

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 380 976**

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

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **06757887 .2**  
96 Fecha de presentación: **28.06.2006**  
97 Número de publicación de la solicitud: **1896160**  
97 Fecha de publicación de la solicitud: **12.03.2008**

54 Título: **Método y aparato para la reducción de la energía en procesos de captura de gas ácido**

30 Prioridad:  
**28.06.2005 NO 20053148**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**22.05.2012**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**22.05.2012**

73 Titular/es:  
**NTNU Norwegian University of Science and  
Technology  
S.P. Andersensvei 5  
7491 Trondheim, NO**

72 Inventor/es:  
**SVENDSEN, Hallvard, F.;  
TOBIESEN, Finn, Andrew;  
MEJDELL, Thor;  
HOFF, Karl, Anders y  
JULIUSSEN, Olav**

74 Agente/Representante:  
**de Elizaburu Márquez, Alberto**

**ES 2 380 976 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 y aparato para la reducción de la energía en procesos de captura de gas ácido

## Área de la invención

5 Las grandes emisiones de gases de efecto invernadero, y en particular CO<sub>2</sub>, son reconocidas hoy en día como una de las principales causas del calentamiento climático. La absorción es la tecnología que se utiliza con más frecuencia para la eliminación del CO<sub>2</sub>, pero la eliminación a gran escala de los gases con bajas presiones parciales de CO<sub>2</sub> está limitada por consideraciones económicas. La absorción de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S del gas natural, procesa los gases y en particular los gases de escape de, como por ejemplo, centrales eléctricas basadas en combustibles fósiles, plantas de hierro y acero, está asociada con altas necesidades de energía para la regeneración del absorbente.

10 La presente invención aborda este problema particular ya que introduce un nuevo método y un aparato para reducir las necesidades de energía para la regeneración de absorbentes al añadir un componente que simplifica la regeneración, pero tiene un efecto limitado en el funcionamiento del absorbente.

## Tecnología conocida

15 La disposición convencional en una planta de absorción para la eliminación de gases ácidos (por ejemplo CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>S) de, por ejemplo, gases de escape se da en la figura 1 de forma simplificada. El gas que va a ser tratado 1 entra al fondo del absorbedor y pasa hacia arriba a través del absorbedor A1. El absorbente empobrecido 3 entra en el absorbedor A1 en una posición por encima del interior de la columna y pasa hacia abajo a contracorriente del gas. Un contacto próximo entre las fases y las propiedades del absorbente hace que el gas ácido deje la fase gaseosa y sea absorbido en el absorbente, generalmente en parte provocado por una reacción química exotérmica en la fase líquida. Para limitar las pérdidas de absorbente, el absorbedor puede estar equipado con una sección de lavado con agua en la parte superior, pero esto es irrelevante para la invención.

20 El gas limpiado 2 deja el absorbedor A1 por la parte superior y el líquido, que ahora está enriquecido con gas ácido 4, deja el absorbedor A1 por el fondo. La solución de absorbente enriquecido 4 se pasa entonces por un intercambiador de calor H1 donde es calentada a una temperatura cercana a la del dispositivo de desorción, y entonces se pasa como corriente 5 al dispositivo de desorción D1.

25 En el dispositivo de desorción los equilibrios que gobiernan la solución del gas ácido, incluyendo las reacciones químicas, son invertidos por un aumento de la temperatura. El aumento de temperatura se consigue introduciendo un calentamiento directo o indirecto al hervidor R1 del dispositivo de desorción, como se muestra en la figura 1. Después de la inversión del equilibrio y la desorción de los gases ácidos, el absorbente deja el dispositivo de desorción como corriente 7 y como absorbente empobrecido 6 del hervidor R1 que también genera vapor 11 para el dispositivo de desorción. El absorbente empobrecido 6 pasa a través del intercambiador de calor H1 calentando simultáneamente el absorbente enriquecido, antes de que pueda ser enfriado y se dirige de nuevo al absorbedor A1 como corriente 3. El CO<sub>2</sub> del dispositivo de desorción, junto con el vapor de agua 8, pasa a un condensador C1 en el que se reduce la temperatura y el agua se condensa y se devuelve al dispositivo de desorción 9. La fase gaseosa que contiene principalmente CO<sub>2</sub> 10 es el producto.

30 El principal obstáculo para adoptar esta tecnología para uso a nivel mundial para por ejemplo eliminación de CO<sub>2</sub> a gran escala, es la energía necesaria para la regeneración del absorbente en el dispositivo de desorción. Por ejemplo, la tecnología convencional, como el proceso de Fluor Econamine utilizará normalmente aproximadamente 3850 MJ de energía por tonelada de CO<sub>2</sub> eliminada para la absorción de CO<sub>2</sub> del escape de una central eléctrica de carbón quemado (S. Reddy et al. 2ª conferencia nacional de medidas para Captura de Carbono (Carbon Sequestration), págs. 1-11, Alexandria EE.UU., Ma 2003). Se han hecho mejoras en estos procesos y se reivindica que el proceso Fluor Econamine Plus tiene unos requisitos de energía de regeneración de aproximadamente 3250 MJ/t. de CO<sub>2</sub> eliminada, (S. Reddy et al. 2ª conferencia nacional de medidas para Captura de Carbono, págs. 1-11, Alexandria EE.UU., Ma 2003). También Mitsubishi ha desarrollado nuevos procesos y su nuevo absorbente KS1 se reivindica como que necesita aproximadamente 3250 MJ/t. de CO<sub>2</sub> eliminada, (S. Reddy et al. 2ª conferencia nacional de medidas para Captura de Carbono, págs. 1-11, Alexandria EE.UU., Ma 2003 y Mimura et. al. Gestión de Conversión de Energía (Energy Convers. Mgmt.) 36 (1995), págs. 397-400 y Comunicaciones de Energía Química (Chem. Eng. Comm.), 170 (1998), págs. 245-260).

35 Sin embargo, estas reducciones del requisito de energía no son suficientes para que la absorción sea aceptada como una tecnología viable para, por ejemplo, eliminación de CO<sub>2</sub> de gases de escape. No se puede dar un número exacto de la reducción necesaria en el requisito de energía de regeneración, pero se cree que el intervalo 1500-1800 MJ/t. de CO<sub>2</sub> eliminada podría ser aceptable.

40 Se sabe que los ácidos orgánicos pueden formarse como productos de la degradación cuando se utilizan aminas como absorbentes en el proceso. Este es el caso también para la mayoría de los sistemas en los que se añaden inhibidores de la degradación dado que éstos no son totalmente inmunes a la oxidación. Cuando hay presentes trazas de oxígeno, las aminas como la MEA reaccionarán con este para formar por ejemplo glicina, ácido glicólico y

ácido oxálico. (Estos compuestos pueden interaccionar aún más consigo mismos para formar otros productos de degradación). (ref.: Leci y Goldthorpe.; Gestión de Conversión de Energía (Energy Convers. Mgmt.) 33,5-8,477-485,1992). Estos y otros ácidos se acumulan en la solución y circulan por el absorbedor y por el dispositivo de desorción. Estos ácidos desplazan las curvas de equilibrio para absorción y desorción de gas ácido, pero el efecto total puede ser positivo ya que se puede obtener una pequeña reducción en los requisitos de energía. Esta manera de funcionar tiene la desventaja de que los ácidos, que desplazan las curvas de equilibrio, están presentes en todo el proceso. De este modo no pueden estar presentes en concentraciones grandes, y será necesaria una recuperación de absorbente con regularidad para eliminar estos ácidos y otros productos de degradación tales como sales estables al calor.

Se sabe que las soluciones saladas ácidas, por ejemplo adipato de sodio, pueden usarse con concentración alta en la sección del dispositivo de desorción y la sal ácida puede ser eliminada del circuito por precipitación (ref.: O. Erga, Ind. Eng. Chem. Fundam., 25 (1986), págs. 692-695) en un proceso para la eliminación de SO<sub>2</sub> de humos en este proceso, la solución empobrecida es calentada y el solvente evaporado. De esta manera, puede conseguirse la supersaturación de una sal ácida adípica y la precipitación tiene como resultado una concentración más baja del absorbente. Esto mejora la absorción.

El documento GB 484 714 A describe un proceso para eliminar SO<sub>2</sub> de gases de escape utilizando una solución de bisulfito-sulfito. Este se comercializa ahora como el denominado proceso de Wellman-Lord con sodio como catión.

El documento US 20040253159 A1 describe un proceso para recuperar CO<sub>2</sub> de una corriente de gas con un absorbente regenerado que comprende por lo menos absorbente de amina terciaria y un inhibidor de la oxidación.

## 20 Descripción de la invención

La presente invención proporciona un método para eliminar y recuperar gases ácidos, CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S de una mezcla gaseosa en una planta de absorción en la que la mezcla gaseosa pasa a través de un absorbente básico en un absorbedor, y en el que el absorbente enriquecido (es decir absorbente con gas ácido) pasa a través de un intercambiador de calor, y entonces a través de un dispositivo de desorción en el que el gas ácido es quitado del absorbente enriquecido, caracterizado porque se añaden ácidos orgánicos disueltos en un solvente orgánico a la corriente de absorbente enriquecido en o antes del dispositivo de desorción, con el fin de aumentar la liberación de gas ácido al desplazar los equilibrios de gas ácido hacia el lado de gas, y en el que ácidos orgánicos son separados subsiguientemente del absorbente empobrecido (es decir el absorbente después de quitar el gas ácido) como una fase líquida separada, por extracción hasta un solvente orgánico antes de que el absorbente empobrecido sea devuelto al absorbedor. Con este método, el consumo de energía del proceso se reduce substancialmente. El ácido orgánico puede ser un ácido nafténico, un ácido carboxílico C1-C18, un aminoácido o una mezcla de los mismos. El ácido orgánico es de tal manera que una mezcla del mismo con absorbente empobrecido (es decir absorbente después de quitar el gas ácido) formará dos fases separadas después de la liberación del gas ácido, una enriquecida con el ácido orgánico y otra enriquecida con el absorbente y agua, y las dos fases son separadas en un separador de fases líquidas. La separación se consigue utilizando un solvente orgánico para la disolución parcial del ácido orgánico. El absorbente empobrecido añadido al absorbedor tendrá con ello bajo contenido de ácido orgánico.

Otro aspecto de la presente invención es que los ácidos orgánicos añadidos pueden unirse a los metales pesados y eliminarlos de la solución.

Además, la presente invención proporciona un aparato para realizar el método, que incluye el suministro de ácido orgánico 5b, 13, 14a (fig.2) colocado antes del dispositivo de desorción D1 o antes del intercambiador de calor H1 de flujo transversal, un separador S1 colocado en la línea de reciclaje 3b-3a entre el intercambiador de calor H1 y el absorbente A1 para separar el ácido orgánico 15 del absorbente empobrecido 3b. Se puede incluir un separador elevado S2 de dispositivo de desorción para separar las tres fases formadas, y se pueden instalar conductos para el reciclaje de la fase enriquecida orgánica y una fase enriquecida con agua y absorbente. El separador puede ser de cualquier tipo utilizado para la separación líquido/líquido, por ejemplo un decantador por gravedad o un separador centrífugo.

Además, la presente solicitud proporciona un aparato con conductos de reciclaje 14a, 14b y 14c para el ácido orgánico y un separador S3 para el solvente orgánico colocado después del intercambiador de calor de flujo transversal con un tubo de retorno 16 para el solvente a la corriente 6 de absorbente empobrecido.

## 50 Descripción de las figuras

La figura 1 muestra una planta convencional de absorción para eliminación de CO<sub>2</sub>. En la figura 2 se muestra un ejemplo de un diagrama de flujo típico para una planta de eliminación de CO<sub>2</sub> en la que se utiliza ácido orgánico no disuelto en un solvente. La figura 3 muestra una alternativa a la configuración de la figura 2 en la que la solución que contiene ácido orgánico es devuelta a la solución de absorbente enriquecido y el empobrecido antes del intercambiador de calor de flujo transversal. La figura 4 muestra el efecto de la neutralización parcial en la presión parcial de CO<sub>2</sub> sobre una solución de MEA a 120° C. La figura 5 es un ejemplo de un diagrama de flujo para una planta de eliminación de CO<sub>2</sub> que funciona según la invención, en la que se añade ácido orgánico junto con un

5 solvente orgánico y con el que el solvente orgánico es separado del flujo de absorbente enriquecido antes de entrar al dispositivo de desorción y devuelto a la corriente de absorbente empobrecido antes del intercambiador de calor de flujo transversal. La figura 6 muestra el caso de eliminación de metales pesados, por ejemplo mercurio, de la corriente de gas que va a ser tratado por extracción hasta la fase líquida que contiene ácido orgánico y la eliminación subsiguiente del metal en un lavado separado de una purga del proceso de absorción. En la figura 7 se muestran datos de equilibrio de CO<sub>2</sub> para MEA en contacto con un ácido orgánico en un solvente a dos temperaturas 40° C y 80°C que ilustran los efectos deseados.

**Descripción detallada de la invención**

10 La invención está relacionada con cómo cambiar las curvas de equilibrio para la desorción, en el dispositivo de desorción, sin afectar en gran medida a las curvas de equilibrio en el absorbedor.

15 La base para la invención es agregar un componente parcialmente o completamente soluble, preferiblemente un ácido orgánico, por ejemplo un ácido nafténico, un ácido carboxílico o un aminoácido a la corriente de absorbente enriquecido en posiciones ejemplificadas en las figuras 2 y 3 mediante la corriente 13 como que está justo antes de la entrada de absorbente enriquecido al dispositivo de desorción o la entrada de absorbente enriquecido al intercambiador de calor H1 de flujo transversal. Estas posiciones son sólo ejemplos y no son limitativas. Los ácidos son añadidos como una mezcla de un solvente orgánico y los ácidos orgánicos. Los ácidos tendrán la propiedad de ser cada vez más solubles en la solución acuosa de absorbente con el aumento de temperatura. De este modo, una solubilidad alta del ácido se encuentra en el dispositivo de desorción.

20 Agregar ácido a los absorbentes, que son una base, neutralizará el absorbente y desplazará el equilibrio de gas ácido hacia el lado de gas. Esto aumentará la presión parcial del gas ácido en el dispositivo de desorción D1 comparado con el proceso original. El cambio de la presión parcial dependerá de la cantidad de ácido orgánico disuelto en el absorbente acuoso y de la cantidad agregada. En la figura 4 se da un ejemplo del efecto de neutralización parcial en las curvas de equilibrio. Un aumento en la presión parcial de CO<sub>2</sub> facilitará la desorción y hará que se demande menos energía. Un ejemplo se da en la tabla 1 que es un resultado de una simulación. Aquí la absorción de CO<sub>2</sub> en el MEA absorbente (Monoetanolamina) es tomado como un ejemplo. El absorbente es neutralizado en diferentes medidas por un ácido orgánico y esto desplazará significativamente las cargas de gas ácido. Puede verse que un grado del 25% de neutralización reduce la cantidad de energía necesaria para la absorción de CO<sub>2</sub> del valor normal de 3890 MJ/t. de CO<sub>2</sub> a menos de 2000 MJ/t. de CO<sub>2</sub>. Un aumento adicional en el grado de neutralización reduce aún más el requisito de energía y con un 32% de neutralización, los requisitos de energía están muy por debajo de 1500 MJ/t. de CO<sub>2</sub>.

Tabla 1

Fracción de absorbente neutralizado	Requisito de energía (MJ/t. de CO <sub>2</sub> )	Moles de carga de absorbente empobrecido CO <sub>2</sub> /moles abs.	Moles de carga de absorbente enriquecido CO <sub>2</sub> /moles abs.
0,0	3890	0,2000	0,457
0,05	3440	0,2100	0,457
0,07	3200	0,2160	0,457
0,09	2990	0,2310	0,457
0,17	2480	0,2400	0,457
0,25	1950	0,2666	0,457
0,32	1440	0,2960	0,457

La adición de ácidos orgánicos al dispositivo de desorción tendrá, si no se eliminan antes del regreso de la solución de absorbente empobrecido al absorbedor, un efecto perjudicial en la capacidad de absorción.

35 La segunda parte de la invención está relacionada por lo tanto con el método para eliminar el ácido de la solución de absorbente empobrecido. Esto se consigue seleccionando las propiedades del ácido orgánico añadido de tal manera que cuando la solución de absorbente empobrecido es enfriada, como en el intercambiador de calor H1 de flujo transversal, la mezcla forma dos fases. Una fase estará enriquecida con absorbente y agua y contendrá algún ácido orgánico restante mientras que la otra fase estará enriquecida con ácido orgánico y contendrá algo de absorbente y agua. Las figuras 2 y 3 muestran un proceso en el que el ácido orgánico no está disuelto en un solvente. Como se muestra en la figura 2, una fase 15 enriquecida de ácido es separada en un separador convencional S1 y se elimina de la fase 3b enriquecida de absorbente. S1 se coloca en la corriente 3b - 3a de absorbente enriquecido y puede ser un separador o una combinación de separador y refrigerador. La fase 3a enriquecida con absorbente pasa entonces

- 5 al absorbedor A1. La fase enriquecida con ácido orgánico 15 puede ser devuelta en diversas ubicaciones, preferiblemente en la corriente caliente 5a de absorbente enriquecido antes de que entre al dispositivo de desorción D1, como se muestra en la figura 2, o a la corriente 4 de absorbente enriquecido antes de que entre al intercambiador de calor H1 de flujo transversal, como se muestra en la figura 3. El último puede tener la ventaja añadida de que en el intercambiador de calor de flujo transversal se puede transferir más calor.
- 10 La parte del ácido orgánico, dependiendo de su volatilidad, se evapora en el dispositivo de desorción y el flujo 8 con CO<sub>2</sub>, agua y absorbente al condensador elevado S2 de dispositivo de desorción y se enfría y condensa allí. En el condensador S2 se formarán tres fases. La fase gaseosa 10 contendrá principalmente CO<sub>2</sub> y es el producto. El líquido formará dos fases, en el que una estará enriquecida con ácido orgánico 14 y la otra enriquecida con agua y absorbente 9. La fase enriquecida con ácido orgánico será devuelta, como ejemplo no limitativo, a la parte superior 14a del dispositivo de desorción o al hervidor 14b, como se muestra en la figura 2, o como corriente 14c a la corriente 4 de absorbente enriquecido como se muestra en la figura 3. También se puede utilizar una mezcla de ambos.
- 15 El proceso trabajará con componentes básicos orgánicos, por ejemplo todas las aminas y mezclas de las mismas, por ejemplo las aminas de alcoholes, por ejemplo MEA (monoetanolamina), DEA (amina de dietanol), MDEA (dietanolamina de metilo), diaminas y poliaminas, por ejemplo AEEA (Aminoetil-etanolamina) DETA (triamina de dietileno), aminas cíclicas p. ej. PZ (piperacina), y aminas con impedimento estérico, por ejemplo AMP (Aminometilpropanol), utilizados como absorbentes, pero igualmente con absorbentes inorgánicos como los carbonatos. También trabajará en sistemas mixtos basados en absorbentes físicos y químicos.
- 20 Como ejemplos no exclusivos de ácidos orgánicos, pueden darse ácidos carboxílicos en la gama de C1 - C18 tales como ácido pentanoico, ácido hexanoico, ácido heptanoico, ácido octanoico, ácido nonanoico, ácido decanoico, ácido undecanoico, ácido dodecanoico, ácido tridecanoico, ácido valérico y ácido etílico-hexanoico. También se incluyen los ácidos nafténicos en la misma gama. También se pueden utilizar mezclas de ácidos carboxílicos, por ejemplo la mezcla disponible comercialmente Versatic 911. Ejemplos de aminoácidos son: glicina, taurina, sarcosina y prolina.
- 25 Según la invención el ácido carboxílico es utilizado en la mezcla con un solvente orgánico, como se muestra en la figura 5. En el caso de que la mezcla no sea totalmente soluble en la solución de absorbente a la temperatura del dispositivo de desorción D1, debe añadirse un separador S3 en la corriente 5a- 5b de absorbente enriquecido para separar el solvente orgánico con su contenido de ácido carboxílico. Con ello se evita la existencia de dos fases líquidas en el dispositivo de desorción. El solvente orgánico con algo de ácido orgánico 16 será devuelto al flujo 6 de absorbente empobrecido antes del intercambiador de calor H1 de flujo transversal. Ejemplos no exclusivos de solventes son: Shellsol 80, Exxol 80 y Solvesso.
- 30 Otro aspecto de la invención actual es que los ácidos carboxílicos y los ácidos nafténicos tienen la capacidad de unirse a los metales pesados y eliminarlos de la solución y con ello del gas. Los metales pesados y en particular el mercurio (Hg) son contaminantes muy peligrosos de las centrales eléctricas de carbón quemado. El método inventado tiene el potencial añadido de eliminar este mercurio. Este aspecto se muestra en la figura 6. Aquí las corrientes de purga 17 y/o 18 de las fases enriquecidas con el ácido orgánico son quitadas y lavadas con una solución de ácido inorgánico/agua 19. El mercurio y otros metales pesados que son extraídos por el ácido orgánico serán transferidos a la solución acuosa y manejados por separado 20. Las corrientes de purga lavadas 21 y 22 son devueltas a la corriente de absorbente empobrecido, ya sea a la corriente 6, 3a o 3b.
- 35 En la figura 7 se muestra un ejemplo de datos experimentales del efecto en los equilibrios de CO<sub>2</sub> al equilibrar una mezcla de MEA/agua con una mezcla de solvente/ácido orgánico a 40°C y 80°C respectivamente. El desplazamiento en la curva de equilibrio es más pronunciado para la temperatura más alta, lo que es el efecto deseado.
- 40

## REIVINDICACIONES

- 5 1. Método para eliminar y recuperar gases ácidos, CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S, de una mezcla gaseosa en una planta de absorción, en el que la mezcla gaseosa pasa a través de un absorbente básico en un absorbedor, y en el que el absorbente enriquecido (es decir absorbente con el gas ácido) pasa por un intercambiador de calor, y luego por un dispositivo de desorción en el que el gas ácido es quitado del absorbente enriquecido, caracterizado porque
- 10 se añaden ácidos orgánicos disueltos en un solvente orgánico a la corriente absorbente enriquecida antes del dispositivo de desorción con el fin de aumentar la liberación de gas ácido al desplazar los equilibrios de gas ácido hacia el lado de gas, y en el que los ácidos orgánicos son separados subsiguientemente del absorbente empobrecido (es decir absorbente después de quitar el gas ácido) como una fase líquida separada, por extracción hacia un solvente orgánico antes de que el absorbente empobrecido sea devuelto al absorbedor.
- 15 2. Método según la reivindicación 1, en el que el ácido orgánico es un ácido nafténico o un ácido carboxílico C1-C18 o una mezcla de ellos.
3. Método según cualquiera de las reivindicaciones 1-2 en el que el ácido orgánico es de tal manera que una mezcla del mismo con absorbente empobrecido formará dos fases separadas después de la liberación del gas ácido, una enriquecida con ácido orgánico y otra enriquecida con absorbente y agua, y las dos fases son separadas.
- 20 4. Método según cualquiera de las reivindicaciones 1-3, en el que el solvente orgánico utilizado para la disolución parcial del ácido orgánico es separado de la corriente de absorbente enriquecido por extracción antes del dispositivo de desorción y devuelto a la corriente de absorbente empobrecido.
5. Método según cualquiera de las reivindicaciones 1-4, en el que parte del ácido orgánico evaporado en el dispositivo de desorción es separado en un condensador en el que se formarán tres fases.
6. El método según cualquiera de las reivindicaciones 1-5 en el que el ácido orgánico se utiliza para unirse a los metales pesados y eliminarlos de la solución.
- 25 7. Aparato para realizar el método de cualquiera de las reivindicaciones 1-5 que comprende un absorbedor (A1), un intercambiador de calor (H1), un dispositivo de desorción (D1) y un hervidor (R1), caracterizado por
- por lo menos un suministro de ácido orgánico (5b, 13, 14a) colocado antes del dispositivo de desorción o antes del intercambiador de calor de flujo transversal,
  - un separador/condensador (S1) colocado en una línea de reciclaje entre el intercambiador de calor y el absorbedor para separar el ácido orgánico (15) del absorbente empobrecido (3b).
- 30 8. Aparato según la reivindicación 7, en el que se incluye un separador elevado (S2) del dispositivo de desorción con el fin de separar las tres fases formadas, y se instalan conductos para el reciclaje de la fase enriquecida con ácido orgánico (14a, 14b, 14c) y una fase enriquecida con agua y el absorbente (9).
9. Aparato según la reivindicación 7 o la 8, en el que el ácido orgánico (13) es suministrado y es mezclado con el ácido orgánico (15) del separador (S1) poco antes de la entrada de absorbente enriquecido al intercambiador de calor de flujo transversal (H1).
- 35 10. Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 7-9, en el que se coloca un separador (S3) entre el intercambiador de calor (H1) y la entrada al dispositivo de desorción (D1) para separar una segunda fase líquida que comprende solvente orgánico con algo de ácido orgánico que va a ser devuelto al absorbente empobrecido antes del intercambiador de calor.
- 40 11. Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 7-10, en el que un dispositivo (AW1) de lavado de ácido para la eliminación de metales pesados de la fase orgánica se coloca de tal manera que el ácido orgánico que contiene metales puede ser eliminado, lavado y devuelto.

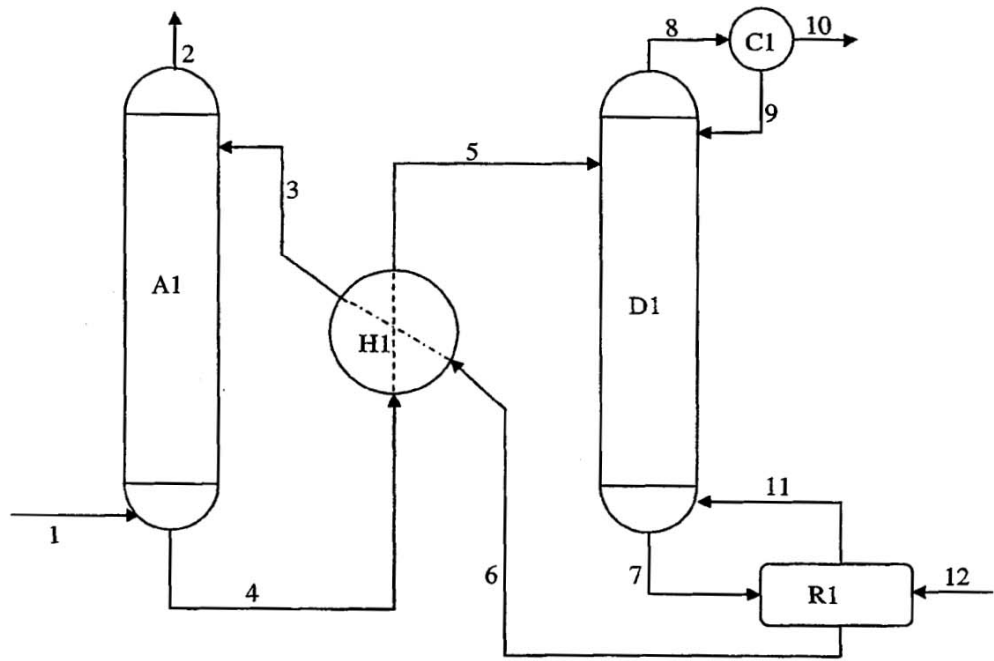


Figura 1

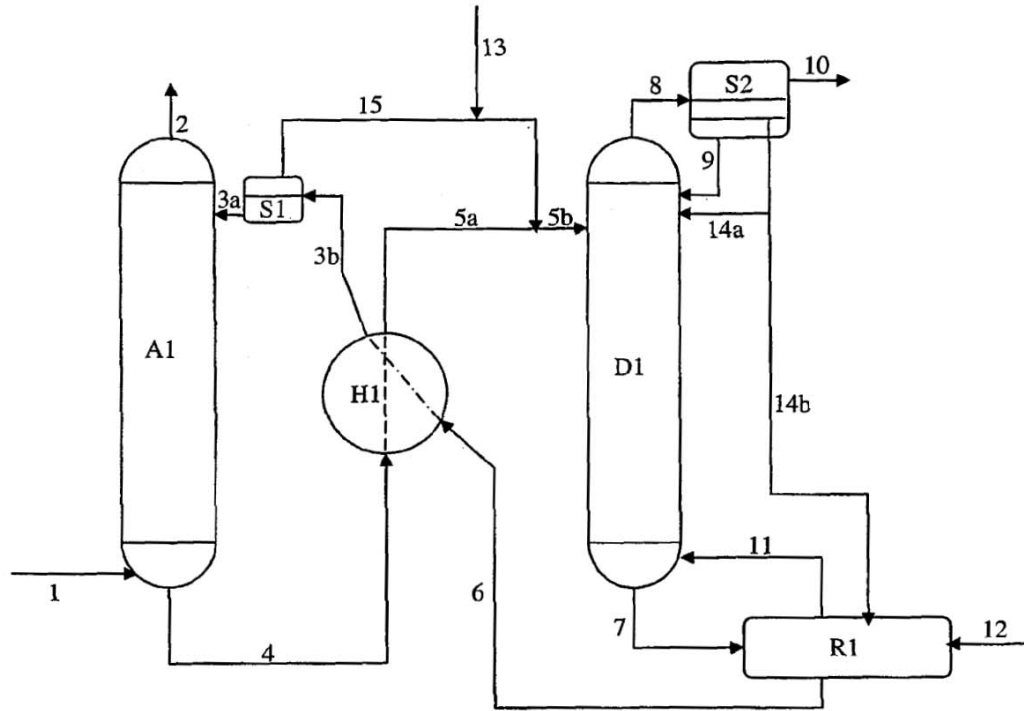


Figura 2



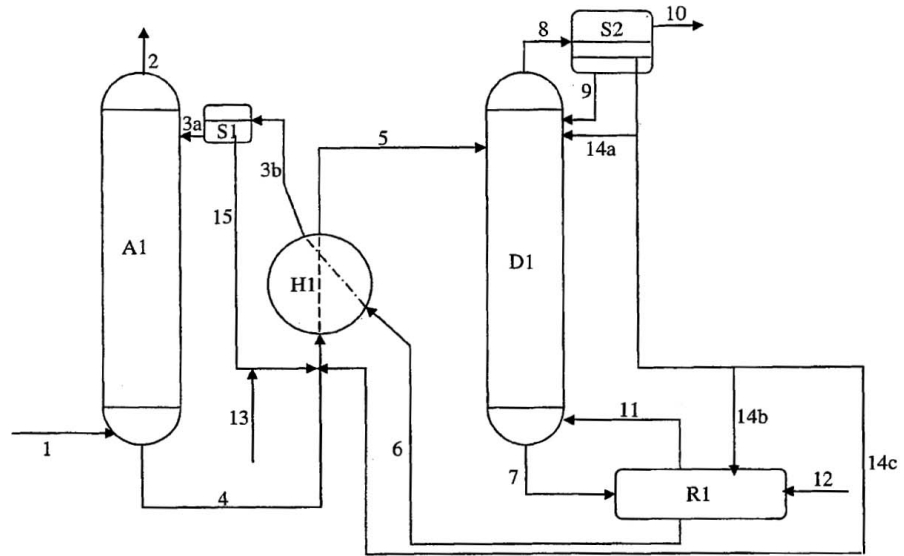


Figura 3

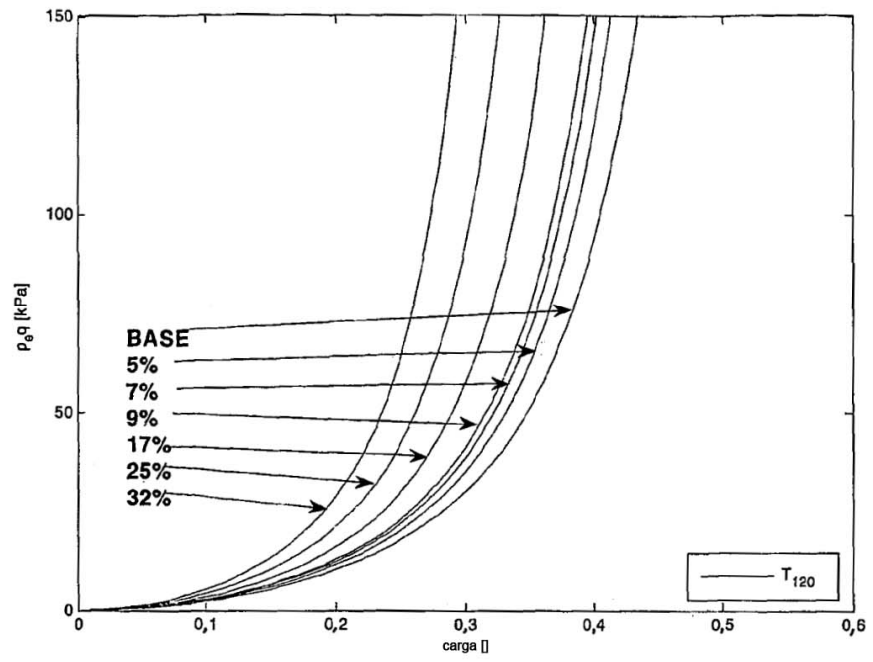
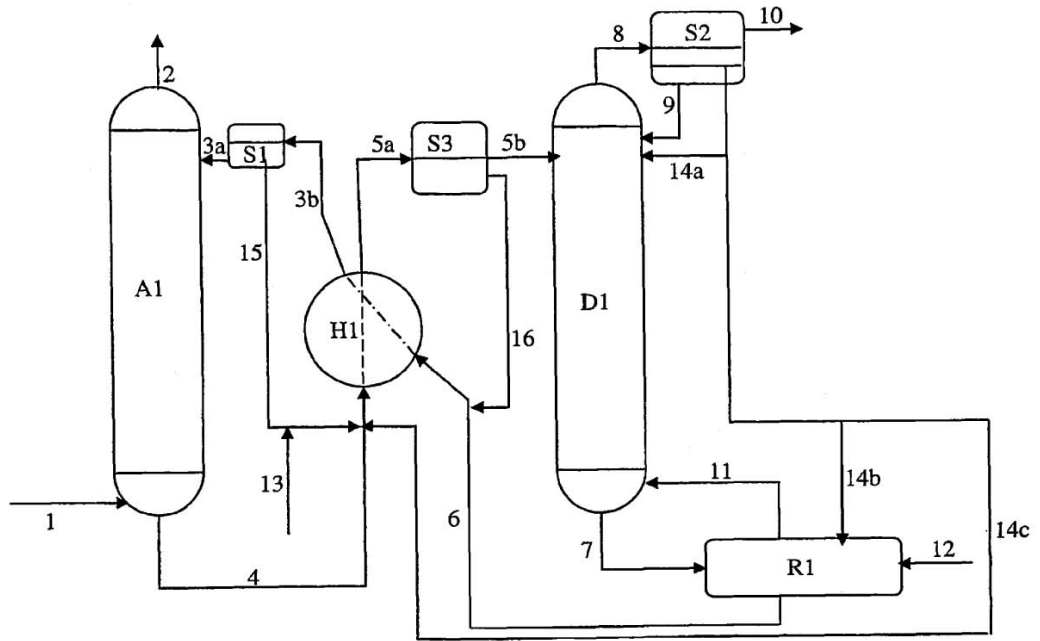


Figura 4



Figuras 5

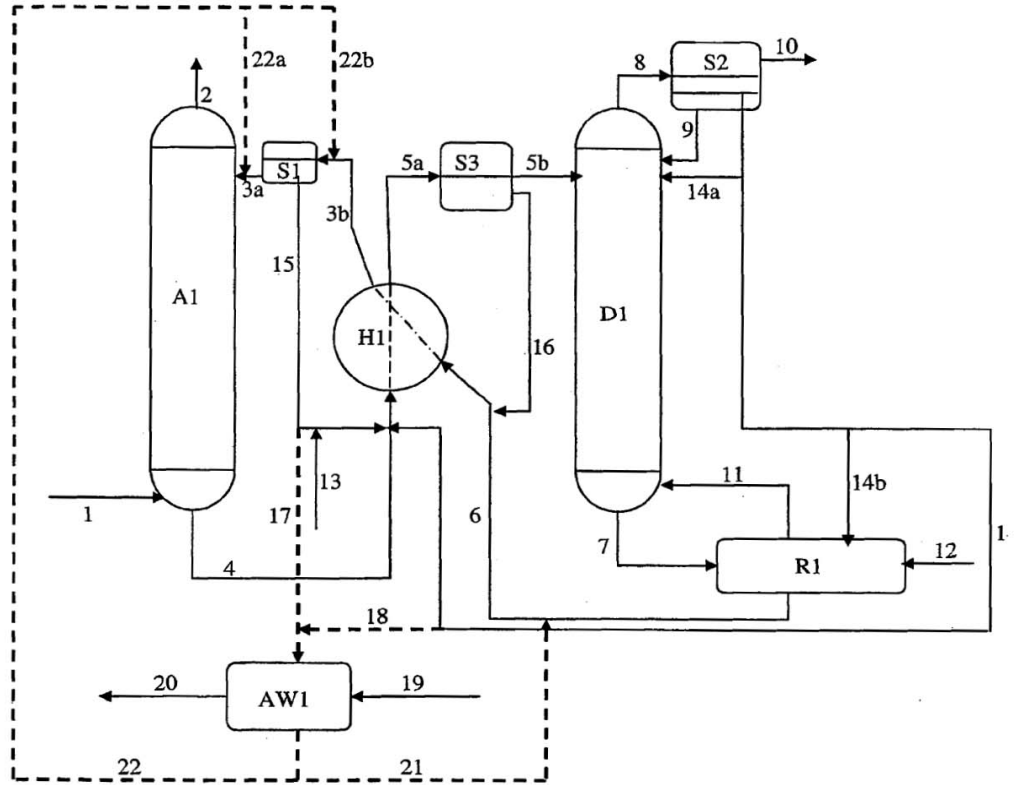


Figura 6

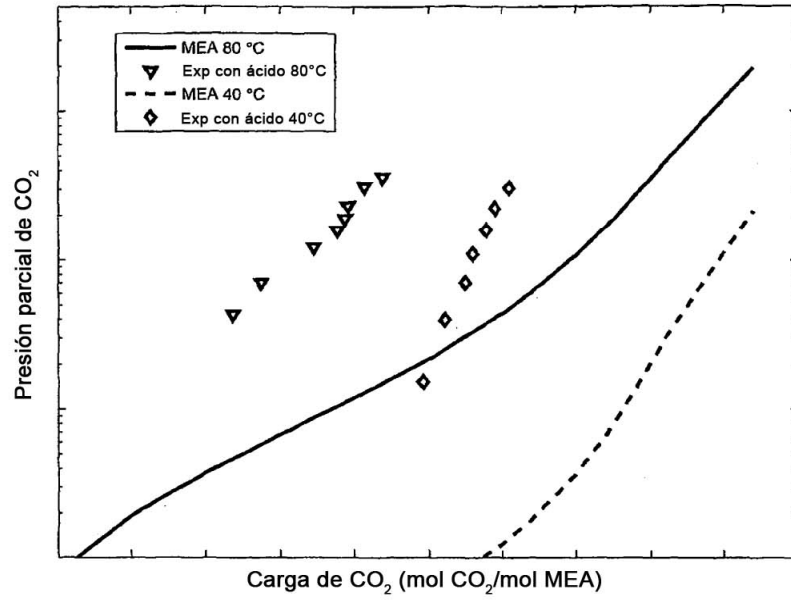


Figura 7