

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 986 157**

51 Int. Cl.:

B01D 53/14

(2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **29.07.2020** **PCT/EP2020/071331**

87 Fecha y número de publicación internacional: **11.02.2021** **WO21023588**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **29.07.2020** **E 20744064 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **05.06.2024** **EP 4010106**

54 Título: **Procedimiento de tratamiento de gas por absorción mediante regeneración del disolvente por flash caliente optimizada térmicamente**

30 Prioridad:

08.08.2019 FR 1909063

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

08.11.2024

73 Titular/es:

**IFP ENERGIES NOUVELLES (100.0%)
1 & 4 avenue de Bois-Préau
92852 Rueil-Malmaison Cedex, FR**

72 Inventor/es:

CARLIER, VINCENT

74 Agente/Representante:

LEHMANN NOVO, María Isabel

ES 2 986 157 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

Procedimiento de tratamiento de gas por absorción mediante regeneración del disolvente por flash caliente optimizada térmicamente

Campo técnico

La presente invención se refiere al campo del tratamiento de gases, más particularmente la presente invención se refiere a un procedimiento de tratamiento de gases mediante absorción (química, física o híbrida) utilizando una regeneración del disolvente por flash caliente. Este tipo de regeneración se limita habitualmente a aplicaciones para las que la regeneración parcial del disolvente se considera suficiente para alcanzar las especificaciones del gas tratado.

Los ámbitos a los que se dirige son esencialmente casos de descarbonatación (gas natural, biogás, gas de síntesis, captura de CO₂ de los humos industriales resultantes de las incineradoras, centrales de carbón, de altos hornos, etc.).

Los casos que involucran las denominadas especificaciones severas (H₂S, COS, mercaptanos, SO_x, NO_x, etc.) generalmente requieren la implementación de una regeneración más profunda del disolvente por efecto de arrastre de vapor (más comúnmente denominado «stripping» extracción con vapor, es decir, un procedimiento para extraer compuestos volátiles mediante arrastre utilizando un gas inerte) en un regenerador para alcanzar la calidad del disolvente pobre requerida. El modo de regeneración por flash caliente generalmente no es adecuado para estos casos.

Técnica anterior

Una instalación de tratamiento de gases por absorción por un disolvente, preferentemente por aminas, está compuesta clásicamente por dos reactores químicos, el absorbedor y el regenerador. En el absorbedor, el flujo descendente de disolvente se encuentra con el flujo ascendente de una mezcla gaseosa y se combina con los gases ácidos que contiene. La mezcla gaseosa "suavizada" deja el absorbente libre de sus compuestos a eliminar, el disolvente "rico" arrastra consigo los gases ácidos. En el regenerador, el disolvente rico puede regenerarse mediante separación, es decir calentado sucesivamente en un separador (evaporador) y en un destilador para que los vapores ricos en ácidos sean evacuados o regenerados mediante flash caliente, es decir, pasen directamente al destilador, después se somete a un flash caliente para ser liberado de los compuestos gaseosos desorbidos. El disolvente, que se ha vuelto "pobre" en gases ácidos, se enfría mediante el disolvente rico resultante del absorbente. El disolvente pobre frío puede entonces regresar al absorbedor para lavar el gas.

Como todo procedimiento, los retos de los procedimientos de tratamiento de gases por absorción son el coste de inversión de la instalación (CAPEX) así como los costes de explotación (OPEX). Los procedimientos de absorción que utilizan una simple regeneración por flash caliente son conocidos por el experto en la técnica y responden en parte a estos desafíos: en comparación con el procedimiento con regeneración por separación, el coste de inversión es limitado (sin columna de regeneración, entre otros) y el consumo de energía del procedimiento (potencia del destilador) se puede reducir significativamente (lo que constituye el principal elemento de los costes operativos del procedimiento).

El modo de regeneración por flash caliente se limita generalmente a áreas de aplicación para las que es suficiente una regeneración no exhaustiva del disolvente. En otras palabras, no se requieren cantidades residuales muy bajas de gases ácidos (CO₂, H₂S) en el disolvente pobre para alcanzar las especificaciones previstas en el gas tratado (caso de descarbonatación con una especificación no vinculante: gas natural, biogás, captura de CO₂ en los humos industriales, etc.).

La integración térmica asociada con este modo de regeneración por flash caliente es generalmente limitada. Se traduce por la instalación de un intercambiador térmico de tipo carga/efluente que permite calentar el disolvente rico frío procedente de la sección de absorción a partir del disolvente pobre caliente que sale de la sección de regeneración. Se da un ejemplo en la Figura 2 (detallada en el resto de la descripción) para el caso de una descarbonatación de un gas natural que tiene como objetivo una especificación de gasoducto (generalmente 2,5 % en vol de CO₂). En este ejemplo, no se valoran las calorías del efluente de CO₂ caliente y saturado de agua procedente de la sección de regeneración. El calor de enfriamiento del efluente gaseoso se disipa normalmente mediante aerofriadores o enfriadores con agua.

La empresa Hitachi Zosen Inova (HZI) propone, para aplicaciones de depuración de biogás, recuperar el calor del efluente de CO₂ además del calor del disolvente pobre caliente (véase la Figura 3, descrita en detalle en el resto de la descripción). Sin embargo, la disposición propuesta de los intercambiadores no se considera óptima. En efecto, la ubicación del intercambiador de CO₂/disolvente rico como se describe (es decir, aguas arriba del intercambiador de disolvente rico/disolvente pobre) reduce la recuperación de calor del disolvente pobre y por lo tanto penaliza la integración térmica del procedimiento.

El documento WO 2019/053367 (Air Liquide) propone, también para aplicaciones de purificación de biogás, el uso de una bomba de calor (PAC) para reducir el consumo térmico del procedimiento. Sin embargo, el consumo eléctrico del procedimiento y el coste de inversión de la instalación aumentan sustancialmente (a través del compresor de la bomba de calor).

Se constata entonces que hasta la fecha no existe una solución completamente satisfactoria a los siguientes problemas: reducir significativamente el consumo térmico de un procedimiento de absorción sin aumentar el consumo eléctrico y el coste de inversión de la instalación.

La presente invención responde a este problema técnico proponiendo la regeneración del disolvente mediante flash caliente asociado a una integración térmica adecuada. La invención se describe en detalle a continuación.

En el resto de la descripción, se entiende por "intercambiador térmico" o "intercambiador de calor" o más simplemente "intercambiador" cualquier dispositivo que permite transferir energía térmica de un fluido a otro sin mezclarlos. El intercambio térmico se puede realizar de manera indirecta, mediante una superficie de intercambio que separa los fluidos. En este caso, el flujo térmico atraviesa la superficie de intercambio que separa los fluidos.

En el resto de la descripción, salvo que se indique lo contrario, la presión es una presión absoluta expresada en bares.

Sumario de la invención

La invención se refiere a un procedimiento para el tratamiento de gases mediante absorción química, física o híbrida de compuestos a eliminar que comprende al menos:

- a) Una etapa de absorber dichos compuestos a eliminar en un absorbente 1 poniendo en contacto un flujo gaseoso a tratar 101 con un flujo de disolvente a una temperatura preferentemente comprendida entre 20 y 60 °C, denominado "disolvente pobre" 117 para obtener un gas tratado 102 y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico" 103;
- b) Una etapa opcional de separar el disolvente rico 103 en un matraz de flash de presión media 2 para desorber los compuestos coabsorbidos 106 y obtener un disolvente rico frío 104 a una temperatura preferiblemente comprendida entre 40 y 80 °C;
- c) Una etapa de intercambiar calor entre una fracción 104A del flujo de disolvente rico frío 104 y el flujo de disolvente pobre caliente 110 en un intercambiador térmico 3A para obtener un flujo de disolvente rico calentado 105A, a una temperatura preferiblemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferiblemente entre 100 y 130 °C, y un flujo de disolvente pobre enfriado 115 °C hasta una temperatura preferiblemente comprendida entre 45 y 90 °C, muy preferiblemente entre 60 y 90 °C.
- d) Una etapa de intercambiar calor entre la fracción complementaria 104B del flujo de disolvente rico frío 104 y el efluente de gas desorbido caliente 112 que corresponde al flujo gaseoso desorbido 111 resultante de la separación por flash de la etapa g) y al flujo de compuestos gaseosos 107 resultante de la separación por flash opcional de la etapa e) en un intercambiador térmico 3B para obtener un flujo de disolvente rico calentado 105B a una temperatura preferiblemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferiblemente entre 100 y 130 °C, y un flujo gaseoso desorbidos enfriados 113 a una temperatura preferiblemente comprendida entre 45 y 90 °C, muy preferiblemente entre 60 y 90 °C
- e) Una etapa opcional de separar en un matraz de flash de baja presión 4 los flujos de disolvente rico calentado 105A y 105B a la salida de las etapas de integración térmica que permite la separación de los compuestos gaseosos 107 a una temperatura preferiblemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferentemente entre 100 y 130 °C, y un flujo de disolvente rico 108, a una temperatura preferentemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferentemente entre 100 y 130 °C;
- f) Una etapa de regenerar el disolvente rico 108 mediante calentamiento en un destilador 5 a una temperatura comprendida preferiblemente entre 70 y 180 °C para obtener un disolvente regenerado bifásico 109
- g) Una etapa de separar, en un matraz de flash de baja presión 6, el disolvente regenerado bifásico 109 que permite separar un flujo de disolvente pobre caliente 110 a una temperatura preferentemente comprendida entre 70 y 180 °C, muy preferentemente entre 110 y 140 °C, y un flujo gaseoso que comprende los compuestos a eliminar en forma de gases desorbidos 111 a una temperatura preferiblemente comprendida entre 70 y 180 °C, muy preferiblemente entre 110 y 140 °C.
- h) Enfriar finalmente el disolvente pobre enfriado 115 para obtener un flujo de disolvente pobre completamente enfriado 116 a una temperatura preferiblemente comprendida entre 20 y 60 °C lista para alimentar el de nuevo el absorbente 1 en forma de un flujo de disolvente pobre 117.

La fracción 104A del flujo de disolvente rico frío enviada al intercambiador térmico 3A puede representar entre 0,5 % y 50 % en peso, preferentemente entre 5 y 40 % en peso del flujo total de disolvente rico.

5 La separación en el matraz de flash de media presión de la etapa b) se puede realizar a una presión superior a la de la separación en el matraz de flash de baja presión, comprendida entre 3 y 10 bar, preferentemente entre 5 y 10 bar, muy preferentemente entre 5 y 7 bar.

10 La separación en el matraz de flash de baja presión de las etapas e) y g) se puede realizar a una presión comprendida entre 0 y 9 bar, preferentemente entre 1 y 4 bar.

En una realización, la separación en los matraces de flash de baja presión de las etapas e) y g) se realiza a la misma presión comprendida entre 1 y 4 bar, y la separación en el matraz de flash de media presión de la etapa b) se realiza a una presión comprendida entre 5 y 10 bar.

15 En una realización, el calentamiento en el destilador de la etapa f) y la separación en el matraz de flash de baja presión de la etapa g) se llevan a cabo a una presión estrictamente comprendida entre 0 y 1 bar. La temperatura en el destilador se sitúa entonces entre 70 y 100 °C.

20 En otra realización, la presión de funcionamiento en el destilador está comprendida entre 1 y 9 bar, preferiblemente entre 1 y 4 bar, y la temperatura en el destilador está comprendida entre 100 y 140 °C, preferiblemente entre 110 y 140 °C.

El disolvente puede ser un disolvente químico que comprende al menos una amina.

25 Preferiblemente, el disolvente comprende una mezcla de aminas terciarias y secundarias.

El procedimiento puede comprender una etapa i) de condensación final del flujo gaseoso desorbido 113 destinada a limitar las pérdidas de agua del procedimiento, permitiendo obtener un flujo 114 de compuestos desorbidos enfriados, a una temperatura preferiblemente comprendida entre 20 y 60 °C.

30 En la etapa de absorción a) la presión de funcionamiento puede estar comprendida entre 1 y 80 bar.

El gas a tratar se puede escoger entre un biogás, un gas natural, un gas de síntesis (syngas) o humos industriales, por ejemplo humos de centrales a carbón, incineradoras o de altos hornos.

35 La invención se refiere también a una instalación de tratamiento de gases que permite realizar el procedimiento según la invención, que comprende al menos:

- 40 • Un absorbedor 1 que permite poner en contacto el gas a tratar con un disolvente denominado "disolvente pobre" para obtener un gas tratado y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico"
- 45 • Un matraz 2 opcional de flash de presión media del disolvente rico para desorber los compuestos coabsorbidos
- Un intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente pobre caliente 3A
- Un intercambiador térmico disolvente frío rico / efluente de gas caliente 3B
- 50 • Una línea de cortocircuito para una fracción del disolvente rico frío que suministra el intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente rico caliente 3A hacia el intercambiador térmico disolvente frío / efluente de gas caliente 3B
- 55 • Un matraz de flash opcional de baja presión 4 a la salida de las etapas de integración térmica que permite la desgasificación del disolvente rico
- Un destilador 5 que permite calentar el disolvente rico
- 60 • Un matraz de flash de baja presión 6 que permite separar el disolvente regenerado de los compuestos a eliminar en forma de gases desorbidos
- Un condensador final 7 opcional de los gases desorbidos destinado a limitar las pérdidas de agua y disolvente del procedimiento
- 65 • Un enfriador final 8 del disolvente pobre

- Un conjunto de bombas de disolvente (pobre y/o rico) 9 que permiten la circulación del disolvente.

El intercambiador térmico 3A y el intercambiador térmico 3B pueden estar constituidos por un mismo aparato.

Lista de Figuras

Otras características y ventajas del procedimiento y de la instalación según la invención aparecerán con la lectura de la siguiente descripción de ejemplos de realización no limitativos, con referencia a las figuras 1 a 4 adjuntas y que se describen a continuación.

La Figura 1 representa el esquema del principio del procedimiento según la invención (ejemplo de aplicación de descarbonatación de un gas natural).

El procedimiento propuesto según la invención (Figura 1) consiste en tratar un gas por absorción en un disolvente físico, químico o híbrido - es decir una mezcla de disolvente físico y químico -, utilizando la regeneración del disolvente por flash caliente y que comprende al menos las siguientes etapas:

- Una etapa de absorber los compuestos a eliminar en un absorbedor 1 que permite poner en contacto el gas a tratar con el disolvente pobre
- Una etapa opcional de separar por flash a presión media PM el disolvente rico en un matraz 2 destinado a desorber los compuestos coabsorbidos (normalmente hidrocarburos en aplicaciones de tratamiento de gas natural)
- Una etapa de integrar térmicamente utilizando un intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente pobre caliente 3A
- Una etapa de integrar térmicamente utilizando un intercambiador térmico disolvente rico frío / efluente de gas caliente 3B
- Un muestreo de una fracción de flujo de disolvente rico frío procedente del intercambiador térmico de disolvente rico frío / disolvente pobre caliente
- Una separación en un matraz de flash de baja presión LP 4 opcional a la salida de las etapas de integración térmica que permite la desgasificación del disolvente rico
- Una etapa de regeneración mediante el paso del disolvente rico a través de un destilador 5 destinado a calentar el disolvente para regenerarlo hasta la calidad requerida, seguida de una separación en un matraz de flash de baja presión LP 6 que permite separar el disolvente regenerado y los compuestos que se van a eliminar en forma de gases desorbidos
- Una condensación final opcional de los gases desorbidos en un condensador final 7 destinada a limitar las pérdidas de agua y de disolvente del procedimiento
- Un enfriamiento final del disolvente pobre en un enfriador 8
- La circulación del disolvente entre las secciones de absorción y de regeneración, siendo permitida por un conjunto de bombas de disolvente (pobre y/o rico) 9. El número y la ubicación de las bombas en el circuito de disolvente pueden variar según el tipo de aplicación (en función de las presiones de funcionamiento de las secciones de absorción y de regeneración).

La figura 2 representa un procedimiento de absorción con regeneración por flash caliente utilizado convencionalmente para la descarbonatación de un gas natural con la implementación de un intercambiador de disolvente rico / disolvente pobre.

El procedimiento según la técnica anterior comprende una etapa de absorción de los compuestos a eliminar de dicho gas natural en un absorbedor 1 poniendo en contacto un flujo de gas natural a tratar 201 y un flujo de disolvente denominado "disolvente pobre" 217 para obtener un gas tratado 202 y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico" 203, una etapa de flash opcional del disolvente rico 203 en un matraz de media presión 2 para desorber los compuestos co-absorbidos 206 y obtener un disolvente rico frío 204, una etapa de intercambio de calor entre el disolvente rico frío 204 y el flujo de disolvente pobre caliente 210 en un intercambiador 3 para obtener un flujo de disolvente rico calentado 205 y un flujo de disolvente pobre enfriado 215; una separación por flash 4 opcional que permite la separación de los compuestos gaseosos 207 y de un flujo de disolvente rico 208; una regeneración del disolvente rico 208 en un destilador 5 para obtener un disolvente regenerado en forma bifásica 209;

una separación por flash de baja presión 6 sobre el disolvente regenerado que permite separar un flujo de disolvente regenerado liberado de gases desorbidos o "disolvente pobre caliente" 210 y un flujo gaseoso desorbidos 211; el "disolvente pobre caliente" 210 pasa a un intercambiador de calor 8 para su enfriamiento, formando un disolvente pobre frío 216, pudiendo una bomba 9 eventualmente servir para suministrar el flujo del disolvente denominado "disolvente pobre" 217 en la entrada del absorbedor 1.

Una condensación final de los compuestos gaseosos 207 y 211 que forman un flujo 212 se envía a un condensador 7 para formar un flujo de gas 214; un enfriamiento final del disolvente pobre enfriado 215 para obtener un flujo de disolvente pobre completamente enfriado 216 lista para suministrar de nuevo el absorbedor 1 en forma de un flujo de disolvente pobre 217 usando la bomba de circulación de disolvente 9.

La Figura 3 representa un procedimiento de absorción con regeneración por flash caliente de la técnica anterior propuesto por Hitachi Zosen Inova (HZI) para la depuración de un biogás (eliminación de CO₂).

El procedimiento propuesto según la técnica anterior comprende así una etapa de absorción de los compuestos a eliminar de dicho biogás en un absorbedor 1 poniendo en contacto un flujo de biogás a tratar 301 y un flujo de disolvente denominado "disolvente pobre" 316 para obtener un gas tratado 302 (biometano) y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico" 303. El flujo de disolvente rico 303 se envía usando una bomba de circulación de disolvente 9 a un intercambiador térmico disolvente rico / efluente de gas 2 en el que intercambia calor con el flujo de gas 312 formado a partir de los flujos gaseosos 311 procedentes de un matraz de flash de baja presión y del flujo gaseoso 307 procedente de una etapa opcional de flash de baja presión 4, para dar un efluente gaseoso enfriado 313 enviado a un condensador 7 para formar el flujo de salida de gas 314 (efluente de CO₂), y un flujo de disolvente rico calentado 305 que se envía a un intercambiador térmico disolvente rico / disolvente pobre 3. Sale un flujo de disolvente rico caliente 306 que se envía a una separación por flash 4 que permite la separación de los compuestos gaseosos 307 y un flujo de disolvente rico 308.

El flujo de disolvente rico 308 se envía a un destilador 5 que permite la regeneración del disolvente rico mediante calentamiento para obtener un disolvente regenerado bifásico 309.

A continuación, el disolvente regenerado 309 se somete a una separación mediante flash a baja presión 6, lo que permite separar un flujo de disolvente regenerado o "disolvente pobre caliente" 310 y un flujo gaseoso desorbido 311;

Los compuestos gaseosos 307 y 311 forman el flujo 312 que alimenta el intercambiador térmico de disolvente rico/efluente gaseoso 2.

Un enfriamiento final del disolvente pobre enfriado 315 tiene lugar en un enfriador 8 para obtener un flujo de disolvente pobre completamente enfriado 316 listo para suministrar de nuevo el absorbedor 1.

La Figura 4 representa las nociones de enfoques de temperatura fría y caliente en un intercambiador disolvente rico / disolvente pobre 1 con (A) y sin (S) muestreo de una fracción de disolvente ("by-pass") en el lado frío.

Descripción de realizaciones

La invención se refiere a una instalación de tratamiento de gases (Figura 1) que permite implementar el procedimiento según la invención, que comprende al menos:

- Un absorbedor 1 que permite poner en contacto el gas a tratar con un disolvente denominado "disolvente pobre" para obtener un gas tratado y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico"
- Un matraz 2 opcional de flash de presión media del disolvente rico para desorber los compuestos coabsorbidos
- Un intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente pobre caliente 3A
- Un intercambiador térmico disolvente frío rico / efluente de gas caliente 3B
- Una línea de cortocircuito (« by-pass ») para una fracción del disolvente rico frío que suministra el intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente rico caliente 3A hacia el intercambiador térmico disolvente frío / efluente de gas caliente 3B
- Un matraz de flash opcional de baja presión 4 a la salida de las etapas de integración térmica que permite la desgasificación del disolvente rico
- Un destilador 5 destinado a calentar y regenerar el disolvente hasta la calidad requerida

- o Un matraz de flash de baja presión 6 que permite separar el disolvente regenerado de los compuestos a eliminar en forma de gases desorbidos.

- 5
 - Un condensador final opcional para gases desorbidos 7 destinado a limitar las pérdidas de agua y disolvente del procedimiento
 - Un enfriador final del disolvente pobre 8
- 10
 - Un conjunto de bombas de disolvente (pobre y/o rico) 9 que permiten la circulación del disolvente entre las secciones de absorción y de regeneración.

La sección de regeneración por flash caliente de la presente invención comprende al menos el destilador 5 y el matraz de flash de baja presión 6, y está integrada térmicamente con la sección de absorción que comprende el absorbente 1 gracias a los intercambiadores térmicos 3A y 3B.

El procedimiento de tratamiento de gases según la invención (Figura 1) implementa una etapa a) de absorción de los compuestos a eliminar de dicho gas en un absorbente 1 poniendo en contacto un flujo de gas a tratar 101 y un flujo de disolvente puro o muy empobrecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente pobre" 117 para obtener un gas tratado 102 y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico" 103. Las condiciones de funcionamiento de la etapa de absorción son generalmente las siguientes: la presión generalmente está comprendida entre 1 y 80 bar: para una aplicación de tratamiento de gas natural generalmente entre 30 y 80 bar, y para una aplicación de purificación de biogás o de captura de CO₂ en humos generalmente entre 1 y 2 bar.

La temperatura del disolvente pobre depende a menudo de la temperatura del gas a tratar y de las utilidades frías disponibles; generalmente está comprendida entre 20 y 60 °C;

Opcionalmente, una etapa b) de separación por flash a media presión (ventajosamente realizada a una presión comprendida entre 5 y 10 bar, en función del uso final del gas procedente del flash a media presión) del disolvente rico 103 en un matraz 2 puede permitir desorber los compuestos coabsorbidos 106 y obtener un flujo de disolvente rico frío 104. En el caso en el que esta etapa no exista, el flujo de disolvente rico frío 104 es idéntico al flujo de disolvente rico 103. La temperatura del disolvente rico frío 104 es ventajosamente función de la cantidad de gas absorbido y de la temperatura del disolvente pobre y del gas a tratar y puede estar comprendida entre 40 y 80 °C.

Después, un intercambio de calor c) entre una fracción 104A del flujo de disolvente rico frío 104 y el flujo de disolvente pobre caliente 110 en un intercambiador 3A permite obtener un flujo de disolvente rico calentado 105A y un flujo de disolvente pobre enfriado 115. El disolvente rico calentado 105A generalmente tiene una temperatura comprendida entre 60 y 170 °C, preferiblemente entre 100 y 130 °C; el disolvente pobre enfriado 115 generalmente tiene una temperatura comprendida entre 45 y 90 °C, preferiblemente entre 60 y 90 °C.

Al mismo tiempo, se lleva a cabo una etapa de intercambio de calor d) entre la fracción complementaria 104B del flujo de disolvente rico frío y el efluente de gas desorbido caliente 112 que corresponde al flujo gaseoso desorbido 111 resultante de la separación por flash de la etapa g) y al flujo de compuestos gaseosos 107 resultante de la separación por flash opcional de la etapa e) en un intercambiador 3B para obtener un flujo de disolvente rico calentado 105B (el disolvente rico calentado 105B generalmente tiene una temperatura comprendida entre 60 y 170 °C, preferiblemente entre 100 y 130 °C) y un flujo de gas desorbido enfriado 113, a una temperatura generalmente comprendida entre 45 y 90 °C, preferiblemente entre 60 y 90 °C.

Opcionalmente se puede llevar a cabo una etapa e) de separación por flash a baja presión 4 a la salida de las etapas de integración térmica permitiendo una primera separación de los compuestos a eliminar.

En el caso en que esta etapa no exista, el flujo de disolvente rico 108 enviado al destilador 5 es la suma de los flujos de disolvente rico calentados 105A y 105B.

El procedimiento también comprende una etapa de regeneración f) del disolvente rico 108 mediante calentamiento en un destilador 5 a una temperatura generalmente comprendida entre 70 y 180 °C según la presión operativa elegida, preferiblemente entre 100 y 140 °C, muy preferiblemente entre 110 y 140 °C, para obtener un disolvente regenerado bifásico 109 que comprende los compuestos a eliminar en forma de gases desorbidos, seguida de una etapa g) de separación por flash a baja presión 6 que permite separar un flujo de «disolvente pobre caliente» 110 a una temperatura generalmente comprendida entre 70 y 180 °C, preferiblemente entre 110 y 140 °C, y un flujo de gases desorbidos 111 a la misma temperatura generalmente comprendida entre 70 y 180 °C, preferiblemente entre 110 y 140 °C. Las etapas f) y g) permiten la regeneración mediante flash caliente del disolvente.

El procedimiento también comprende una etapa h) de enfriamiento final del disolvente pobre enfriado 115 para obtener un flujo de disolvente pobre completamente enfriado 116 listo para volver a suministrar el absorbente 1 en forma de un flujo de disolvente pobre 117 a una temperatura generalmente comprendida entre 20 y 60 °C según la temperatura

del gas a tratar 101 y de las utilidades frías disponibles. De manera opcional, el procedimiento puede comprender una etapa i) de condensación final del flujo gaseoso desorbidos 113 procedente del intercambiador disolvente rico/efluente gaseoso 3B destinado a limitar las pérdidas de agua del procedimiento para obtener un flujo 114 de compuestos para eliminar los desorbidos enfriados, generalmente a una temperatura comprendida entre 20 y 60 °C según las utilidades frías disponibles.

El núcleo de la presente invención se basa así en la implementación de un muestreo de una fracción 104B del flujo de disolvente rico en el lado frío del intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente pobre caliente 3A combinada con una integración térmica adecuada utilizando las calorías de los flujos de gas desorbidos (107 y 111).

Sin este muestreo de una fracción del flujo de disolvente rico frío ("by-pass"), el intercambiador 3A disolvente rico (frío RF, caliente RC) / disolvente pobre (caliente PC, frío PF) (Figura 4) presentaría un pellizco de temperatura del lado frío: el enfoque de temperatura del lado frío (anotada ΔT_f), generalmente comprendida entre 5 y 20 °C según las aplicaciones y tecnologías de los intercambiadores, sería más bajo que el enfoque de temperatura del lado caliente (anotada ΔT_c). Esto se explica simplemente por el cambio de fase del disolvente rico que fluye en la vena fría del intercambiador (desorción de los gases absorbidos y vaporización del disolvente). El disolvente pobre que fluye en la vena caliente del intercambiador se enfría transfiriendo únicamente su calor sensible al disolvente rico frío (sin cambio de estado). En la figura 4, la diferencia de temperatura del lado frío (ΔT_f) es mucho menor que la diferencia de temperatura del lado caliente, sin integración térmica mediante la línea de cortocircuito (ΔT_c , véase la curva S). La presencia de la línea de cortocircuito que envía una fracción del disolvente rico frío al intercambiador 3B permite reducir este desequilibrio entre el lado frío y el lado caliente (véase la curva A).

En efecto, la única manera de reequilibrar los enfoques de temperatura fría y caliente del intercambiador disolvente rico/disolvente pobre 3A es desviar («by-pass») una fracción del caudal de disolvente frío enviado a dicho intercambiador. Esta fracción del flujo de disolvente rico frío 104B puede, por otro lado, calentarse mediante los gases calientes desorbidos 111 y eventualmente 107 resultantes respectivamente de las etapas de separación por flash 4 y 6. El uso del flujo 111, y posiblemente del flujo 107, permite integrar térmicamente el procedimiento.

La integración térmica prevista permite así aumentar sustancialmente la temperatura del disolvente rico a la salida de los intercambiadores 3A y 3B. Este aumento de temperatura da como resultado una mayor vaporización del disolvente rico y la consecuencia directa es una reducción en el consumo energético del destilador 5. Se pueden lograr ganancias sustanciales en el consumo energético del orden de 20 a 40 % según los casos.

La fracción de caudal de disolvente rico desviado 104B puede representar 0,5 a 50 %, preferiblemente 5 a 40 % del caudal total de disolvente rico según las aplicaciones, la tasa de carga del disolvente rico (expresada en moles de gases ácidos/mol de disolvente) y la tecnología de los intercambiadores 3A y 3B. La fracción desviada se ajusta de manera a equilibrar las temperaturas de los dos flujos de disolvente rico 105A y 105B que salen de los intercambiadores 3A y 3B.

Desde un punto de vista tecnológico, los intercambiadores térmicos 3A y 3B pueden ser dos intercambiadores físicamente distintos o un único intercambiador con multitud de suministros y salidas (tipo intercambiador de placas).

La separación por flash a baja presión de las etapas e) y g) se lleva a cabo a una presión generalmente comprendida entre 0 y 9 bar, preferiblemente entre 1 y 4 bar.

La separación por flash a media presión de la etapa b) se lleva a cabo a una presión superior a la de la separación a baja presión, a una presión generalmente comprendida entre 3 y 10 bar, preferiblemente entre 5 y 10 bar, muy preferiblemente entre 5 y 7 bar.

Según un modo preferido del dispositivo, los matraces de flash 4 y 6 funcionan a la misma presión (excepto las pérdidas de presión en el circuito). La presión de funcionamiento de los matraces de flash LP 4 y 6 se sitúa ventajosamente entre 1 y 4 bar. El límite superior se define generalmente en función de la degradación térmica del disolvente utilizado. La presión de funcionamiento del matraz de flash MP 2 se sitúa ventajosamente entre 5 y 10 bar.

La temperatura requerida en el destilador 5 está generalmente comprendida entre 70 y 180 °C según la presión de funcionamiento. De manera ventajosa, cuando la presión es superior a 1 bar, la temperatura en el destilador está comprendida entre 100 y 180 °C, preferiblemente entre 100 y 140 °C, muy preferiblemente entre 110 y 140 °C.

La presión de funcionamiento en el destilador 5 está generalmente comprendida entre 0 y 9 bar.

En una realización, la etapa de regeneración por flash se puede llevar a cabo al vacío, es decir que la presión de funcionamiento de la etapa f) en el destilador 5 y la presión de separación por flash de la etapa g) está estrictamente comprendida entre 0 y 1 bar. En este caso, la temperatura de calentamiento en el destilador 5 puede ser inferior a 100 °C, preferiblemente está comprendida entre 70 y 90 °C.

En otra realización, la presión de funcionamiento en el destilador 5 puede estar comprendida entre 1 y 4 bar, y la temperatura en el destilador 5 está comprendida entre 100 y 140 °C, preferiblemente entre 110 y 140 °C.

En aún otra realización, estando la temperatura y la presión directamente relacionadas por el equilibrio termodinámico, se pueden considerar presiones más elevadas en los matraces de flash y en el destilador (presión superior a 4 bar, en particular comprendida entre 6 y -8 bar, por ejemplo) si el disolvente es térmicamente estable o si la degradación del disolvente es de segundo orden (la sustitución más frecuente del inventario de disolvente de la instalación no supone una limitación económica).

Cabe señalar que el coste de inversión de la instalación según la invención también es limitado o incluso reducido:

- Con respecto a un esquema con regeneración por flash convencional (sin integración térmica), se deben considerar algunos equipos adicionales (un intercambiador y un matraz)
- Con respecto a un esquema con regeneración mediante separación con vapor, la columna de regeneración se sustituye por un simple matraz.

EJEMPLO

Para ilustrar las ventajas de la invención en términos de consumo energético, a continuación se da un ejemplo para un caso de purificación de biogás.

La tabla 1 siguiente ilustra las ventajas de la presente invención para la depuración de un biogás en biometano (descarbonatación) con un disolvente químico denominado AE Amina que consiste en una mezcla de una poliamina terciaria, de una amina terciaria y de una poliamina secundaria, que comprende en particular 25 % en peso de PMDPTA, 11 % en peso de MDEA, 4 % en peso de piperazina. Para este tipo de aplicación, no se requiere una regeneración extensa mediante separación con vapor dada la especificación del contenido de CO₂ diana (generalmente 2,5 % en vol).

La contraparte de la regeneración parcial del disolvente es un aumento en el caudal de disolvente requerido para asegurar la especificación (en este caso, +23 % con respecto a una regeneración extensiva mediante separación con vapor). Sin embargo, el coste de inversión sigue siendo limitado ya que la columna de extracción se sustituye por un simple matraz y las unidades de depuración de biogás tienen un tamaño pequeño.

El modo de regeneración por flash caliente según la invención y la integración térmica asociada permiten una reducción sustancial de la potencia necesaria en el destilador para regenerar el disolvente:

- 44 % con respecto al modo de regeneración por flash caliente convencional
- 30 % con respecto al modo de regeneración por separación con vapor

Esta reducción del consumo energético permite aumentar la productividad del biometano del sitio de metanización, ya que la reglamentación impone que las necesidades térmicas del procedimiento de depuración se aseguren mediante el autoconsumo del biogás producido.

Tabla 1

Modo de regeneración	Separación con vapor (comparativo, referencia 1)	Flash caliente clásico (comparativo, referencia 2)	Según invención la
Disolvente	AE-Amina	AE-Amina	AE-Amina
Caudal disolvente (Sm ³ /h) expresado en condiciones estándar (T=15,6 °C)	16,2	20,0 +23 %	20,0 +23%
Alfa pobre = tasa de carga de disolvente pobre (mol de gases ácidos/mol de aminas)	0,03	0,20	0,20
Alfa rico = tasa de carga de disolvente rico (mol de gases ácidos/mol de aminas)	0,46	0,55	0,55
Potencia requerida en el destilador (kWh/Nm ³ de biogás)	0,71	0,90 +26 %	0,50 -30 % (con respecto a la referencia 1)

Modo de regeneración	Separación con vapor (comparativo, referencia 1)	Flash caliente clásico (comparativo, referencia 2)	Según la invención
			-44 % (con respecto a la referencia 2)

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para tratar gases por absorción química, física o híbrida de compuestos a eliminar que comprende al menos:

a) Una etapa de absorción de dichos compuestos a eliminar en un absorbedor (1) poniendo en contacto un flujo gaseoso a tratar (101) con un flujo de disolvente a una temperatura preferentemente comprendida entre 20 y 60 °C, denominada "disolvente pobre" (117) para obtener un gas tratado (102) y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico" (103);

b) Una etapa opcional de separar el disolvente rico (103) en un matraz de flash de presión media 2 para desorber los compuestos coabsorbidos (106) y obtener un disolvente rico frío (104) a una temperatura preferiblemente comprendida entre 40 y 80 °C;

c) Una etapa de intercambiar calor entre una fracción (104A) del flujo de disolvente rico frío (104) o del flujo de disolvente rico (103) si no se lleva a cabo la etapa b), y el flujo de disolvente pobre caliente (110) en un intercambiador térmico (3A) para obtener un flujo de disolvente rico calentado (105A), a una temperatura preferiblemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferiblemente entre 100 y 130 °C, y un flujo de disolvente pobre enfriado (115) hasta una temperatura preferiblemente comprendida entre 45 y 90 °C, muy preferiblemente entre 60 y 90 °C.

d) Una etapa de intercambiar calor entre la fracción complementaria (104B) del flujo de disolvente rico frío (104) o del flujo de disolvente rico (103) si no se lleva a cabo la etapa b), y el efluente de gas desorbido caliente (112) que corresponde al flujo gaseoso desorbido (111) resultante de la separación por flash de la etapa g) y al flujo de compuestos gaseosos (107) resultante de la separación por flash opcional de la etapa e) en un intercambiador térmico (3B) para obtener un flujo de disolvente rico calentado (105B) a una temperatura preferiblemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferiblemente entre 100 y 130 °C, y un flujo gaseoso desorbidos enfriados (113) a una temperatura preferiblemente comprendida entre 45 y 90 °C, muy preferiblemente entre 60 y 90 °C.

e) Una etapa opcional de separar en un matraz de flash de baja presión (4) los flujos de disolvente rico calentado (105A) y (105B) a la salida de las etapas de integración térmica que permite la separación de los compuestos gaseosos (107) a una temperatura preferiblemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferentemente entre 100 y 130 °C, y un flujo de disolvente rico (108), a una temperatura preferentemente comprendida entre 60 y 170 °C, muy preferentemente entre 100 y 130 °C;

f) Una etapa de regenerar el disolvente rico (108) o la suma de los flujos de disolvente rico calentado (105A) y (105B) si no se lleva a cabo la etapa e) por calentamiento en un destilador (5) a una temperatura comprendida preferentemente entre 70 y 180 °C para obtener un disolvente regenerado bifásico (109);

g) Una etapa de separar, en un matraz de flash de baja presión 6, el disolvente regenerado bifásico (109) que permite separar un flujo de disolvente pobre caliente (110) a una temperatura preferentemente comprendida entre 70 y 180 °C, muy preferentemente entre 110 y 140 °C, y un flujo gaseoso que comprende los compuestos a eliminar en forma de gases desorbidos (111) a una temperatura preferiblemente comprendida entre 70 y 180 °C, muy preferiblemente entre 110 y 140 °C.

h) Enfriar finalmente el disolvente pobre enfriado (115) para obtener un flujo de disolvente pobre completamente enfriado (116) a una temperatura preferiblemente comprendida entre 20 y 60 °C lista para alimentar el de nuevo el absorbente (1) en forma de un flujo de disolvente pobre (117).

2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la fracción (104A) del flujo de disolvente rico frío enviado en el intercambiador térmico (3A) representa entre 0,5 % y 50 % en peso, preferentemente entre 5 y 40 % en peso del flujo total de disolvente rico.

3. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que la separación en el matraz de flash de media presión de la etapa b) se realiza a una presión superior a la de la separación en el matraz de flash de baja presión, comprendida entre 3 y 10 bar, preferentemente entre 5 y 10 bar, muy preferentemente entre 5 y 7 bar.

4. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que la separación en el matraz de flash de baja presión de las etapas e) y g) se realiza a una presión comprendida entre 0 y 9 bar, preferentemente entre 1 y 4 bar.

5. Procedimiento según la reivindicación 4, en el que la separación en los matraces de flash de baja presión de las etapas e) y g) se realiza a la misma presión comprendida entre 1 y 4 bar, y la separación en el matraz de flash de media presión de la etapa b) se realiza a una presión comprendida entre 5 y 10 bar.

6. Procedimiento según la reivindicación 4, en el que el calentamiento en el destilador de la etapa f) y la separación en el matraz de flash de baja presión de la etapa g) se llevan a cabo a una presión estrictamente comprendida entre 0 y 1 bar.

7. Procedimiento según la reivindicación 6, en el que la temperatura en el destilador está comprendida entre 70 y 100 °C.

8. Procedimiento según una de las reivindicaciones 4 o 5, en el que la presión de funcionamiento en el destilador está comprendida entre 1 y 9 bar, preferentemente entre 1 y 4 bar, y en el que la temperatura en el destilador está comprendida entre 100 y 140 °C, preferentemente entre 110 y 140 °C.

9. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que el disolvente es un disolvente químico que comprende al menos una amina.
- 5 10. Un procedimiento según la reivindicación 9, en el que el disolvente comprende una mezcla de aminas terciarias y secundarias.
- 10 11. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, que comprende una etapa i) de condensación final del flujo gaseoso desorbido (113) destinada a limitar las pérdidas de agua del procedimiento, permitiendo obtener un flujo (114) de compuestos desorbidos enfriados, a una temperatura preferiblemente comprendida entre 20 y 60 °C.
12. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que en la etapa de absorción a) la presión de funcionamiento está comprendida entre 1 y 80 bar.
- 15 13. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, en el que el gas a tratar se escoge entre un biogás, un gas natural, un gas de síntesis (syngas) o humos industriales, por ejemplo humos de centrales a carbón, incineradoras o de altos hornos.
- 20 14. Instalación de tratamiento de gases que permite la implementación del procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, que comprende al menos:
- Un absorbedor (1) que permite poner en contacto el gas a tratar con un disolvente denominado "disolvente pobre" para obtener un gas tratado y un disolvente enriquecido en compuestos a eliminar denominado "disolvente rico";
 - Un matraz (2) opcional de flash de presión media del disolvente rico para desorber los compuestos coabsorbidos;
 - Un intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente pobre caliente (3A);
 - Un intercambiador térmico disolvente frío rico / efluente de gas caliente (3B);

25 - Una línea de cortocircuito para una fracción del disolvente rico frío que suministra el intercambiador térmico disolvente rico frío / disolvente rico caliente (3A) hacia el intercambiador térmico disolvente frío / efluente de gas caliente (3B);

 - Un matraz de flash opcional de baja presión (4) a la salida de las etapas de integración térmica que permite la desgasificación del disolvente rico;
 - Un destilador (5) que permite calentar el disolvente rico;

30 - Un matraz de flash de baja presión (6) que permite separar el disolvente regenerado de los compuestos a eliminar en forma de gases desorbidos;

 - Un condensador final opcional (7) para los gases desorbidos destinado a limitar las pérdidas de agua y disolvente del procedimiento;
 - Un enfriador final (8) del disolvente pobre;

35 - Un conjunto de bombas de disolvente (pobre y/o rico) (9) que permiten la circulación del disolvente.

15. Instalación según la reivindicación 14, en la que el intercambiador térmico (3A) y el intercambiador térmico (3B) están constituidos por un mismo dispositivo.

Fig 1

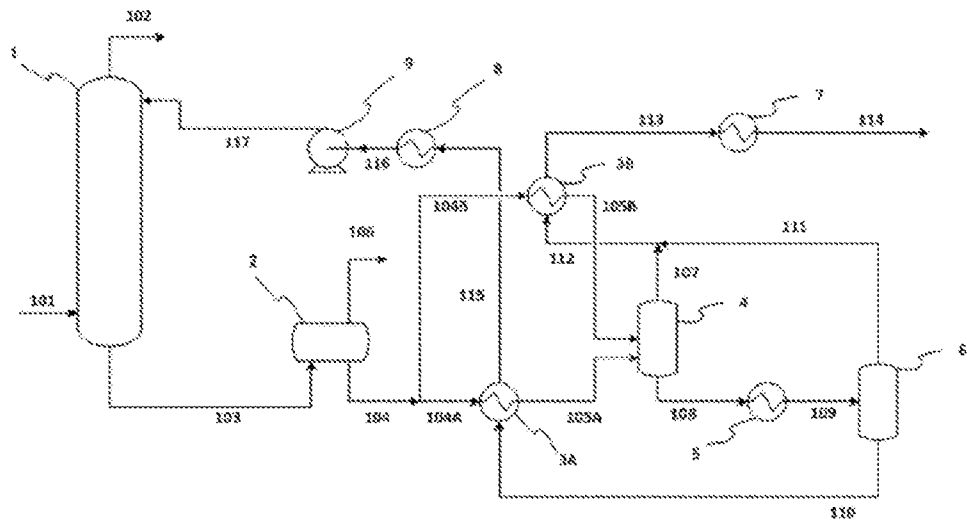


Fig. 2

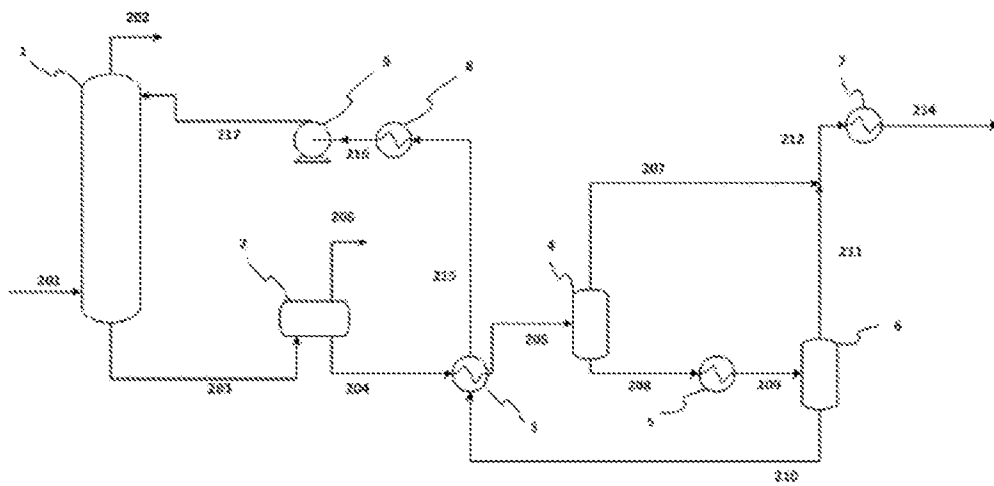


Fig. 3

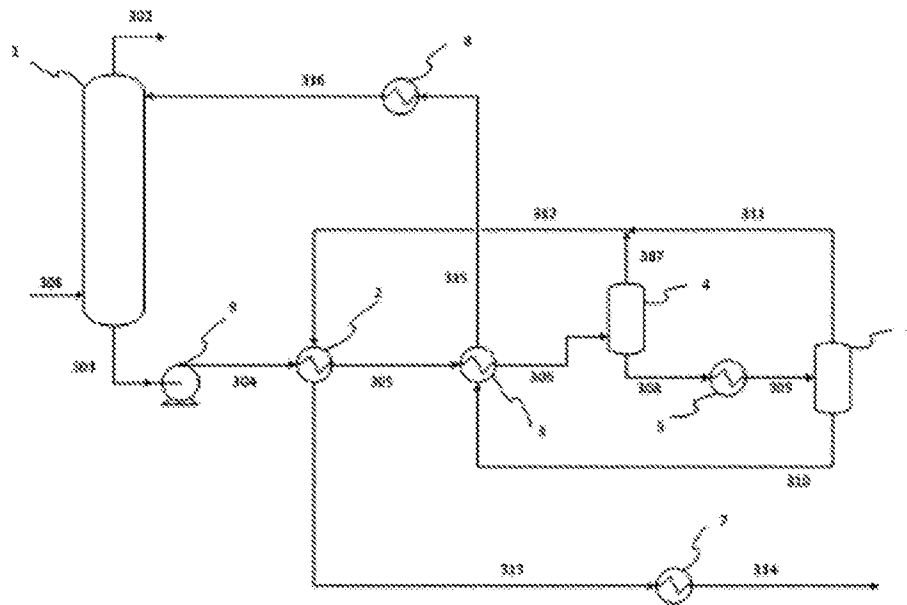


Fig. 4

