



19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA

11 Número de publicación: **2 365 474**

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

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **03813011 .8**

96 Fecha de presentación : **11.12.2003**

97 Número de publicación de la solicitud: **1569740**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **07.09.2005**

54 Título: **Procedimiento de eliminación de gases ácidos.**

30 Prioridad: **12.12.2002 US 433257 P**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:  
**06.10.2011**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:  
**06.10.2011**

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

72 Inventor/es: **Mak, John**

74 Agente: **Carpintero López, Mario**

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

Procedimientos de eliminación de gases ácidos

**Campo de la invención**

5 El campo de la invención es la eliminación de gases ácidos de un gas de alimentación, y en particular se refiere a la eliminación de gases ácidos de gas de alimentación de alto contenido en dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno.

**Antecedentes de la invención**

10 Eliminación de gases ácidos de diversas corrientes de gas y especialmente la eliminación de dióxido de carbono de corrientes de gas natural llega a ser un proceso importante creciente ya que el contenido en gases ácidos de diversas fuentes de gas es relativamente alto, o incrementa con el tiempo. Por ejemplo, diversas Fuentes de gas natural en Alaska, América del Norte continental, Noruega, Sudeste Asiático, o en el golfo de México contienen dióxido de carbono variando entre aproximadamente 20% y aproximadamente 75%. Además, el gas ácido de diversos campos de gas también contiene sulfuro de hidrógeno a concentraciones significativas que típicamente necesita eliminarse para reunir las especificaciones de calidad de los oleoductos.

15 Por ejemplo, en un procedimiento comúnmente empleado para la eliminación de gases ácidos, un disolvente químico (por ejemplo, un disolvente de amina) se usa para la eliminación de gases ácidos, que típicamente requiere procesamiento adicional del gas ácido aislado en una planta de azufre para convertir el sulfuro de hidrógeno a partir del disolvente regenerado en azufre como un subproducto. Tal eliminación de gases ácidos y combinaciones de la planta de azufre son en general de gran consumo de energía y costosa. Además, en el mercado de azufre cada vez menor de hoy el azufre así producido es solamente de poco valor comercial y por lo tanto se desecha, lo que todavía además incrementa los costes de tales operaciones.

20 De manera alternativa, los sistemas de membrana se pueden emplear para separar de manera física el gas ácido de la corriente de alimentación gaseosa. Los sistemas de membrana son a menudo altamente adaptables para acomodar el tratamiento de diversos volúmenes de gas y las especificaciones de producto-gas. Además, los sistemas de membrana son relativamente compactos y están en general libres de partes móviles, haciendo por lo tanto tales sistemas una opción especialmente viable para el tratamiento de gas cercano a la costa. Sin embargo, toda o casi todos los separadores de membrana de una sola fase son relativamente no selectivos y por lo tanto producen una corriente de permeado de dióxido de carbono con un contenido relativamente alto de metano e hidrocarburos (que o bien se purgan, se incineran o se usan como un bajo gas de combustible BTU). Por lo tanto, las pérdidas relativamente altas de metano e hidrocarburos a menudo hacen el uso de este procedimiento no deseable y no económico. Para reducir tales pérdidas, se pueden usar fases múltiples de separadores de membrana con recompresión entre fases. Sin embargo, tales sistemas a menudo consumen mucha energía y son costosos.

25 En incluso otro ejemplo, se emplea un disolvente físico para la eliminación de gas ácido de un gas de alimentación, que es particularmente ventajosa para el tratamiento de gas con una alta presión parcial de gas ácido ya que la capacidad de tratamiento potencial del disolvente físico se incrementa con la presión parcial de gas ácido (ley de Henry). Usando disolventes físicos la absorción de un gas ácido particular depende del disolvente particular empleado, y además depende de la presión y temperatura del disolvente. Por ejemplo, se puede emplear metanol como un disolvente físico orgánico de bajo punto de ebullición, como se ejemplifica en la Patente de Estados Unidos Nº 2.863.527 de Herbert et al. Sin embargo, el requerimiento de enfriamiento de refrigerante para mantener el disolvente a temperaturas criogénicas es relativamente alto, y el procedimiento a menudo muestra mayor que la absorción de metano o etano deseada, necesitando por lo tanto gran cantidad de entrada de energía para la recompresión y recuperación.

35 Un procedimiento de disolvente físico típico se ejemplifica en la Técnica Anterior Figura 1, que es conceptualmente realmente simple y emplea el uso de un disolvente pobre frío para eliminar dióxido de carbono del gas de alimentación. El disolvente se regenera mediante destilación sucesiva a presiones inferiores y el disolvente destilado se bombea al absorbedor, en el que el disolvente se enfría usando refrigeración externa (o bien en el circuito de disolvente rico o disolvente pobre). En la mayoría de los casos, se requiere un quemador de vapor o combustible para la regeneración del disolvente.

40 Los procedimientos de disolvente físico son en general ventajosos para la eliminación de gases ácidos a granel (por ejemplo, el gas tratado tiene 1 a 2% de gas ácido remanente). Sin embargo, a menudo es difícil eliminar gases ácidos, y particularmente sulfuro de hidrógeno, hasta niveles que reúnan la calidad del gas de los oleoductos. Además, los procedimientos típicos convencionales requieren regeneración del disolvente con calor o vapor, que tiende relativamente a consumir mucha energía. Sin aplicación de calor para la regeneración del disolvente, actualmente procedimientos de regeneración de destilación conocidos no producen suficiente flash disolvente pobre para el tratamiento de gas que reúna la especificación del oleoducto para sulfuro de hidrógeno.

55 De este modo, aunque conocen diversas configuraciones y procedimientos para eliminar gases ácidos de un gas de alimentación (véase, por ejemplo, los documentos US 3.594.985, US 3.664.091, US 3.824.766, US 3.362.133, GB 2.142.041 y US 4.568.364), todos o casi todos ellos sufren una o más desventajas. Entre otras cosas, los niveles de sulfuro de hidrógeno en los gases tratados a menudo son inaceptablemente altos para los patrones actuales, y sin procesamiento adicional, el gas tratado puede a menudo no reunir las especificaciones de los oleoductos. Además, los procedimientos conocidos tienden a requerir cantidades sustanciales de energía para reducir la concentración de gas ácido a los patrones de los oleoductos e incurrir en pérdidas de hidrocarburos significativas. Por lo tanto, se necesita todavía proporcionar procedimientos y configuraciones mejorados para la eliminación de gases ácidos.

**Sumario de la invención**

La presente invención se refiere a configuraciones y procedimientos de eliminación de gases ácidos de un gas de

alimentación usando un disolvente físico, en el que el disolvente se regenera hasta un disolvente ultra pobre usando un gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno al gas al destilador a vacío.

Por lo tanto, en un aspecto particularmente preferido de la materia sujeto de la invención, una planta incluirá un destilador a vacío que está configurado para producir un disolvente físico ultra pobre a partir de un disolvente físico que contiene sulfuro de hidrógeno. Las plantas contempladas además incluirán un recipiente de destilación de alta presión y / o un recipiente de destilación de presión media que proporcionan un gas de destilación sin sulfuro de hidrógeno al destilador a vacío.

Además las plantas contempladas incluyen un absorbedor que funciona con un gradiente isotérmico o con un gradiente térmico decreciente desde arriba hasta abajo, y que recibe un gas de alimentación que comprende al menos 10 mol % de dióxido de carbono y al menos 500 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno (típicamente al menos parcialmente deshidratado, y / o a una presión de al menos 6,895 mPa (1000 psig). Con respecto al contenido de sulfuro de hidrógeno de los disolventes, en general se contempla que el disolvente pobre que contiene sulfuro de hidrógeno - comprende al menos 100 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno, y que el disolvente físico ultra pobre comprende menos de 100 mg/kg (ppm) (y lo más típicamente menos de 10 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno. El gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno comprende al menos 95 % molar de dióxido de carbono.

En aspectos adicionales contemplados de la materia sujeto de la invención, la planta también puede incluir un separador en el que el gas ácido se separa de un disolvente rico, produciendo por lo tanto el disolvente físico que contiene sulfuro de hidrógeno pobre (en el que la parte de gas ácido se comprime y se inyecta en una formación). De manera adicional, el destilador a vacío puede además producir un gas ácido que se combina con el gas ácido del separador.

Por lo tanto, un procedimiento de producción de un disolvente físico ultra pobre puede incluir una etapa en la que un gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno se separa de un disolvente físico en al menos uno de un recipiente de destilación de alta presión y un recipiente de destilación de media presión. En otra etapa, sulfuro de hidrógeno se destila de un disolvente físico que contiene sulfuro de hidrógeno pobre en un destilador a vacío para formar el disolvente físico ultra pobre. Con respecto a las diversas configuraciones y y otros parámetros de operación, las mismas consideraciones como la aplicación descrita anteriormente.

Diversos objetos, características, aspectos y ventajas de la presente invención serán más evidentes a partir de la siguiente descripción detallada de realizaciones de la invención.

#### **Breve descripción de los dibujos**

Figura 1 es una técnica anterior esquemática de eliminación de gases ácidos usando un disolvente físico.

Figura 2 es un ejemplo esquemático de una configuración de plantas para la eliminación de gases ácidos de acuerdo con la materia sujeto de la invención.

#### **Descripción detallada**

Los inventores han descubierto que los gases ácidos, y particularmente dióxido de carbono, se elimina del gas de alimentación que comprende dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno en configuraciones y procedimientos en los que los gases encendidos intermitentes del gas de alimentación se emplean para destilar sulfuro de hidrógeno de un disolvente físico pobre que se emplea también para eliminar dióxido de carbono.

En configuraciones particularmente preferidas, se contempla que un destilador funciona a presión de vacío (típicamente entre aproximadamente 6,895 y 68,95 kPa (1 a 10 psig)), en el que el gas de destilación se suministra a partir de la destilación de alta presión y media presión en el procedimiento de regeneración del disolvente. Además se prefiere que las condiciones en destilación de alta presión y media presión y las cantidades de los gases encendidos intermitentes se seleccionan preferiblemente de manera que los gases encendidos intermitentes contienen la mayoría hidrocarburos ligeros y algo de dióxido de carbono, pero sustancialmente están libres de (es decir, menos de 1000 mg/kg (ppm), típicamente menos de 100 mg/kg (ppm), y más típicamente menos de 10 µl/l (ppmv) de sulfuro de hidrógeno. De este modo, se debe reconocer que el destilador a vacío puede producir un disolvente pobre que está agotado de sulfuro de hidrógeno (es decir, menos de 10 mg/kg (ppm)) y adecuado para tratar el gas ácido hasta un nivel de sulfuro de hidrógeno bajo.

Como se usa en el presente documento, el término "gradiente isotérmico" junto con un disolvente físico en un absorbedor significa que la temperatura del disolvente físico en una parte superior del absorbedor es sustancialmente idéntica (es decir, desviación absoluta de temperatura no más de 5,56°C (10°F)) con la temperatura de l disolvente físico en una parte media y baja del absorbedor. De manera similar, el término "gradiente térmico decreciente desde arriba hasta abajo" como se usa en el presente documento significa que la temperatura del disolvente físico es una parte superior del absorbedor es mayor que la temperatura del disolvente físico en una parte media y / o baja del absorbedor.

Como se adicionalmente en el presente documento, y con respecto a una columna o absorbedor, los términos "superior" e "inferior" se debe entender con relación entre sí. Por ejemplo, retirada o adición de una corriente de una parte "superior" de una columna o absorbedor significa que la retirada o adición está en una posición alta (con relación al fondo cuando la columna o absorbedor está en operación) que una corriente retirada de una región "inferior" de la misma columna o absorbedor. Visto desde otra perspectiva, el término "superior" puede de este modo referirse a la mitad superior de una columna o absorbedor, mientras que el término "inferior" se puede referir a la mitad inferior de una columna o absorbedor. De manera similar, cuando el término "intermedio" se usa, que una parte "intermedia" de la columna o absorbedor está intermedia entre la parte "superior" y una parte "inferior". Sin embargo, cuando se usan "superior", "intermedio", e "inferior" para referirse a una columna o absorbedor, no se debe entender que tal columna está estrictamente dividida en terceras partes por estos términos.

Como incluso se usa además en el presente documento, el término "aproximadamente" cuando se usa conjuntamente con valores numéricos se refiere a una desviación absoluta de menos o igual que el 10% del valor numérico, salvo que se establezca de otra manera. Por lo tanto, por ejemplo, el término "aproximadamente 10 mol %" incluye un intervalo entre 9 mol % (inclusive) y 11 mol % (inclusive).

En una configuración preferida como se muestra en la **Figura 2**, una planta ejemplar comprende una unidad de deshidratación de gas 101 (típicamente TEG o unidad de tamiz molecular) que elimina el contenido de agua del gas de alimentación 1 un punto de condensación de agua de aproximadamente -40°C (-40°F) que forman corrientes de gas seco 2. Se prefiere particularmente que la corriente de gas de alimentación tratado 2 se enfríe además (típicamente a -23,33°C (-10°F) a -1,11°C (30°F)) en un intercambiador de calor 102 usando vapor en la parte superior del absorbedor 11 como un refrigerante para formar corriente de gas de alimentación tratado enfriado 5, que se separa en el separador 103 en la corriente líquida 3 y la corriente de vapor 7. La corriente 3 contiene la mayoría de los componentes C5+ que se puede además recuperar como producto NGL que puede comercializar Corriente 7, agotada de componentes C5+ se mezcla con la corriente de reciclo combinada 8 para formar la corriente 9 que además se enfría en el intercambiador de calor 104. En esta configuración, intercambiador de calor 104 usa refrigeración suministrada por corriente de disolvente rica despresurizada a nivel atmosférico 28 y además enfría la corriente 9 a típicamente -26,11°C a -42,78°C (-15°F a -45°F) formando por lo tanto una corriente enfriada 10. La corriente así formada 10 entra en el absorbedor 105 en una parte inferior del absorbedor.

Se debe apreciar particularmente que el enfriamiento de corriente de gas de alimentación a una temperatura relativamente baja (por ejemplo, aproximadamente -26°C a aproximadamente -43°C (aproximadamente -15°F a aproximadamente -45°F) mantendrá la temperatura del fondo del absorbedor a un nivel particularmente bajo (por ejemplo, aproximadamente -18°C a aproximadamente -40°C (aproximadamente 0°F a aproximadamente -40°F)) que incrementa ventajosamente la carga de gas ácido del disolvente rico, y por lo tanto reduce la circulación del disolvente, metano, y / o pérdidas de hidrocarburos. Además se prefiere un refrigerador secundario 108 se emplea para controlar y / o mantener la temperatura de la sección inferior del absorbedor 105 a una temperatura de absorción predeterminada. En tales configuraciones, la corriente de disolvente rica 13 (generada por la absorción de gas ácido en una parte superior del absorbedor) se bombea por la bomba del refrigerador secundario 106 (mediante la corriente 14) y se enfría en el refrigerador secundario 108 usando corriente de disolvente rico destilado 21 de una turbina hidráulica 111 como refrigerante. El disolvente semi rico así enfriado 15, a típicamente -23,33°C a -40°C (-10°F a -40°F) se devuelve a la sección inferior del absorbedor 105. Además se prefiere especialmente que el refrigerante para el refrigerador secundario 108 se proporciona por la corriente de disolvente rico destilado 20 (corriente de disolvente rico despresurizado) mediante la turbina hidráulica 111. Sin embargo, se debe reconocer que se puede proporcionar enfriamiento mediante diversos otros refrigerantes, y refrigerantes adecuados pueden ser internos (es decir, producidos dentro de la planta) o externos (por ejemplo, refrigeración por propano).

De este modo, los refrigeradores secundarios adecuados pueden funcionar de manera ventajosa para mantener una temperatura de absorción óptima para la absorción del gas ácido. Por lo tanto, se debe reconocer que en tales configuraciones la parte intermedia del absorbedor funciona preferiblemente a una temperatura inferior a la de la parte superior del absorbedor, que es particularmente deseable cuando se carga el disolvente con gas ácido (el disolvente típicamente mostrará una viscosidad menor y una tensión superficial menor).

Una vez está la alimentación en el absorbedor, el disolvente semi rico 15 absorberá después dióxido de carbono del gas de alimentación, formando por lo tanto disolvente rico 16 que mueve el absorbedor mediante la primera turbina hidráulica 107. La primera turbina hidráulica 107 reduce la presión de las partes inferiores del absorbedor hasta típicamente aproximadamente la mitad de la presión del gas de alimentación, de este modo el enfriamiento del disolvente rico hasta aproximadamente -21°C a -38°C (-5°F a -35°F) para formar una corriente de disolvente rico despresurizado 17. Se debe reconocer que en tales configuraciones la turbina hidráulica hace funcionar un dispositivo eficaz de energía ya que genera el enfriamiento por refrigeración mediante expansión y destilación del contenido de gas ácido mientras se proporciona un trabajo de eje (por ejemplo, conduce la bomba de circulación de disolvente).

El disolvente rico 17, después que ha intercambiado calor con la corriente de gas ácido 41, se destila al separador 110 que produce una primera corriente de vapor destilado 19, que se divide en una corriente de reciclo 47 y una corriente de destilación 48. La corriente 47 se comprime mediante compresor de reciclo 124 y se recupera en el absorbedor 105, mientras que la corriente 48 se hace descender a presión y se alimenta al destilador a vacío 118 como corriente 52. Con respecto a la relación de división de las corrientes 47 y 48, en general se prefiere que la corriente 48 sea responsable de aproximadamente 5% a aproximadamente 30% del flujo de corriente total 19. La corriente de disolvente así destilada 20 se expande además en turbina hidráulica 111 a una presión reducida a la mitad para formar y expandir la corriente de disolvente rico 21 (típicamente a -28,89°C a -40°C (20°F a -40°F)) que se usa para enfriar la corriente de disolvente semi rico 14 en el intercambiador de calor 108. El disolvente rico calentado 22 del intercambiador de calor 108, típicamente a -12,22°C a -23,33°C (10°F a -10°F), se separa en el separador 112, que produce una segunda corriente de vapor de hidrocarburo 23 que además se divide en una corriente de reciclo 49 y una corriente de destilación 50. La corriente 49 se comprime mediante compresor de reciclo 124 y se recupera en el absorbedor 105, mientras que la corriente 50 hace descender a presión y se alimenta al destilador a vacío 118 como la corriente 51. Con respecto a la relación de división entre las corrientes 49 y 50, en general se prefiere que la corriente 50 sea responsable de típicamente aproximadamente 10% a aproximadamente 50% del flujo total de la corriente 23. La corriente de líquido destilado 24 del separador 112 después se hace descender a presión en una válvula de expansión JT 113 hasta típicamente presión reducida a la mitad, enfriando por lo tanto el disolvente rico hasta -15°C a -26,11°C (-5°F a -15°F). El disolvente así destilado 25 se separa en el separador 114 que produce un tercer vapor de hidrocarburo destilado (tercera corriente de reciclo de hidrocarburo 26) a reciclarse mediante compresor de reciclo 124. La energía generada de la primera y segunda turbinas hidráulicas 107 y 111 se usa preferiblemente para proporcionar parte del requerimiento de energía de la bomba de disolvente pobre 119, bomba de vacío 120, y / o para la generación de energía.

El líquido destilado 27 del separador 114 se hace descender a presión en una válvula de expansión JT 115 a presión atmosférica, enfriando además por lo tanto el disolvente rico hasta -28,89°C a -42,78°C (-20°F a -45°F) después se usa

para enfriar el gas de alimentación en el intercambiador de calor 104. El disolvente rico calentado 29 del intercambiador de calor 104, típicamente a -17,78°C a -40°C (0°F a -40°F), después se separa en el separador 116 a presión atmosférica para producir una corriente de gas ácido destilada 30.

El disolvente destilado a presión atmosférica 31 se expande mediante la válvula JT 117 a presión de vacío (típicamente entre aproximadamente 6,895 kPa a aproximadamente 68,95 kPa (1 psig a aproximadamente 10 psig)) para formar corriente 32, que se alimenta al destilador a vacío 118 que produce una corriente de gas ácido 33 y un disolvente pobre corriente 34. El destilador a vacío preferiblemente incluye una sección superior y una sección inferior que se suministran con el gas de destilación 51 desde el bidón de destilación 112 y gas de destilación 52 suministrado a partir del bidón de destilación 110, respectivamente. Se debe reconocer que el número de secciones de destilación, las fuentes de gas de destilación, y / o la cantidad de gases de destilación se pueden variar dependiendo de las composiciones del gas de alimentación. Además, cuando el gas de alimentación tiene un contenido relativamente alto de sulfuro de hidrógeno, y una tercera sección de destilación se pueden añadir usando una parte de la corriente de vapor destilada 26 del separador 114. De manera alternativa, una única sección de destilación se puede realizar con gas de destilación suministrado solamente de una de las corrientes de destilación si la concentración de sulfuro de hidrógeno de gas de alimentación es relativamente baja. El disolvente ultra pobre así producido 34 se bombea mediante la bomba de disolvente pobre 119 a la presión del absorbedor para la absorción de gas ácido mediante corriente de disolvente ultra pobre comprimido 35. El gas ácido que contiene sulfuro de hidrógeno 33 se puede después comprimir mediante bomba de vacío 120 para formar corriente de gas ácido comprimido 37.

Quando la recuperación de petróleo mejorado o inyección de gas ácido es particularmente deseable, se prefiere que las configuraciones contempladas incluyan intercambiador de calor 109 que se emplea para enfriar la corriente de gas ácido 41 usando la corriente de disolvente rico despresurizada 17 desde la turbina hidráulica 107. Además, el gas ácido destilado 33 se comprime en una bomba de vacío 120 a presión atmosférica, combinado con la corriente 36 para formar la corriente 38, y además comprimida en el compresor 121. La corriente de gas ácido comprimida 39 se enfria hasta su estado líquido (en la corriente 43) mediante intercambiadores de calor 122, 123, y 109. Un condensador trim opcional 124 con refrigeración externa (44) se puede requerir para la función de la refrigeración suplementaria requerida mediante condensación de gas ácido. El líquido de gas ácido 43 se bombea después mediante la bomba 125 a la corriente 46 para la re inyección para la recuperación de petróleo mejorado, típicamente a 27,58 mPa (4000 psig).

De este modo se debe reconocer especialmente que el contenido de dióxido de carbono en el gas de alimentación proporcionará la refrigeración del disolvente así como la función de la licuefacción de la corriente de dióxido de carbono mediante la expansión del disolvente rico con turbinas hidráulicas y válvulas JT. Se debe además apreciar que si se requiere la refrigeración adicional (por ejemplo, a presión relativamente baja), el enfriamiento del disolvente se puede suministrar mediante enfriamiento de JT con el compresor de gas de reciclo 124 que se comprime hasta una presión más alta, se enfría en intercambiador de calor 125 y se hace descender usando la válvula JT 140 que forma una corriente enfriada 8, y se alimenta al absorbedor. Especialmente las configuraciones alternativas adecuadas de plantas de procesamiento de gas que se pueden modificar para incluir las configuraciones contempladas de acuerdo con la materia sujeta de la invención se describen en la solicitud de patente internacional en tramitación con la presente de los inventores con el número de serie PCT/US02/29810, presentada el 17 de septiembre de 2002.

Con respecto a gases de alimentación adecuados, se contempla que numerosos gases de alimentación naturales y sintéticos son apropiados. Sin embargo, los gases de alimentación particularmente preferidos incluyen gas natural, y especialmente gas natural con un dióxido de carbono que es al menos aproximadamente 5 mol %, más típicamente al menos 10 aproximadamente mol %, y lo más típicamente al menos 10 a 75 mol %, a d con un contenido de sulfuro de hidrógeno que es al menos al menos 50 mg/kg (ppm), más típicamente al menos 500 mg/kg (ppm), y lo más típicamente al menos 1 %. Por lo tanto, especialmente adecuadas las corrientes de alimentación incluyen corrientes de alimentación de gas natural de los campos petrolíferos y de gas tales como Alaska, Noruega, Sudeste asiático y Golfo de México. De manera similar, el contenido en gas ácido (y especialmente contenido en contenido en dióxido de carbono) de gases de alimentación adecuados y pueden variar predominantemente dependerán de la fuente de gas de alimentación. En general se prefiere, sin embargo, que el contenido en gas ácido será al menos aproximadamente 5 mol %, más típicamente al menos 10 aproximadamente mol %, y los más típicamente al menos 20 a 75 mol %. Una composición de gas de alimentación típica se proporciona en la Tabla 1 más abajo:

Tabla 1

| COMPONENTE           | MOL % |
|----------------------|-------|
| N <sub>2</sub>       | 0,88  |
| Dióxido de carbono   | 19,14 |
| Sulfuro de hidrógeno | 0,01  |
| C <sub>1</sub>       | 72,69 |
| C <sub>2</sub>       | 5,29  |
| C <sub>3</sub>       | 1,40  |
| C <sub>4</sub>       | 0,22  |
| NC <sub>4</sub>      | 0,26  |
| IC <sub>5</sub>      | 0,02  |
| NC <sub>5</sub>      | 0,01  |
| C <sub>6+</sub>      | 0,08  |

Además, se debe reconocer que la presión de los gases de alimentación contemplados puede variar considerablemente, y las presiones adecuadas variarán entre presión atmosférica y varios miles de psig. Sin embargo, se prefiere particularmente que el gas de alimentación tenga una presión de al menos 2,76 mPa (400 psig) más típicamente al menos 6,895 mPa (1000 psig), incluso más típicamente al menos 20,68 mPa (3000 psig), y lo más típicamente al menos 34,47 mPa (5000 psig). Además, aunque se contempla de manera general que al menos una parte de la presión del gas de alimentación se debe a la presión de gas contenida en el pozo, se debe reconocer también que cuando sea apropiado, la presión también se puede incrementar usando uno o más compresores.

En todavía otros aspectos de la materia sujeto de la invención, los gases de alimentación contemplados preferiblemente se secan y se enfrían antes de entrar en el absorbedor, y se prefiere especialmente que el enfriamiento del gas de alimentación se efectúe al menos en parte por el gas del producto (es decir, la corriente de la parte superior del absorbedor) en uno o más intercambiadores de calor. Con respecto al grado de enfriamiento, en general se contempla que el gas de alimentación se pueda enfriar a diversas temperaturas. La corriente de gas de alimentación enfriada se puede alimentar a en un separador en el que al menos una parte de los componentes C5+ contenidos en el gas de alimentación se elimina de la corriente de alimentación enfriada para formar un gas de alimentación C5+ parcialmente agotado.

El gas de alimentación parcialmente deshidratado así formado después se puede tratar además para eliminar los hidrocarburos mayores (por ejemplo, C6 +) y después todavía además se deshidratan en una unidad de deshidratación (todas las unidades de deshidratación adecuadas son conocidas para uso). Por ejemplo, la deshidratación adecuada se puede realizar usando glicol o tamices moleculares. La deshidratación de la alimentación es particularmente ventajosa debido a que el procedimiento de absorción se puede desarrollar a una temperatura significativamente menor sin problemas de congelación. Además, el gas del producto y el dióxido de carbono se producen en un estado muy seco que elimina cualquier deshidratación corriente debajo de los gases del producto y minimizan la condensación de hidrocarburos.

Por lo tanto, se debe reconocer particularmente que los absorbedores adecuados trabajarán a presión relativamente alta, y especialmente contempladas altas presiones son al menos 3,45 mPa (500 psi) típicamente al menos 6,895 mPa (1000 psi) incluso más típicamente al menos 20,68 mPa (3000 psi) y los más típicamente al menos 34,47 mPa (5000 psi). Por lo tanto, se debe reconocer que los absorbedores contemplados pueden funcionar en una región supercrítica de fase gaseosa. El término "funciona en una región supercrítica de fase gaseosa" como se usa en el presente documento se refiere a la operación del absorbedor en condiciones en las que al menos una parte del gas de alimentación, si no todo el gas de alimentación, estará en un estado supercrítico. Además, mediante el funcionamiento el procedimiento de absorción en la región supercrítica de fase gaseosa, típicamente se evita la condensación de hidrocarburos, que actualmente presenta un problema significativo en los procedimientos conocidos hasta ahora. En todavía otros aspectos contemplados, el tipo de absorbedor necesita no estar limitado a una configuración particular y todas las configuraciones de absorbedor se consideran adecuadas para uso en el presente documento. Sin embargo, los dispositivos de contacto particularmente preferidos incluyen un lecho empaquetado o configuraciones de bandeja.

Con respecto al disolvente empleado en las absorbedores contempladas, se debe reconocer que todos los disolventes físicos y sus mezclas son apropiados. Existen numerosos disolventes físicos conocidos en la técnica, y los disolventes físicos preferidos ejemplares incluyen carbonato de propileno, fosfato de tributilo, metil pirrolidona normal, dimetil éter de polietilen glicol, y / o diversos dialquil éteres de polietilen glicol. De manera alternativa, pueden emplear otros disolventes que incluyen amina terciaria potenciada (por ejemplo, Piperazina) u otro disolvente o una mezcla de disolventes que tengan comportamiento similar al disolvente físico.

Por lo tanto, el absorbedor proporcionará un gas del producto que está agotado de gases ácidos, y particularmente agotado de dióxido de carbono. Además, se debe reconocer que el absorbedor recibe gas de alimentación enfriado y deshidratado, el gas del producto estaría típicamente conforme con todas o casi todas las especificaciones de gas de venta y requerimientos para el transporte mediante tuberías de alta presión. Además se debe apreciar especialmente que el disolvente rico formado en el absorbedor puede dejar el fondo del absorbedor a presión relativamente alta (por ejemplo, al menos 3,45 mPa (500 psi) más típicamente entre 6,895 y 20,68 mPa (1000 y 3000 psi)), y se puede de este modo utilizar para proporcionar trabajo (por ejemplo, para la generación de energía eléctrica) y / o enfriamiento de diversas corrientes en el procedimiento de separación.

En configuraciones especialmente preferidas, el disolvente rico se hace descender a presión usando una primera turbina hidráulica para generar energía mecánica o eléctrica, y el disolvente rico despresurizado después se separa en un separador en una primera corriente de reciclo que contiene hidrocarburo y un primer disolvente rico, que posteriormente se emplea (opcionalmente) como un refrigerante para refrigerar una corriente de dióxido de carbono para la aplicación de recuperación de petróleo mejorado (en el que el dióxido de carbono se produce a partir del gas de alimentación). La primera corriente de reciclo que contiene hidrocarburo preferiblemente se recicla al absorbedor, mientras el primer disolvente rico se despresuriza además utilizando una segunda turbina hidráulica para generar además energía mecánica o eléctrica. La corriente de disolvente rico así despresurizada se emplea después como refrigerante en un intercambiador de calor (preferiblemente refrigerador secundario del absorbedor) que enfría el disolvente semi rico en el absorbedor para mantener una temperatura de absorbedor deseable. Después de pasar a través del intercambiador de calor, la corriente de disolvente rico despresurizada adicionalmente se separa después en un segundo separador en un segundo disolvente rico y una segunda corriente de reciclo que contiene hidrocarburo que se recicla al absorbedor. Desde el segundo separador, la corriente de disolvente rico se despresuriza además mediante una válvula JT y después se separa en un tercer separador en un tercer disolvente rico y una tercera corriente de reciclo que contiene hidrocarburo que se recicla al absorbedor. El tercer disolvente rico despresurizado después se despresuriza además a presión atmosférica, generando refrigeración que se va a usar para enfriar el gas de alimentación, manteniendo el absorbedor a una baja temperatura del fondo deseable.

Con la refrigeración la mayoría proporcionada mediante despresurización del disolvente rico, refrigeración no se requiere en la mayoría del casos (particularmente en operación de presión de alimentación alta), pero se puede suplementar internamente mediante enfriamiento de JT creado a partir del refrigerador del gas de reciclo y válvula JT, o mediante una fuente externa usando un intercambiador con un refrigerante. Además, la secuencia del intercambiador de calor particular puede variar dependiendo del gas de alimentación, circulación del disolvente y los requerimientos de función de licuefacción del dióxido de carbono. Por ejemplo, el primer disolvente rico despresurizado se puede usar para enfriar el gas de alimentación en lugar de la corriente de dióxido de carbono, y el segundo disolvente rico despresurizado se puede usar para condensación de la corriente de dióxido de carbono en lugar del refrigerador secundario, y tercer refrigerante de disolvente rico despresurizado se puede usar como refrigerador secundario en el absorbedor en su lugar. Por lo tanto, en configuraciones preferidas se forma un disolvente pobre a temperaturas mayores con propiedades físicas térmicas deseables que potencian el comportamiento hidrodinámico del procedimiento de absorción, y un disolvente rico a la menor temperatura posible que maximiza la capacidad de posesión de dióxido de carbono del disolvente. Por lo tanto, los procedimientos contemplados dará como resultado la circulación menor de disolvente, pérdidas de metano e hidrocarburos menores, y menor consumo de energía que los procedimientos de eliminación de gases ácidos conocidos actualmente.

La destilación del disolvente rico se puede realizar en diversas configuraciones, y en general se contempla que todas las configuraciones conocidas son adecuadas para uso en el presente documento. Sin embargo, típicamente se prefiere que el disolvente rico (después de proporcionar funcionamiento y / o enfriamiento) además se haga descender a presión a una presión suficiente para liberar al menos 70% (más típicamente al menos 90%, y los más típicamente al menos 95%) del dióxido de carbono disuelto. El dióxido de carbono así producido se separa después en un separador (que funciona típicamente a presión atmosférica y subatmosférica) del disolvente pobre. Se apreciará especialmente que la corriente de dióxido de carbono así generado tiene un contenido en dióxido de carbono de más de 90%, y más típicamente de al menos 95%. De este modo, la corriente de dióxido de carbono así formado está especialmente adecuado para emplear en el procedimiento de recuperación de petróleo mejorado.

En todavía otros aspectos adicionales contemplados de la materia sujeto de la invención, el disolvente pobre del separador además se hace descender a presión mediante la válvula JT y se alimentó en un separador de vacío. Los separadores a vacío preferidos funcionan a una presión de entre aproximadamente 6,895 y 68,95 kPa (1 a 10 psig), que se puede generar por una bomba de vacío de sellado líquido. El dióxido de carbono residual (típicamente con una pureza de al menos 95%) a partir del disolvente pobre se elimina en el separador a vacío también se puede emplear en la recuperación de petróleo mejorado o inyección de gas ácido. El disolvente físico se regenera en un destilador a vacío profundo con gas de destilación suministrado desde los bidones de destilación y se recircula hasta el absorbedor mediante una bomba de disolvente pobre. En configuraciones particularmente preferidas, el separador a vacío puede usar un gas pobre (por ejemplo, una parte del gas del producto) como un gas de destilación para producir un disolvente ultra pobre. Sin embargo, en configuraciones alternativas, diversos gases, incluyendo el gas del producto también son adecuados, así como los gases de otras corrientes dentro de la planta e incluso nitrógeno o aire. Se debe apreciar además que el uso de un destilador a vacío en tales configuraciones produce un disolvente muy pobre capaz de producir un gas tratado con una concentración de dióxido de carbono de típicamente menos de 1000 µl/l (ppmv), y concentración de sulfuro de hidrógeno de menos de 4 mg/kg (ppm). Por lo tanto, el término "disolvente ultra pobre" como se usa en el presente documento se refiere a un disolvente que contiene no más de 10 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno, y lo más típicamente no más de 4 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno.

De este modo, las configuraciones contempladas proporcionarán calidad de gas en las tuberías a alta presión y una corriente líquida de dióxido de carbono, que se puede usar para recuperación de petróleo mejorada, en la que la refrigeración se genera a partir de la despresurización sucesiva de disolventes ricos. En configuraciones especialmente preferidas, las plantas de eliminación de gases ácidos contempladas pueden funcionar sin refrigeración externa, y a presión mayor, tales configuraciones producirán refrigeración que se puede usar para condensar dióxido de carbono para uso adicional en la recuperación de petróleo mejorada. Proporcionando además

refrigerante para eliminar el calor de absorción del absorbedor, la despresurización sucesiva devolverán los vapores de destilación que contienen metano e hidrocarburos al absorbedor que sustancialmente se recuperan durante el procedimiento del reciclo. Además, el gas del producto del absorbedor y disolvente despresurizado a presión atmosférica se emplean para eliminar el gas de alimentación al absorbedor manteniendo el fondo del absorbedor en un intervalo de baja temperatura deseable. Por lo tanto se contempla que la configuración de intervalo de calor produce un perfil de temperatura de absorbedor con o bien muy cercano al perfil isotérmica o con una disminución de temperatura, que da como resultado propiedades físicas favorables que mejora el comportamiento de la hidrodinámica de la columna y eficacia de la absorción.

En configuraciones particularmente preferidas y cuando el gas de alimentación comprende gas natural, se debe apreciar que el gas del producto comprende al menos 90%, más típicamente al menos 95%, y lo más típicamente al menos 99% del gas natural presente en el gas de alimentación. Aunque sin desear limitarse a teoría o hipótesis particular alguna, se contempla que tal recuperación de gas natural relativamente alta en el gas del producto se logra mediante la proporción de al menos una, y más preferiblemente tres corrientes de reciclo que contienen hidrocarburo de nuevo al absorbedor, y / o mediante el funcionamiento de absorbedor en gradiente isotérmico o uno térmico descendiente desde la parte superior al fondo. Los compresores de gas de reciclo adecuados son todos los compresores que son capaces de comprimir la primera y segunda corrientes de gas de reciclo que contiene hidrocarburo hasta una presión igual o aproximadamente la presión del gas de alimentación enfriado y deshidratado. De manera similar, se contempla que la bomba de disolvente pobre proporcionará una presión de disolvente adecuada para la del disolvente pobre en el absorbedor.

Por lo tanto, se contempla que las configuraciones de acuerdo con la materia sujeto de la invención reducirán significativamente el consumo de energía global y coste de capital cuando se compara con los procedimientos de eliminación de dióxido de carbono a una presión parcial de dióxido de carbono que usa amina u otros disolventes físicos o membranas. Además, las configuraciones contempladas y procedimientos en general no requerirán fuente de calor externa o refrigeración, reduciendo por lo tanto además el consumo de energía. Todavía adicionalmente, los proyectos de recuperación de petróleo mejorada frecuentemente encontrarán un incremento en la concentración de dióxido de carbono en el gas de alimentación, típicamente entre 10% hasta tal alto como 60%. Configuraciones contempladas y procedimientos pueden acomodarse a estos cambios con esencialmente la misma circulación de disolvente circulación.

Una ventaja adicional de las configuraciones contempladas es que el procedimiento es en general un procedimiento no corrosivo debido a la operación a baja temperatura y la ausencia de agua en el disolvente físico. Por el contrario, las unidades de amina convencionales de eliminación de dióxido de carbono son en general más complejas para funcionar y mantenerse como tales procedimientos tienden a ser corrosivos y a menudo requieren inyecciones de antiespumante y anticorrosión durante la operación. Incluso además, otra ventaja de procedimientos de disolvente físico contemplados es que, de manera diferente de los procedimientos de amina, la tasa de circulación de disolvente es menos sensible a los incrementos en la presión parcial de dióxido de carbono ya que la carga de dióxido de carbono en el disolvente rico sólo aumenta el incremento de la concentración de dióxido de carbono en el gas de alimentación. En un diseño de unidad de amina, la tasa de circulación de amina necesitaría incrementarse linealmente con el creciente contenido en dióxido de carbono.

Todavía otra ventaja de los procedimientos de disolvente físico contemplados es su simplicidad y resistencia a congelación comparados con los procedimientos de tratamiento de amina conocidos, requiriendo de este modo menos lugares externos de soporte y sistemas fuera de las instalaciones, tales como calderas de vapor. Por ejemplo, configuraciones contempladas que funcionan con un gas de alimentación de dióxido de carbono pueden no requerir ningún servicio de enfriamiento ya que la destilación de dióxido de carbono del disolvente rico proporcionará el enfriamiento y regeneración necesaria. Los inventores además contemplan que el funcionamiento de una planta con regeneración a vacío asistida con gas de destilación puede lograr contenido en dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno residual a muy bajo nivel.

Por lo tanto, las plantas contempladas incluirán un destilador a vacío que recibe un disolvente físico pobre que contiene sulfuro de hidrógeno y el que sustancialmente el gas de destilación sin sulfuro de hidrógeno se proporciona por al menos un recipiente de destilación de alta presión y un recipiente de destilación de media presión. El término "disolvente físico pobre que contiene sulfuro de hidrógeno" como se usa en el presente documento se refiere a un disolvente físico a partir del cual al menos una parte de gas ácido (típicamente dióxido de carbono) contenido en el disolvente físico se ha eliminado en un procedimiento de destilación, y que contiene al menos 100 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno, y más típicamente al menos 200 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno. Como además se muestra en el presente documento, el término "gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno" se refiere a un gas de destilación que contiene menos de 1000 mg/kg (ppm), y más típicamente menos de 10 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno. Se debe además reconocer que cuando las configuraciones de planta emplean solamente un recipiente de destilación, el recipiente de destilación puede funcionar como recipiente de destilación de alta presión o recipiente de destilación de media presión.

En configuraciones especialmente preferidas, el disolvente físico pobre que contiene sulfuro de hidrógeno comprende al menos 100 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno, y el destilador a vacío produce a partir del disolvente físico pobre que contiene sulfuro de hidrógeno un disolvente ultra pobre que comprende menos de 100 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno, y lo más preferiblemente un disolvente ultra pobre que comprende menos de 10 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno. Aunque todos los disolventes físicos (y disolventes no físicos que siguen la ley de Henry) en general se contemplan adecuados para uso en el presente documento, los disolventes físicos especialmente preferidos incluyen FLUOR SOLVENT™ (carbonato de propileno), NMP (metil pirrolidona normal), SELEXOL™ (dimetil éter de polietilén glicol), y TBP (fosfato de tributilo).

Con respecto al gas de destilación, en general se contempla que el recipiente de destilación de alta presión y / o un recipiente de destilación de media presión trabajan a una temperatura y / o presión que producirá una parte de vapor en el recipiente que está sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno (es decir, contiene menos de 1000 mg/kg (ppm), y

más típicamente menos de 10 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno). De este modo, en la mayoría de las configuraciones, el gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno comprende al menos 95 mol % de dióxido de carbono. Se debe además apreciar que los gases ácidos aislados de manera ventajosa se pueden volver a inyectar en la formación para el secuestro y / o recuperación de petróleo mejorada. Por lo tanto, las plantas adecuadas pueden comprender un separador en el que el gas ácido se separa de un disolvente rico, produciendo por lo tanto el disolvente físico pobre que contiene sulfuro de hidrógeno, y en el que parte del ácido está comprimido e inyectado en una formación, y en el que el destilador a vacío además produce un segundo gas ácido que se combina con el gas ácido del separador.

De este modo se han descrito, las realizaciones y aplicaciones específicas para las configuraciones y procedimientos para la eliminación de gases ácidos mejorada. Sin embargo, debe ser evidente, para los expertos en la técnica que muchas más modificaciones además de los ya descritos son posibles sin salirse de los conceptos de la invención en el presente documento. Además, en la interpretación de tanto la memoria descriptiva como las reivindicaciones, todos los términos se deben interpretar de la manera más amplia posible consistente con el contexto. En particular, los términos "comprende" y "comprendiendo" se debe interpretar como que se refiere a elementos, componentes, o etapas de una manera no exclusiva, indicando que los elementos referenciados, componentes, o etapas pueden estar presentes, o utilizarse o combinarse con otros elementos, componentes, o etapas que no se referencia expresamente.

## REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de producción de un disolvente físico ultra pobre que usa:

al menos uno de un recipiente de destilación de alta presión y / o un recipiente de destilación de media presión; y un destilador al vacío,

5 **caracterizado porque:**

en al menos uno de los recipiente de destilación de alta presión (110) y el recipiente de destilación de media presión (112), un gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno (51/52) se separa de un disolvente físico (18/22);

y

10 el gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno obtenido a partir del recipiente de destilación de alta presión (110) y / o el recipiente de destilación de media presión (112) se usa para destilar sulfuro de hidrógeno a partir de un disolvente físico (32) pobre que contiene sulfuro de hidrógeno en el destilador a vacío (118) para formar el disolvente ultra pobre físico (34).

15 2. El procedimiento de la reivindicación 1 que comprende además una etapa de alimentación del disolvente físico ultra pobre a un absorbedor, y hacer funcionar el absorbedor con un gradiente isotérmico o con un gradiente térmico decreciente de la parte superior a la inferior.

3. El procedimiento de la reivindicación 2 que comprende además una etapa de alimentación de una gas de alimentación al absorbedor a una presión de al menos 6,895 MPa, en el que el gas de alimentación comprende al menos 10% molar de dióxido de carbono y al menos 500 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno.

20 4. El procedimiento de la reivindicación 1 en el que el disolvente físico pobre, que contiene sulfuro de hidrógeno se selecciona entre el grupo que consta de carbonato de propileno, n-metil pirrolidona, dimetil éter de polietilen glicol, y fosfato de tributilo.

5. El procedimiento de la reivindicación 1 en el que el gas de destilación sustancialmente sin sulfuro de hidrógeno comprende al menos 95% molar de dióxido de carbono.

25 6. El procedimiento de la reivindicación 3 en el que el gas de alimentación está al menos parcialmente deshidratado, y en el que el al menos gas de alimentación parcialmente deshidratado además se enfría por un disolvente rico.

7. El procedimiento de la reivindicación 5 en el que el disolvente físico pobre, que contiene sulfuro de hidrógeno comprende al menos 100 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno, y en el que el disolvente físico ultra pobre comprende menos de 100 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno.

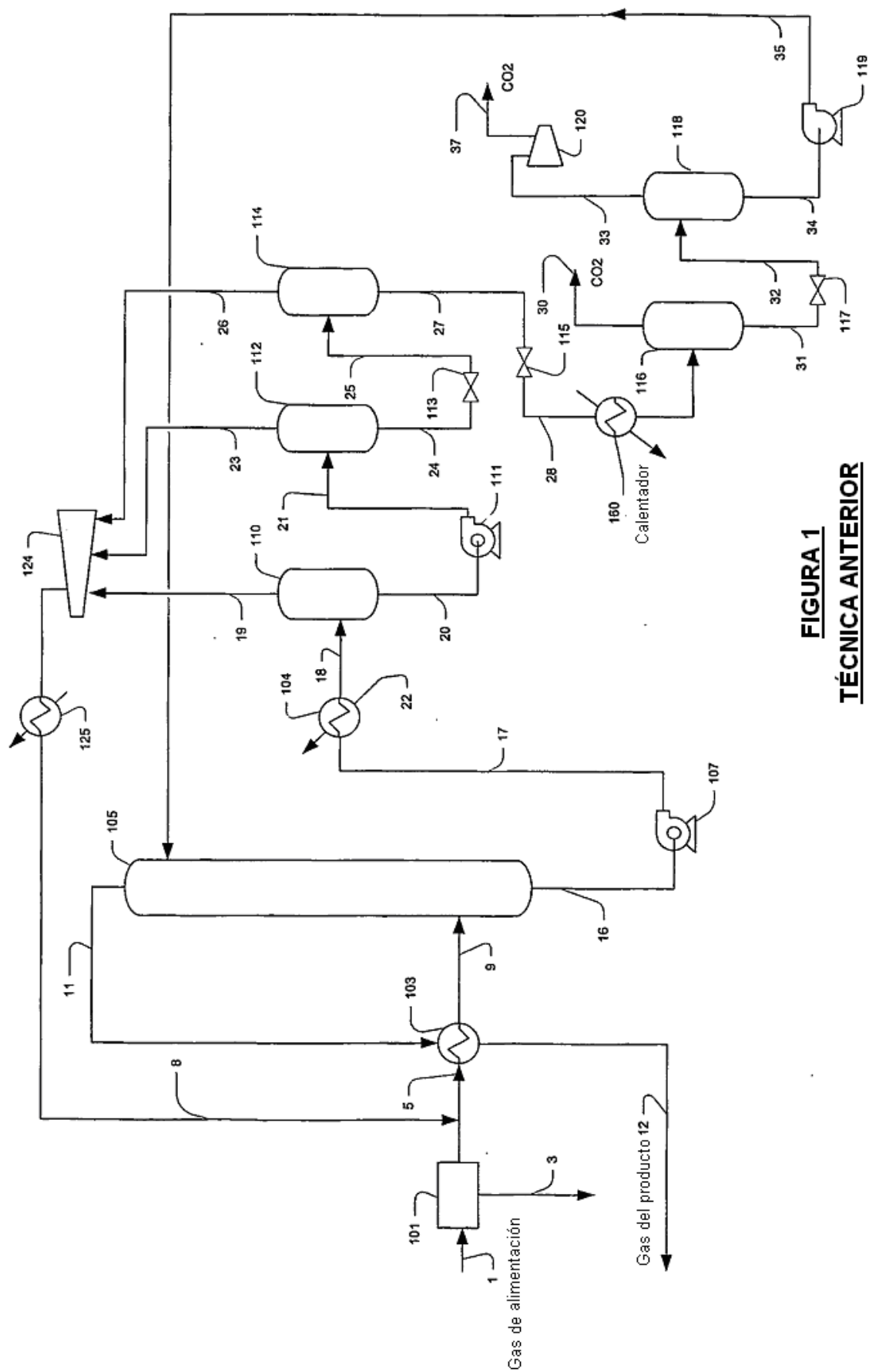
30 8. El procedimiento de la reivindicación 7 en el que el disolvente ultra pobre comprende menos de 10 mg/kg (ppm) de sulfuro de hidrógeno.

9. El procedimiento de la reivindicación 1 que comprende además una etapa de separación en un gas ácido del separador de un disolvente rico, produciendo por lo tanto el disolvente físico pobre, que contiene sulfuro de hidrógeno y en el que parte del gas ácido está comprimido e inyectado en una formación.

35 10. El procedimiento de la reivindicación 9 en el que el destilador al vacío además produce un segundo gas ácido que está combinado con el gas ácido del separador.

40

45



**FIGURA 1**  
**TÉCNICA ANTERIOR**

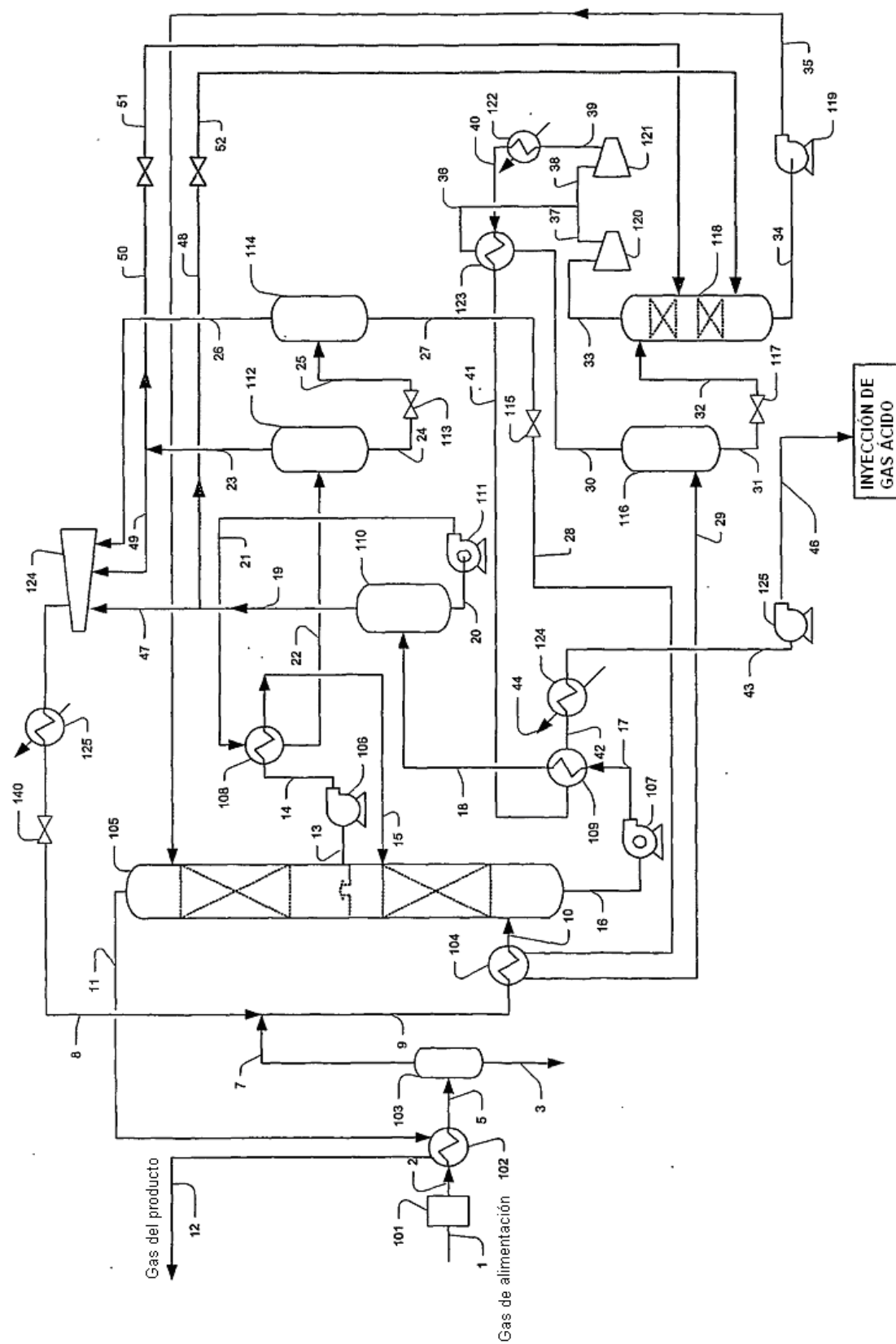


FIGURA 2