso de absorción del gas en la columna de absorción 201. La extracción se lleva a cabo preferiblemente a una temperatura de entre 140-150° C a presión atmosférica. Para este objetivo, se proporciona un circuito de intercambio de calor. En el circuito de intercambio de calor el calor generado en la columna de absorción 201 durante el proceso de absorción, se absorbe en un espacio que lo rodea (no mostrado) por medio de un líquido

orgánico que se evapora. El vapor formado es conducido posteriormente a través de un conducto 31 y un compresor 214 (preferiblemente un compresor del tipo de desplazamiento) a un espacio que lo rodea (no mostrado) que calienta el regenerador 202. En este espacio que lo rodea el medio condensa y emite al mismo tiempo su calor al regenerador 202. De esta manera se proporciona un procedimiento muy eficiente de energía de absorción y regeneración, en el que el calor producido en un proceso se transfiere al otro, mientras que se aceleran ambos procesos. La bomba o el compresor 214 que se utiliza en el proceso, requiere una cantidad de energía que es relativamente pequeña en comparación con la energía en términos del calor de absorción y regeneración que se transfiere.

El SH₂ gaseoso liberado es secuestrado por el conducto 26 del regenerador 202 y se enfría en el dispositivo de enfriamiento 207. En esta etapa también pequeñas cantidades de MCB se condensarán y este disolvente se recuperará en una columna atmosférica 208 y se reciclará a través de un conducto 27 a un segundo regenerador 209. El gas que se libera en la parte superior de la columna atmosférica 208 es puro SH₂ gaseoso que, debido a su pureza, es adecuado como un precursor industrial, por ejemplo para la producción de azufre y numerosos otros productos.

También el disolvente que se libera en la parte inferior del regenerador 202 es conducido a través de un conducto 19 y una válvula 210 hacia un segundo regenerador 209, que también opera a presión atmosférica. En este segundo regenerador 209 la última cantidad de SH₂ restante en el disolvente se purga fuera de la solución mediante la introducción de una corriente pura de CO₂ 23 de la columna de absorción 201. La corriente de CO₂ 23 se calienta primero hasta aproximadamente 120° C, con un intercambiador de calor 204, y posteriormente se pone en contacto con el disolvente que sale de los conductos 19 y 27, en el regenerador 209. El contacto con el CO₂ libre de SH₂ libera las últimas cantidades restantes de SH₂ del disolvente, y la corriente de gas de CO₂ que contienen SH₂ 25 que se forma, se recicla al dispositivo de compresión y secado 203. Esta etapa de generación secundaria asegura que se obtiene un disolvente prácticamente libre de SH₂. Como el disolvente todavía tiene una temperatura de aproximadamente 120° C, el disolvente se conduce a través del conducto 20 y la bomba 212 a través del intercambiador de calor 204, donde el disolvente regenerado 20 calienta el disolvente rico 16 y la corriente de CO₂ 23, antes de que sean reciclados de nuevo a la torre de absorción 201 a través del conducto 21.

El uso de una segunda etapa de regeneración en la segunda columna 209 hace que sea posible regenerar el disolvente a presión atmosférica, así como a una pureza muy alta. El uso del ya presente, gas de CO₂ libre de SH₂, es muy ventajoso en este método. Será evidente que tal método de regenerar un disolvente es muy eficiente en energía en comparación con, por ejemplo, la regeneración en condiciones de vacío. Además, el eficiente intercambio de calor entre las varias corrientes, por ejemplo, entre las corrientes que pasan a través del intercambiador de calor 204, contribuye al carácter de gran ahorro de energía del método descrito.

En la figura 3 se muestra un reactor de pared mojada 300 que tiene en la parte inferior una corriente entrante de gas agrio 302, y en la parte superior una corriente de entrada de disolvente 304. Se muestra esquemáticamente la parte media del reactor 300 que se proporciona con una multitud de espacios tubulares 306, a través de los que el disolvente 304 gotea hacia abajo a lo largo de las paredes interiores de los espacios tubulares 306, mientras que el gas agrio 302 se eleva en dirección hacia arriba y pasa junto al disolvente 304, sobre una superficie de contacto relativamente grande. Además, el reactor 300 tiene un espacio fuera de los espacios tubulares 306, denominado espacio de manto circundante 308, en el que fluye el medio de intercambio de calor. El medio entra como una corriente condensada de vapor orgánico 310, es decir, que está en realidad en su fase líquida. Ejemplos de un medio adecuado son hexano y tolueno. El vapor condensado 310 llena el espacio de manto 308 hasta un nivel indicado 311, por encima del cual el compuesto hace una transición a una fase gaseosa, y posteriormente sale del espacio de manto 308 como vapor orgánico 312.

El calor que se forma durante la absorción del SH₂ desde el gas agrio 302 al disolvente 304, se transfiere al espacio de manto 308 y funciona como una fuente de energía para la evaporación del vapor condensado 310.

En la parte inferior del reactor, el denominado disolvente graso o enriquecido 312 se recoge en forma líquida, y se conduce a través del conducto 314 a un proceso de regeneración, por ejemplo, en un segundo reactor de pared mojada, que no se muestra, pero funciona de una manera análoga a lo que se ha explicado anteriormente.

En la parte superior una corriente de gas 315 que está libre de SH₂, abandona el reactor.

Los espacios tubulares están conectados entre sí y a la pared externa 316 del reactor, por medio del material de conexión 318 que permite aberturas en la parte superior e inferior de los espacios tubulares, mientras que sella los espacios entre los espacios tubulares y, como tal, delimita el espacio de manto 308.

5 Por último en la figura 4, se muestra un detalle 400 de la pared mojada del reactor de la figura 3. Se refiere a la parte superior izquierda del reactor 300.

10 En la figura 4, se muestran en más detalle la pared exterior integrada 402 del reactor, y la salida 404 para el vapor orgánico 406 desde el espacio de manto 408. Además se muestran los espacios tubulares 410, que están delimitados por las paredes interiores 412, a lo largo de la cual una película de disolvente 414 fluye hacia abajo, mientras que el gas agrio 416 asciende en el lado interior central. Los espacios tubulares 410 están conectados
15 entre sí y con la pared exterior 402 por el material de conexión 418, cuyo material se coloca ligeramente por debajo de las terminaciones en el lado superior de los espacios tubulares 410, de modo que las terminaciones se proyecten ligeramente por encima del material de conexión 418. Como consecuencia de ello, un pequeño depósito 420 se forma durante la introducción de disolvente 414, antes de que el disolvente fluya como una película a lo largo de las paredes interiores 412 en dirección hacia abajo. Así, se logra una óptima superficie de contacto entre la fase líquida del disolvente 414, por una parte, y la fase de gas del gas agrio 416 por otra.

Por otra parte, el uso de tal reactor para la regeneración, en la que disolvente saturado fluye a lo largo de las paredes interiores en dirección hacia abajo análogamente a la descripción anterior, logrará una satisfactoria evaporación del gas de SH_2 a partir del disolvente, ya que la corriente de SH_2 gaseoso puede fluir sin impedimentos físicos dentro de los espacios tubulares, mientras que el disolvente fluye hacia abajo como una película.

20 La invención no se limita a la realización descrita anteriormente, sino que incluye otras realizaciones también, que están cubiertas por la redacción de las reivindicaciones adjuntas.

REIVINDICACIONES

1. Un método para la separación de una mezcla gaseosa que comprende como ingredientes principales SH₂ y CO₂, en donde la mezcla gaseosa se pone en contacto en un primer dispositivo con un disolvente que comprende un ácido de Lewis débil, en donde el SH₂ se absorbe en el disolvente y el resto de CO₂ es secuestrado, y en donde el disolvente al menos parcialmente saturado se regenera posteriormente, en al menos un segundo dispositivo en donde el SH₂ liberado se secuestra, en donde el calor liberado en el primer dispositivo durante el proceso de absorción, es conducido hacia un segundo dispositivo por medio de un medio.
2. Un método según la reivindicación 1, en donde el ácido de Lewis débil comprende cloruro de aluminio de cobre (Cu[AlCl₄]).
3. Un método según la reivindicación 1 o 2, en donde el disolvente comprende monoclorobifenilo (MCB).
4. Un método según la reivindicación 3, en donde el medio comprende un vapor orgánico condensable.
5. Un método según la reivindicación 3 o 4, en donde dicho medio es comprimido antes de ser conducido hacia el segundo dispositivo.
6. Un método según la reivindicación 3, 4 o 5, en donde el medio se recicla desde el segundo dispositivo hacia el primer dispositivo, para la refrigeración del primer dispositivo, y en donde el medio se enfría antes del reciclaje.
7. Un método según una de las reivindicaciones 1-6, en donde el proceso de regeneración del disolvente al menos parcialmente saturado comprende además la extracción del disolvente por medio de la introducción de al menos una parte del CO₂ secuestrado desde el primer dispositivo.
8. Un método según la reivindicación 7, en donde el CO₂ secuestrado desde el primer dispositivo, que se usa para la extracción del disolvente, se calienta antes de ser introducido en el proceso de regeneración.
9. Un método según la reivindicación 8, en donde el calentamiento del CO₂ secuestrado del primer dispositivo, comprende intercambiar calor entre el disolvente regenerado y dicho CO₂.
10. Un método según una de las reivindicaciones 1 a 9, en donde el disolvente al menos parcialmente saturado es calentado por el disolvente regenerado, antes de ser regenerado él mismo en el segundo dispositivo.

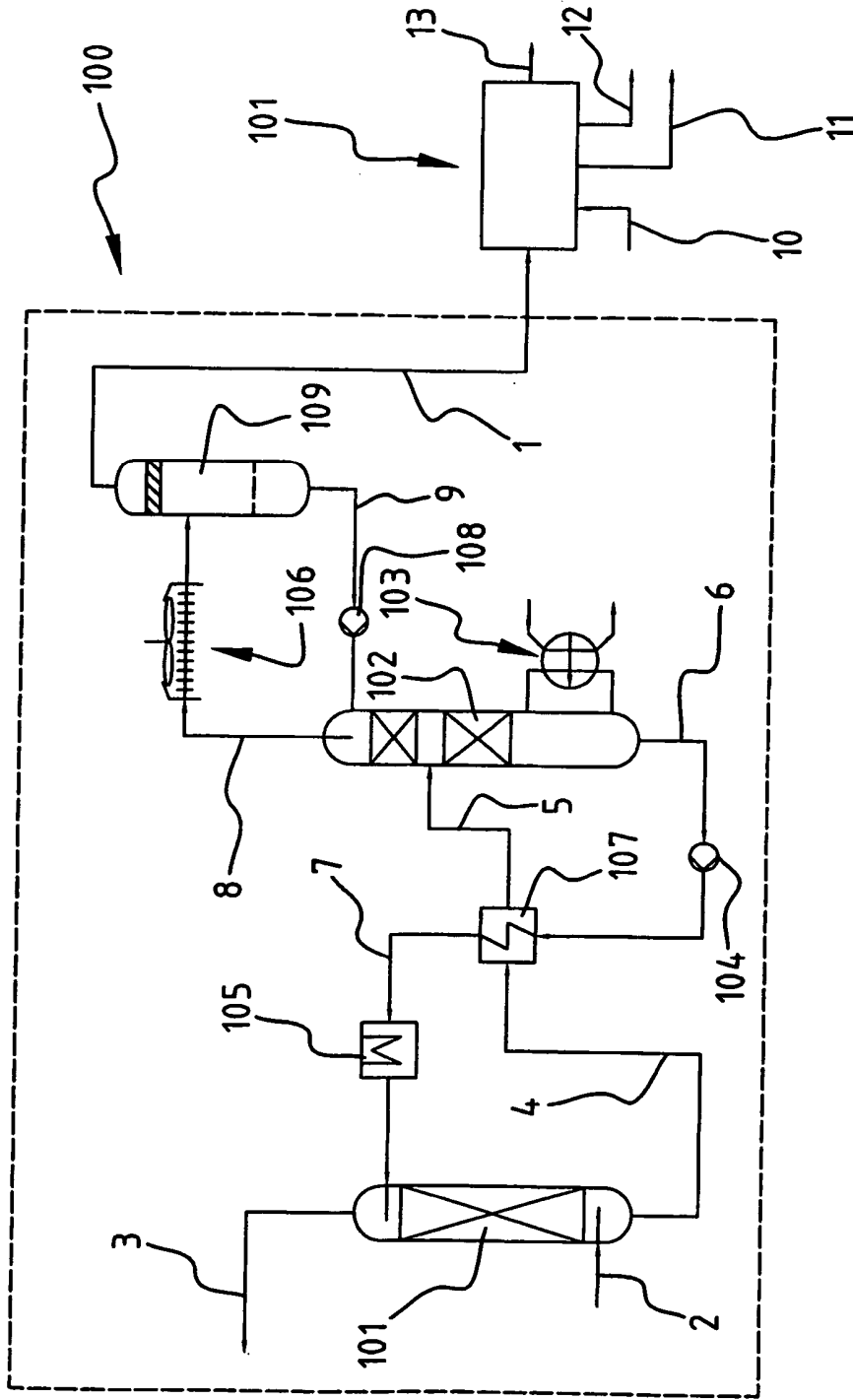


FIG. 1

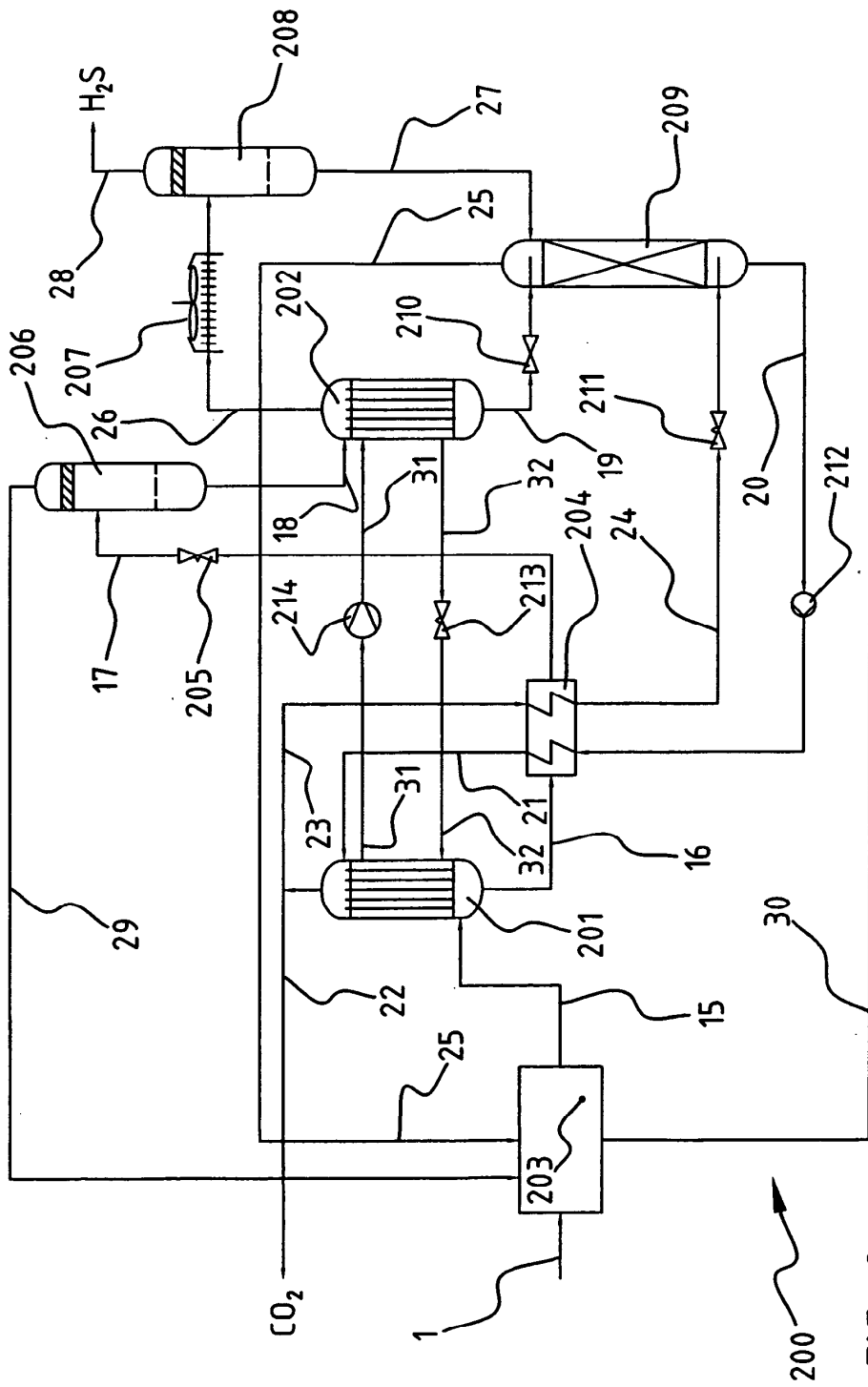


FIG. 2

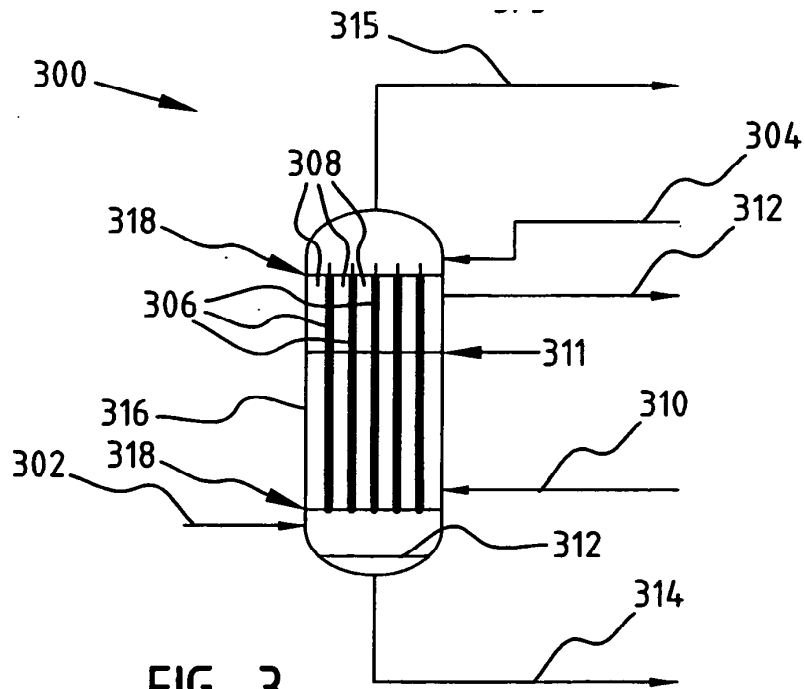


FIG. 3

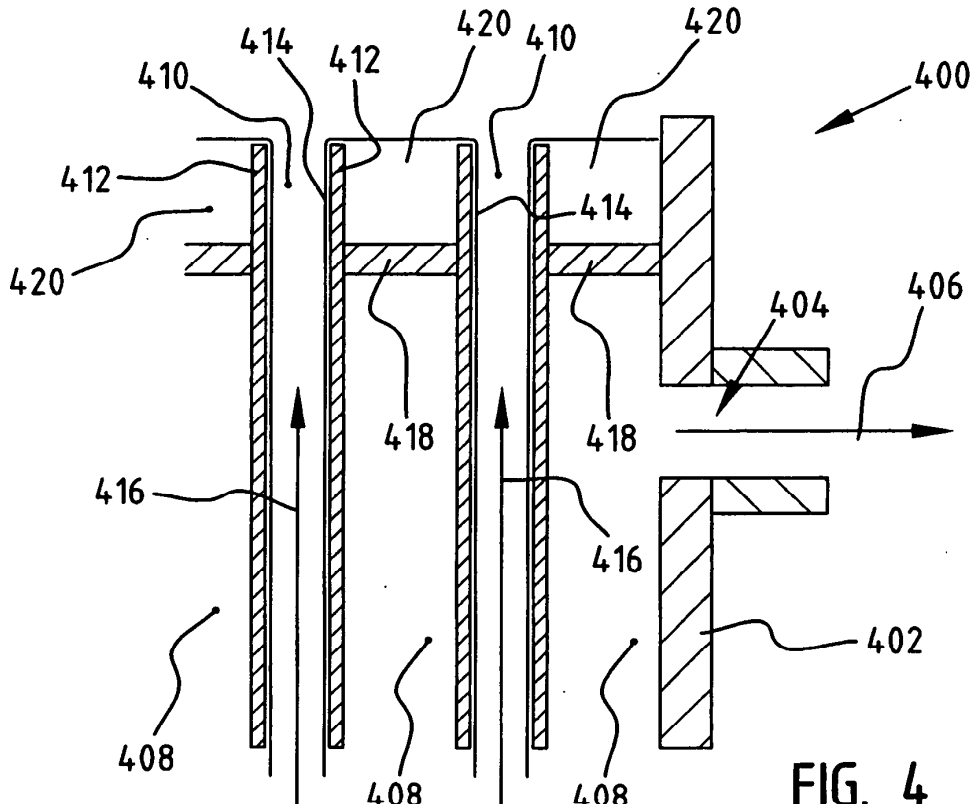


FIG. 4