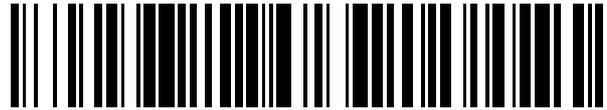


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 392 712**

51 Int. Cl.:

**B01D 53/14** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Número de solicitud europea: **03814002 .6**

96 Fecha de presentación: **12.02.2003**

97 Número de publicación de la solicitud: **1572324**

97 Fecha de publicación de la solicitud: **14.09.2005**

54 Título: **Procedimiento para la retirada de gas ácido y contaminantes con emisión próxima a cero**

30 Prioridad:

**17.12.2002 US 434358 P**

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:

**13.12.2012**

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:

**13.12.2012**

73 Titular/es:

**FLUOR CORPORATION (100.0%)  
3 POLARIS WAY  
ALISO VIEJO, CA 92698, US**

72 Inventor/es:

**MAK, JOHN y  
GRAHAM, CURT**

74 Agente/Representante:

**VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro**

ES 2 392 712 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 para la retirada de gas ácido y contaminantes con emisión próxima a cero

**Campo de la invención**

5 El campo de la invención es el procesamiento y tratamiento de gas, especialmente el procesamiento y tratamiento de gas con emisiones próximas a cero.

**Antecedentes de la invención**

10 Las corrientes de gas natural que contienen bajos niveles de gases ácidos y otros contaminantes pueden tratarse económicamente mediante una amplia variedad de procedimientos de tratamiento conocidos. Sin embargo, con el aumento del contenido de gas ácido y otros contaminantes, los procedimientos de tratamiento actuales a menudo requieren cantidades relativamente grandes de energía y pueden requerir además un equipo de procesamiento adicional.

15 Una configuración de tratamiento de gas conocida y ejemplar que emplea el uso de un disolvente físico se representa en la Figura 1 de la técnica anterior, en la que un absorbedor 203, un tambor 205 de evaporación instantánea, un compresor 206 de reciclado, un intercambiador 207, un regenerador 208 de disolvente, un hervidor 209, una bomba 216 de disolvente y un enfriador 217 de refrigerante están configurados para retirar el sulfuro de hidrógeno y los contaminantes de un gas de alimentación (los componentes adicionales de esta planta incluyen una planta 213 de azufre, una unidad 214 de hidrogenación e inactivación y una unidad 215 de gas de cola). Debería reconocerse que tales plantas típicamente no son selectivas en la retirada de H<sub>2</sub>S y contaminantes (es decir, una co-absorción de CO<sub>2</sub> por el disolvente relativamente alta). Particularmente, cuando el gas 1 de alimentación comprende cantidades de CO<sub>2</sub> relativamente grandes (por ejemplo, mayores del 50%), la co-absorción de CO<sub>2</sub> en tales plantas requiere una circulación de disolvente mayor y un consumo de energía mayor y también produce un gas ácido rico en CO<sub>2</sub> (típicamente 80%) que es un gas ácido indeseable para las plantas de azufre. Como resultado y especialmente cuando el gas de alimentación comprende concentraciones relativamente altas de gas ácido y otros contaminantes, los costes de capital y operativos requeridos por estos procedimientos generalmente son muy altos. 20 Muy a menudo, se requiere el post-tratamiento del gas tratado de estas unidades con un equipo de procesamiento adicional, debido al hecho de que la eliminación de los contaminantes frecuentemente está por debajo de los niveles deseables. Tal unidad se desvela, por ejemplo, en el documento US 4.305.733.

30 Para salvar al menos algunos de los problemas asociados con una retirada de contaminante inadecuada, se han empleado diversos procedimientos de post-tratamiento de los gases tratados. Desafortunadamente, la mayoría de tales procedimientos tienden a ser relativamente ineficaces y costosos, y cuando los contaminantes se retiran mediante un procedimiento absorbente de lecho fijo, suponen además un problema de evacuación para el absorbente agotado. Por lo tanto, siguen existiendo diversos problemas asociados con la eficacia de operación, efluentes, emulsiones y calidades de producto, particularmente en la recuperación de azufre, aguas abajo hasta una unidad de gas de cola. Por ejemplo, el gas ácido producido a partir de tales procedimientos de tratamiento generalmente es de mala calidad (por ejemplo, comprende una cantidad significativa de contaminante y/o una cantidad relativamente grande de CO<sub>2</sub> e hidrocarburos co-absorbidos) que a menudo requiere el procesamiento adicional y un mayor consumo de energía, aumentando de esta manera los costes de capital y operativos globales de la planta de azufre. Adicionalmente, los hidrocarburos co-absorbidos en el gas ácido generalmente deben convertirse en CO<sub>2</sub> en la planta de azufre, lo que da como resultado un aumento en las emisiones de CO<sub>2</sub> desde el procedimiento. De esta manera, a pesar del valor energético potencial significativo en los hidrocarburos, la mayor parte de los procedimientos conocidos actualmente fallan a la hora de recuperar estas corrientes de hidrocarburo residual como un producto valioso.

45 En otros procedimientos conocidos (por ejemplo, los documentos EP 0 375 077 y WO 93/10883), una unidad de gas de cola a menudo se usa para controlar las emisiones de azufre desde la planta de azufre. Incluso aunque la emisión se reduzca a un nivel de ppm muy bajo, la cantidad total de emisiones de azufre anuales (toneladas/año) en la corriente de purga aún es relativamente alta, debido a las tasas de purga relativamente grandes atribuidas a la gran cantidad de CO<sub>2</sub> co-absorbido en el procedimiento de tratamiento. El documento US 4.425.317 desvela el retorno de un gas de cola a una sección inferior de una fase de enriquecimiento de H<sub>2</sub>S previa. Además, los contaminantes e hidrocarburos en el gas ácido de la mayoría de configuraciones de tratamiento de gas conocidas a menudo no se destruyen completamente en las plantas de azufre, por lo tanto, el producto de azufre se contaminará con hidrocarburos no convertidos y mercaptanos y, de esta manera, se convertirá en un problema de evacuación de residuos industriales adicional. En un contexto completamente diferente, el documento US 5.240.476 desvela que cuando es deseable mantener el CO<sub>2</sub> mientras se retira el H<sub>2</sub>S, en una corriente de gas para hacer funcionar una turbina de gas, puede usarse un disolvente líquido cargado con CO<sub>2</sub>.

55 Por lo tanto, en la técnica se conocen aunque diversos tratamientos y configuraciones de procesamiento de gas, todos o casi todos ellos sufren de una o más desventajas, y especialmente cuando el gas de alimentación comprende niveles relativamente altos de gases ácidos, hidrocarburos y otros contaminantes.

**Breve descripción del dibujo**

La Figura 1 es un esquema ejemplar de la técnica anterior de una planta de tratamiento de gas.

La Figura 2 es un esquema ejemplar de una planta de tratamiento de gas de acuerdo con la materia objeto de la invención.

**5 Sumario de la invención**

La presente invención se refiere a procedimientos con las características de la reivindicación 1 para el tratamiento de un gas que comprende niveles relativamente altos de gases ácidos, hidrocarburos y otros contaminantes, en el que las configuraciones y procedimientos contemplados reducen significativamente, o incluso casi eliminan, las emisiones de los componentes sulfurados, hidrocarburos pesados y/u otros contaminantes mientras que proporcionan un gas deshidratado agotado en azufre y contaminante con un punto de rocío de hidrocarburo bajo adecuado para la venta de tuberías. Otras características deseables se exponen en las reivindicaciones 2 a 3.

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

**Descripción detallada**

15 Los inventores descubrieron que un gas que comprende niveles relativamente altos de gases ácidos y otros contaminantes puede tratarse en un procedimiento que reduce significativamente, si no elimina casi completamente, las emisiones de componentes sulfurados, hidrocarburos y/u otros contaminantes. El procedimiento contemplado típicamente producirá un gas deshidratado con un punto de rocío de hidrocarburo bajo que satisfará las especificaciones de gas para venta de tuberías.

20 Adicionalmente, las configuraciones contempladas producirán un gas rico en sulfuro de hidrógeno y agotado en hidrocarburo que puede procesarse eficazmente en una planta de azufre, y el gas de cola de la planta de azufre (después de la hidrogenación e inactivación) se recicla de vuelta al gas de alimentación. Aún más, los hidrocarburos separados y recuperados del gas de alimentación en las configuraciones contempladas generalmente son adecuados para su uso como un combustible líquido después del procesamiento adicional. De esta manera, debe apreciarse especialmente que las configuraciones y procedimientos contemplados permiten el procesamiento de gas de alimentación de un gas de alimentación contaminado en el que todos los componentes indeseables (incluyendo especialmente hidrocarburos pesados y ligeros, mercaptanos, sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono) se reciclan hasta su extinción o se retiran y recuperan como productos comercialmente valiosos.

30 En las configuraciones y procedimientos particularmente preferidos, se emplea un procedimiento de absorción de cuatro etapas en el que un disolvente pobre (más preferentemente un disolvente que comprende dialquileteres de polietilenglicoles y agua) absorbe selectivamente componentes sulfurados, hidrocarburos y/u otros contaminantes. Adicional u opcionalmente, puede incluirse un procedimiento de enfriamiento/absorción para atrapar los hidrocarburos y contaminantes indeseables (por ejemplo, mercaptanos o disulfuros) en un hidrocarburo líquido que después se procesa en otra etapa para producir productos valiosos.

35 En la Figura 2 se representa una configuración ejemplar. Aquí, la corriente 1 de gas de alimentación, a temperatura ambiente y presión atmosférica, se combina con la corriente 2 de gas de hidrogenación/inactivación para formar la corriente 3 que se comprime en el compresor 101 de alimentación. La corriente 4 de reciclado del absorbedor 110 hervidor se alimenta a la interfase del compresor 101 y la corriente de gas total se comprime a una presión adecuada formando la corriente 5, típicamente de 1,4 mPa a 2,8 mPa (200 a 400 psig) o según sea necesario para el requisito de la tubería.

40 En general, debe apreciarse que la composición del gas de alimentación puede variar considerablemente y que los gases de alimentación adecuados incluyen gas natural a diversas presiones, gas de síntesis, gases residuales de vertedero y diversas descargas gaseosas de refinería. Sin embargo, en los aspectos especialmente preferidos, el gas de alimentación es gas natural de baja calidad y baja presión con una composición de aproximadamente el 30 al 70% CO<sub>2</sub>, del 20 al 50% C<sub>1</sub>; del 2 al 5% H<sub>2</sub>S, del 0,5 al 10% H<sub>2</sub>, del 3 al 5% C<sub>2</sub>-C<sub>5</sub>, del 0,5 al 2% C<sub>6</sub>-C<sub>7</sub>, del 0,1 al 0,5 % C<sub>8</sub>-C<sub>9+</sub>, del 0,2 al 1% contaminantes mercaptanos, disulfuros, COS y HCN, siendo el resto inerte (por ejemplo, N<sub>2</sub>). Además, debe reconocerse que los gases de alimentación adecuados pueden comprender agua e incluso pueden estar saturados con agua.

50 En una operación ejemplar, la corriente de gas de alimentación de baja calidad tiene una velocidad de alimentación de 100 MMscfd y se suministra a una presión cercana a la atmosférica y temperatura ambiente y está saturada con agua. En la configuración ejemplar de la Figura 2, las cuatro etapas de absorción se realizan con corrientes de disolvente pobre usando la corriente de disolvente pobre 6, 14, 25 y 45, respectivamente. Con respecto al disolvente empleado en los absorbedores contemplados (absorbedor 103, 110 y 118), debe reconocerse que son apropiados numerosos disolventes físicos y mezclas de los mismos. Hay numerosos disolventes físicos conocidos en la técnica, y los disolventes ejemplares incluyen propileno carbonato, tributil fosfato, metil pirrolidona normal y otros diversos dialquileteres de polietilenglicol. Como alternativa, los disolventes adecuados pueden incluir también una amina

terciaria mejorada u otro disolvente que tenga un comportamiento similar como disolvente físico. Sin embargo, generalmente se prefiere que el disolvente comprenda una mezcla de dimetiléteres de polietilenglicoles y agua. Adicionalmente, debería apreciarse que el agua a concentraciones adecuadas en dimetiléteres de polietilenglicoles promoverá la separación y desorción de los contaminantes del disolvente.

- 5 En una primera etapa de absorción, una cantidad específica y relativamente pequeña del disolvente pobre se inyecta al gas de alimentación para atrapar los componentes pesados, incluyendo hidrocarburos  $C_{9+}$  y mercaptanos pesados antes de que el gas de alimentación se enfríe adicionalmente y entre en el absorbedor. La retirada de los contaminantes pesados de esta primera absorción evita que cantidades significativas de hidrocarburos pesados y contaminantes entren en la segunda etapa de absorción, evitando de esta manera la condensación de hidrocarburo pesado aguas abajo en el absorbedor. Adicionalmente, el exceso de hidrocarburos pesados en el absorbedor tiende a provocar espumación, lo que también es indeseable. La cantidad de disolvente pobre requerido en esta primera etapa de absorción es relativamente pequeña, y generalmente dependerá de la cantidad de hidrocarburos pesados en la alimentación. Sin embargo, en la mayoría de configuraciones, la cantidad de disolvente pobre será menor del 10% del disolvente en circulación total, y más típicamente de aproximadamente el 2% al 5% del disolvente en circulación total. Adicionalmente, debe reconocerse que la cantidad de disolvente pobre puede ajustarse según sea necesario para retirar los hidrocarburos pesados.

20 En la configuración ejemplar de la Figura 2, la corriente 6 de disolvente pobre, a aproximadamente 76 l/min (20 gpm) se mezcla con la corriente 5 de gas de alimentación comprimido formando la corriente 7 que se enfría en el intercambiador 102 con la corriente 18 de gas tratado (el gas producto), a la corriente 8 enfriada típicamente a 16 °C a 32 °C (de 60 °F a 90 °F). Debe observarse especialmente que la eficacia de absorción se mejora significativamente con el procedimiento de enfriamiento en el intercambiador 102 dando como resultado una retirada sustancialmente completa de componentes pesados (por ejemplo, hidrocarburos  $C_{9+}$ ), mercaptanos pesados y disulfuros, así como la mayor parte (es decir, al menos el 75% y más típicamente al menos el 90%) del contenido de agua. El intercambiador 102 preferentemente usa el contenido de refrigeración en la corriente 18 de gas tratado, de manera que no requiere enfriamiento externo y produciendo un gas producto 46 calentado. Sin embargo, debe reconocerse que la refrigeración externa opcional y/o adicional puede incluirse también (por ejemplo, cuando el gas de alimentación contiene cantidades relativamente grandes de componentes pesados).

30 En general se prefiere que el absorbedor 103 comprenda dos secciones, empleándose la sección inferior para separar los contaminantes pesados del gas de alimentación absorbido en la primera etapa, mientras que la sección superior se emplea para la segunda etapa de absorción para retirar contaminantes más ligeros (por ejemplo, sulfuro de hidrógeno, mercaptanos ligeros, hidrocarburos ligeros). En tales configuraciones, los contaminantes pesados (por ejemplo, hidrocarburos, mercaptanos, disulfuros, etc.) se alimentan a y se separan en la sección inferior del absorbedor 103 y se retiran a través de la corriente de disolvente 10 que está fraccionada adicionalmente en el regenerador 113. La retirada de los contaminantes pesados en una sección inferior del absorbedor es especialmente ventajosa puesto que las etapas de absorción posteriores en la sección superior (típicamente la segunda y tercera etapas de absorción) funcionan a menores temperaturas que pueden promover la condensación de hidrocarburo y la espumación de los contaminantes pesados (*supra*). Sin embargo, en configuraciones alternativas, la corriente 10 puede procesarse por separado en un regenerador (no mostrado) que funciona a una presión de vacío que puede requerirse para el fraccionamiento y retirada de los componentes muy pesados.

40 Cuando el absorbedor tiene una sección superior y una inferior, en general se prefiere que las dos secciones estén separadas, más típicamente por la bandeja 125 de una chimenea. Por lo tanto, la corriente 9 de gas evaporado instantáneamente fluye hacia arriba desde la sección inferior del absorbedor a través de la bandeja 125 de la chimenea y entra en la sección superior de la columna. Allí, el gas se pone en contacto contra corriente con una corriente 11 de disolvente saturado en dióxido de carbono que entra cerca de la parte superior del absorbedor. El absorbedor típicamente comprende bandejas o rellenos convencionales, que proporcionan aproximadamente de 14 a 18 etapas de equilibrio de contacto gas-líquido. En estas condiciones, se requieren aproximadamente de 3.785 l/min a 4.542 l/min (000 a 1200 gpm) de disolvente pobre en circulación para reducir el contenido de azufre total ( $H_2S$ , mercaptanos y disulfuros) del gas natral a menos de 4 ppmv. Sin embargo, y dependiendo de la composición y volumen del gas particular, debe reconocerse que el tipo de absorbedor y el número de etapas de equilibrio puede variar considerablemente.

50 Debe reconocerse especialmente que el uso de un disolvente saturado en dióxido de carbono frío es particularmente ventajoso puesto que las etapas de contacto en el absorbedor 103 se utilizan casi exclusivamente para la absorción selectiva de sulfuro de hidrógeno y contaminantes, puesto que el disolvente ya está precargado con dióxido de carbono. Puesto que la cantidad de sulfuro de hidrógeno en el gas de alimentación es relativamente pequeña en comparación con el dióxido de carbono, la absorción de sulfuro de hidrógeno da como resultado una menor subida de temperatura en el absorbedor. Con el absorbedor funcionando a una menor temperatura, el disolvente global en circulación y el consumo de energía pueden reducirse. Con tal procedimiento de absorción selectiva, el gas ácido existente en la planta de azufre generalmente contendrá menos dióxido de carbono y está más concentrado en el sulfuro de hidrógeno. Las expresiones "disolvente saturado en dióxido de carbono" y "disolvente saturado con dióxido de carbono" se usan de forma intercambiable en el presente documento y se refieren a un disolvente que está saturado con al menos un 50%, más típicamente al menos un 80% y lo más típicamente al menos un 90% de dióxido de carbono a una presión y temperatura particular en comparación con una saturación del 100% con dióxido

de carbono a la presión y temperatura particulares. De esta manera, la expresión "absorción selectiva de sulfuro de hidrógeno" como se usa en el presente documento se refiere a una absorción preferida de sulfuro de hidrógeno frente a la absorción de dióxido de carbono a partir de un gas particular en un disolvente particular.

5 Otra ventaja importante de tal procedimiento de absorción es que todos los contaminantes están concentrados en la fase vapor 32 de la parte superior 29 del regenerador, dando como resultado una mayor presión parcial de estos contaminantes, que permite la condensación y, por lo tanto, la retirada de estos contaminantes. Una ventaja adicional más de tales procedimientos es que el gas ácido del regenerador contendrá menos dióxido de carbono y menos hidrocarburos, lo que significa que una planta de azufre aguas abajo requerirá menos gas combustible y oxígeno en la producción de azufre de alta calidad. En consecuencia, el tamaño del equipamiento de tal planta de azufre es menor y, por lo tanto, reduce los costes de capital y operativos de la planta de azufre. La expresión "planta de azufre" como se usa en el presente documento generalmente se refiere a todas las configuraciones de planta en las que el sulfuro de hidrógeno se convierte en azufre elemental (y otros subproductos), y que típicamente emitirá un gas de cola que comprende niveles relativamente bajos de compuestos sulfurados.

15 El absorbedor 103 produce una corriente 12 superior, que está parcialmente agotada de contaminantes (es decir, contiene menos contaminantes que la corriente que entra en el absorbedor), típicamente a  $-7\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $4\text{ }^{\circ}\text{C}$  (de  $20$  a  $40\text{ }^{\circ}\text{F}$ ), y una corriente 13 de disolvente rico de la bandeja 125 de la chimenea, típicamente a  $4\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $16\text{ }^{\circ}\text{C}$  (de  $40$  a  $60\text{ }^{\circ}\text{F}$ ). La corriente 12 superior está mezclada con un disolvente 14 pobre suministrado desde el enfriador 121 de disolvente a  $-18\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $4\text{ }^{\circ}\text{C}$  (de  $0$  a  $40\text{ }^{\circ}\text{F}$ ), a aproximadamente  $4.164\text{ l/min}$  a  $4.921\text{ l/min}$  (de  $100$  a  $1300\text{ gpm}$ ) formando la mezcla vapor-disolvente de la corriente 15.

20 Debe apreciarse especialmente que esta etapa adicional de contacto vapor-disolvente saturará la corriente 14 de disolvente pobre con dióxido de carbono mientras retira el contaminante residual y los compuestos de azufre del gas de alimentación en la corriente 12 superior. La corriente 15 se enfría adicionalmente en el intercambiador 114 usando refrigeración externa que retira el calor de absorción generado por la absorción de hidróxido de carbono por el disolvente, y la mezcla se enfría adicionalmente, típicamente de  $-12\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $4\text{ }^{\circ}\text{C}$  (de  $10$  a  $40\text{ }^{\circ}\text{F}$ ) formando la corriente 16. En consecuencia, debe reconocerse que la baja temperatura de la corriente 16 favorecerá el equilibrio de absorción vapor-disolvente, que a su vez dará como resultado una mayor carga de gas ácido y contaminantes en el disolvente, reduciendo de esta manera la circulación de disolvente global y el consumo de energía.

30 Debe reconocerse especialmente que sin esta disposición de enfriamiento, la temperatura de la parte superior del absorbedor sería mayor que la del disolvente pobre, según está limitado por la aproximación a la temperatura de equilibrio en el absorbedor. Como la capacidad de carga del disolvente se reduce a la mayor temperatura, es necesaria una mayor circulación de disolvente para satisfacer la misma especificación de azufre gaseoso en el producto. Un mayor flujo de disolvente es indeseable, puesto que la co-absorción de dióxido de carbono aumentará, aumentando en consecuencia la cantidad de gases ácidos que es necesario procesar en la planta de azufre.

35 La mezcla de vapor y disolvente enfriada de la corriente 16 se separa en el separador 105 en una corriente 18 de vapor agotado en contaminante (el gas producto limpio) y una corriente 17 líquida enriquecida en dióxido de carbono. La corriente 17 se divide en dos corrientes, donde aproximadamente el 25% se envía como la corriente 25 a la tercera etapa de absorción en el absorbedor 110, mientras que el 75% restante, como la corriente 43, se bombea usando la bomba de disolvente 106 a la parte superior del absorbedor 103 como la corriente 1.1 para entrar en contacto con el gas natural contaminado que sube por el absorbedor. El contenido de refrigerante de la corriente 18 de vapor, típicamente de  $-12\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $4\text{ }^{\circ}\text{C}$  (de  $10$  a  $40\text{ }^{\circ}\text{F}$ ) se usa para enfriar la corriente 7 de gas de alimentación en el intercambiador 102. El gas tratado sale de la unidad de tratamiento como la corriente 46 como el gas producto.

45 La corriente 13 de disolvente cargado con contaminante se reduce de presión en la válvula 107 para formar la corriente 19, típicamente de  $0,7\text{ mPa}$  a  $1,4\text{ mPa}$  (de  $100$  a  $200\text{ psig}$ ). La corriente 19 se calienta después en el intercambiador 108 mediante la corriente 28 de disolvente pobre típicamente de  $116\text{ }^{\circ}\text{C}$  a  $135\text{ }^{\circ}\text{C}$  (de  $240$  a  $275\text{ }^{\circ}\text{F}$ ), formando la corriente 20. En estas condiciones de alta temperatura y menor presión, la mayor parte del gas ácido y particularmente dióxido de carbono se desorbe. La corriente 20 se separa en el separador 109 en una corriente 24 de vapor y una corriente 21 de líquido evaporado instantáneamente. Aproximadamente el 98% o más de los hidrocarburos líquidos, tales como metano, aproximadamente el 95% de dióxido de carbono y aproximadamente el 70% de sulfuro de hidrógeno se desorben en la corriente 24. La corriente 21 de líquido evaporado instantáneamente que contiene el gas residual (principalmente sulfuro de hidrógeno y contaminante) se mezcla con las corrientes 10 y 50 para formar la corriente 22 antes de enviarla al regenerador 113 a través de la válvula 112 para su fraccionamiento adicional.

55 La tercera etapa de absorción se realiza en un absorbedor 110 hervidor que concentra el sulfuro de hidrógeno contaminante en el disolvente rico rechazando su contenido de dióxido de carbono (por ejemplo, calentando el disolvente rico). El uso del hervidor 111 es opcional y se requiere solo para producir un gas ácido con una concentración de sulfuro de hidrógeno muy alta. La corriente 24 entra cerca del fondo del absorbedor 110 hervidor y la corriente 25 de disolvente pobre, suministrada desde el separador 105 en la segunda etapa de absorción, entra cerca de la parte superior de la columna. Cuando se requiere un rendimiento de calentamiento complementario en el hervidor, puede usarse aceite caliente o vapor como una fuente de calor para mantener la temperatura deseada del fondo. Típicamente, la tercera etapa de absorción se usa para rechazar por encima del 95% del contenido de dióxido

de carbono de la corriente 24. El absorbedor 110 hervidor típicamente está diseñado con 8 a 12 etapas de equilibrio de contacto vapor-disolvente. Pueden usarse bandejas o relleno convencional como el dispositivo de contacto vapor-disolvente. La tasa de disolvente requerida de la corriente 25 típicamente es del 25% de la circulación total, o según sea necesario para reabsorber sustancialmente todo el sulfuro de hidrógeno y los contaminantes que se desorben en la corriente 24 por calentamiento mediante el intercambiador 108. La corriente 44 de vapor superior del absorbedor, que contiene principalmente dióxido de carbono y metano y está agotada en sulfuro de hidrógeno y contaminantes, puede usarse para la producción de dióxido de carbono en la corriente 44A, y/o reciclarse de vuelta a la interfase en el compresor de alimentación en la corriente 4. El procedimiento de reciclado maximiza la recuperación de metano (típicamente mayor del 98% y más típicamente mayor del 99,5%) y de otros gases valiosos mientras se elimina una fuente potencial de emisión.

El vapor 44 de la parte superior del absorbedor hervidor es una corriente altamente concentrada en dióxido de carbono que está sustancialmente libre de contaminantes (típicamente menos del 0,1% en volumen, más típicamente menos del 0,05% en volumen), y que es adecuada para su uso como una materia prima para la producción química (por ejemplo, para fabricación de fertilizantes de urea o en industrias de bebidas refrescantes). El nivel de contaminantes residuales en esta corriente es muy bajo y, por lo tanto, la purificación adicional para satisfacer la especificación de dióxido de carbono del producto requiere un coste de capital y operativo mínimo. Como alternativa, la corriente de dióxido de carbono altamente concentrado puede emplearse para mejorar la recuperación de petróleo en la producción de un campo petrolífero asociado. Aún más, debe reconocerse que la retirada de la corriente 44A rica en dióxido de carbono reduce también el flujo de reciclado de la corriente 4 y mejora adicionalmente el poder calorífico del gas producto (particularmente cuando se requiere que el gas producto satisfaga el poder calorífico o especificación de Índice de Wobbe de un gas para la venta).

La corriente 23 inferior del absorbedor hervidor, que contiene aproximadamente un 5% de dióxido de carbono residual se divide en la corriente 45 y la corriente 50. La corriente 45 se usa como disolvente pobre rico en sulfuro de hidrógeno (después de la reducción a presión a través de la válvula 128) para la absorción de hidrocarburos en la cuarta etapa de absorción en el absorbedor 118. La corriente 50 se combina con la corriente 21 del separador 109 y la corriente 10 de la primera etapa de absorción, formando la corriente 22. La corriente 22 se deja a una presión a través de la válvula 112 de aproximadamente 0,2 mPa (25 psig) formando la corriente 26 y entrando en la sección superior del regenerador 113. El regenerador 113 preferentemente es una columna de fraccionamiento, diseñada típicamente con 12 a 16 etapas de equilibrio de contacto vapor-disolvente. Pueden usarse bandejas o rellenos convencionales como el dispositivo de contacto vapor-disolvente. La temperatura de las colas del regenerador típicamente se mantiene de 141 °C a 149 °C (de 285 a 300 °F) con una aplicación de calor con cualquiera de un aceite caliente o una corriente como una fuente de calor. El rendimiento del hervidor es de aproximadamente 8,8 mw a 11,8 mw (30 a 40 MMBtu/h), o según se requiera para producir un disolvente pobre con un contenido de azufre y mercaptanos muy bajo (menor de 5 mg/kg (ppm)) necesario para satisfacer los 4 µl/l (ppmv) de la especificación de azufre total para el gas para la venta.

El regenerador produce una corriente 28 de disolvente pobre y una corriente 29 de gas superior. El contenido calorífico del disolvente pobre se recupera precalentando (regenerando parcialmente) el disolvente rico en el intercambiador 108. En el intercambiador 108, la corriente 28 se enfría para formar la corriente 40 típicamente de 38 °C a 44 °C (de 100 a 120 °F). El disolvente enfriado se bombeó adicionalmente a una presión de absorbedor con la bomba 120. La corriente 41 de descarga de la bomba se divide en la corriente 6 y la corriente 42. La corriente 6 se inyecta a la corriente de gas de alimentación para la retirada de hidrocarburo pesado y contaminante en la primera etapa de absorción. La corriente 42 se enfría con refrigeración en el intercambiador 121 típicamente de -18 °C a 4 °C (de 0 a 40 °F) y se mezcla con un vapor 12 superior desde el absorbedor 103 en la segunda etapa de absorción.

Debe apreciarse especialmente que la presencia de una gran cantidad de agua (vapor) en la parte inferior del regenerador mejorará la separación y retirada de los componentes pesados. Por lo tanto, una persona experta en la materia ajustará el contenido de agua en el disolvente (por ejemplo, dimetiléteres de polietilenglicoles) para promover y/u optimizar la separación y desorción de los contaminantes del disolvente. Además de la retirada de contaminantes en el regenerador, el disolvente más pobre es muy eficaz en la absorción de contaminantes en la segunda etapa de absorción para ayudar a satisfacer la especificación estricta del gas producto.

La corriente 29 de gas superior del regenerador se enfría con un medio de refrigeración (por ejemplo, agua de refrigeración seguido de un refrigerante) en el intercambiador 115 típicamente de 4 °C a 10 °C (de 40 a 50 °F), formando la corriente 30 que se separa adicionalmente en un separador 116 trifásico en una corriente 31 líquida, una corriente 32 de vapor, y una corriente 34 de agua y una corriente 35 de hidrocarburo. La corriente 31 líquida, que comprende típicamente agua saturada con disolvente, hidrocarburos y contaminantes se bombea mediante la bomba de reflujo 117 al regenerador como la corriente 27. Una parte del agua se suministra al regenerador para mantener el contenido de agua del disolvente a un nivel predeterminado. Como reconocerán los expertos en la materia, diversas corrientes de gas de alimentación incluyen ocasionalmente cantidades indeseables de agua. Por consiguiente, para mantener el contenido de agua del disolvente a una concentración predeterminada, cualquier agua adicional absorbida por el disolvente del gas de alimentación puede retirarse en el regenerador 113 como la corriente 34.

Los contaminantes en la corriente 32 disminuyen con el descenso de temperatura, y el límite inferior está gobernado por la temperatura de congelación del agua de 0 °C (32 °F). El nivel de contaminación residual y, en particular, los contaminantes más ligeros tales como mercaptanos de metilo, benceno, tolueno y xileno aún pueden estar presentes en una cantidad significativa (incluso a aproximadamente 4 °C (40 °F), el nivel de contaminantes puede ser tan alto como el 1 o 2%). La presencia de dichos niveles altos de contaminantes tendrá impactos negativos en la planta de operación de azufre, y particularmente incluye un alto consumo de energía y una corta vida del catalizador, y un producto de azufre fuera de especificaciones.

Para salvar tales problemas, se usa una cuarta etapa de absorción que usa el absorbedor 118 para tratar adicionalmente la corriente 32 de gas ácido. La corriente 46A de disolvente pobre empleada en esta etapa se origina de las colas del absorbedor 110 en la tercera etapa de absorción a través de la corriente 45. Esta corriente de disolvente es particularmente ventajosa en la absorción de contaminantes residuales puesto que está saturada con sulfuro de hidrógeno. El uso del disolvente 46A rechazará la mayor parte del sulfuro de hidrógeno del disolvente a la corriente 47 superior mientras que absorbe la mayor parte de los hidrocarburos y contaminantes del gas ácido en la corriente 32. Esta cuarta etapa de absorción mejora adicionalmente la concentración de sulfuro de hidrógeno para la planta de azufre a tan alto como el 10%. La concentración de sulfuro de hidrógeno en la corriente 47 a la planta de azufre puede ser tan alta como el 70%. La corriente 33 inferior del absorbedor 118 se bombea mediante la bomba 119 como la corriente 36 a la sección superior del regenerador 113, que separa los contaminantes y el hidrocarburo líquido en el tambor superior 116 produciendo la corriente 35 de hidrocarburo líquido en bruto.

De esta manera, en las configuraciones contempladas, se espera que más del 99% de los contaminantes (hidrocarburos pesados y mercaptanos) se retiren en la corriente 35. Puesto que esta corriente está saturada con hidrocarburos ligeros y mercaptanos ligeros, la separación adicional se requiere adicionalmente antes de que se comercialice como un producto de hidrocarburo. Por lo tanto, se usa un separador 126 con el calor suministrado por el hervidor 127 para separar estos componentes ligeros de la corriente 35. Los separadores preferidos contienen bandejas de contacto que se usan para fraccionar los componentes más ligeros del líquido pesado que produce un producto líquido 49. La corriente de vapor superior 48 que contiene los mercaptanos ligeros y H<sub>2</sub>S se envía a la planta de azufre para conversión como un producto de azufre.

La corriente 34 de agua, que contiene contaminantes residuales mínimos, se purga del separador 116 a la unidad de separación de agua agria para mantener un equilibrio de agua. Las corrientes 47 y 48 de vapor del absorbedor 118 y el separador 126, respectivamente, que comprenden típicamente del 50 al 70% de sulfuro de hidrógeno, del 30 al 50% de dióxido de carbono (y un nivel muy bajo de contenido de hidrocarburo residual) pueden alimentarse directamente a la planta de azufre 122. Se espera que tal composición de gas permita que la planta de azufre funcione en un modo estable y eficaz, con un consumo de oxígeno y combustible mínimos, mientras que convierte prácticamente todos los hidrocarburos residuales y mercaptanos y disulfuros en productos inertes. La planta de azufre produce una corriente 37 de producto de azufre y una corriente 38 de gas de cola. La corriente 38 de gas de cola, predominantemente comprende dióxido de carbono y una pequeña cantidad de óxidos de azufre, se envía a una unidad de hidrogenación e inactivación 123. El gas se hidrogena sobre un lecho catalítico que convierte todos los óxidos de azufre de nuevo a sulfuro de hidrógeno. El gas convertido se inactiva con agua, se enfría y sale de la unidad de gas inactivado como la corriente 39.

Debe apreciarse especialmente que los procedimientos convencionales normalmente requieren una unidad de gas de cola que incluya otra unidad de tratamiento y una unidad de incineración. Aparte de los costes de capital y operativos añadidos, los procedimientos convencionales también generan una fuente de emisión gaseosa. Como la legislación impone controles más férreos sobre las emisiones de azufre globales, las emisiones desde una unidad de gas de cola no satisfarán ya los requisitos de la legislación. En contraste, las configuraciones contempladas eliminan tales emisiones enteramente. Adicionalmente, puede usarse una pequeña soplante 124 (opcionalmente dependiendo de la presión de alimentación) para reciclar el gas de cola de vuelta a la entrada de la planta.

En consecuencia, debe reconocerse que las configuraciones contempladas permiten que el tratamiento económico de un gas de alimentación altamente contaminado satisfaga la especificación para la tubería, mejore la retirada de contaminante, reduzca los caudales de reciclado, los rendimientos de calentamiento y enfriamiento y reduzca significativamente los costes de capital y operativos asociados con el uso de tal procedimiento. Particularmente, el contenido de dióxido de carbono en el gas producto puede ajustarse para satisfacer la especificación del gas para la venta desviando la corriente de reciclado rica en dióxido de carbono fuera de la unidad para usos industriales.

Adicionalmente, debe reconocerse que en las configuraciones y procedimientos contemplados un gas de baja calidad se trata en cuatro etapas de absorción para la retirada de contaminantes incluyendo hidrocarburos pesados, mercaptanos, disulfuros y aromáticos, y que se emplea una etapa de enfriamiento/separación del procedimiento en el regenerador de disolvente para retirar los contaminantes en un líquido, que se separa para producir un producto líquido comercializable estabilizado.

Debe observarse también especialmente que en las configuraciones contempladas el sulfuro de hidrógeno se concentra en la cuarta etapa de absorción para producir un gas ácido con un contenido de sulfuro de hidrógeno mayor del 60%. Tales corrientes de sulfuro de hidrógeno concentrado pueden convertirse ventajosamente en una forma inerte de azufre. Debe apreciarse particularmente que la corriente de gas ácido agotado en contaminantes es

un gas de alimentación altamente deseable para una planta de azufre puesto que la corriente de gas ácido agotado en contaminantes evitará el envenenamiento y desactivación del catalizador en un reactor de Claus en la planta de azufre y, de esta manera, asegura un producto de azufre dentro de las especificaciones.

5 Aunque las configuraciones y procedimientos contemplados son particularmente útiles para retirar selectivamente contaminantes gaseosos tales como sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, disulfuros, aromáticos e hidrocarburos pesados del gas natural, gas de síntesis, gas residual de vertedero; o descargas gaseosas de refinería, debe reconocerse que los contaminantes alternativos incluyendo diversos compuestos de azufre, sulfuro de carbonilo, cianuros y otros contaminantes gaseosos pueden retirarse también de una diversidad de gases de alimentación. Aún más, y particularmente cuando el gas de alimentación contiene un contenido de dióxido de carbono significativo, las configuraciones y procedimientos contemplados pueden usarse también para extraer eficazmente dióxido de carbono para satisfacer la especificación del gas para la venta sobre el poder calorífico y el Índice de Wobbe. El dióxido de carbono extraído, que está altamente concentrado y libre de contaminantes, puede purificarse adicionalmente y usarse para la producción química o mejorar la recuperación de petróleo.

15 Las ventajas adicionales de las configuraciones y procedimientos contemplados incluyen reciclar el gas de cola de una planta de azufre después de la hidrogenación e inactivación. El gas de cola convertido de esta manera (principalmente sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono) se recicla de vuelta a la succión del compresor de gas de alimentación. Adicionalmente, la descarga gaseosa de la tercera etapa de absorción también se recicla de vuelta a la interfase del compresor de gas de alimentación. De esta manera, en tales configuraciones de reciclado a extinción se eliminan todas o casi todas las fuentes de emisión generadas en el procedimiento.

20 Las configuraciones y procedimientos contemplados pueden usarse ventajosamente para procesar y tratar una corriente de gas residual contaminante mientras se mejora el gas de baja calidad a un gas deshidratado de alta calidad para una tubería de consumo. Al mismo tiempo, las configuraciones y procedimientos contemplados recuperarán el valor energético de los contenidos de hidrocarburo como un hidrocarburo líquido sellable y un producto de azufre. Por lo tanto, tales configuraciones y procedimientos reciclan todas o casi todas las corrientes de gas residual y, en general, no producen las emisiones gaseosas que normalmente se encuentran en las instalaciones de procesamiento conocidas actualmente.

30 Por lo tanto, los inventores contemplan una planta de tratamiento de gas con un primer absorbedor en el que un disolvente pobre absorbe dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y un hidrocarburo. Un segundo absorbedor acoplado de forma fluida al primer absorbedor, en el que al menos parte del sulfuro de hidrógeno se separa del dióxido de carbono y la planta de azufre recibe el sulfuro de hidrógeno para producir un producto de azufre y un gas de cola, en el que al menos parte del gas de cola se hidrogena y recicla al absorbedor. Tales plantas pueden incluir ventajosamente un regenerador que está acoplado de forma fluida al primer y segundo absorbedores, en el que el regenerador produce un gas ácido, y en el que al menos parte del hidrocarburo se separa del gas ácido como un hidrocarburo líquido. Puede incluirse un separador que recibe al menos parte del hidrocarburo líquido y en el que los compuestos sulfurados residuales se separan al menos parcialmente del hidrocarburo líquido (y preferentemente se alimentan a la planta de azufre). En las configuraciones particularmente preferidas, el segundo absorbedor se hace funcionar a una presión menor y a una mayor temperatura que el primer absorbedor, de manera que el dióxido de carbono se desorbe del disolvente rico y se recicla de vuelta al primer absorbedor. El dióxido de carbono producido de esta manera puede usarse entonces para mejorar la recuperación de petróleo o usarse como producto comercial (después de una purificación adicional opcional).

45 Vistas desde otra perspectiva, las plantas contempladas pueden incluir un absorbedor que recibe (a) un gas de alimentación que comprende dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno y (b) un disolvente pobre saturado en dióxido de carbono, y que produce un vapor superior que comprende al menos una parte del dióxido de carbono, en el que un disolvente pobre está combinado con el vapor superior y después se enfría, para formar un disolvente pobre saturado en dióxido de carbono enfriado, reduciendo de esta manera la subida de temperatura en el absorbedor y aumentando de esta manera la absorción selectiva del sulfuro de hidrógeno desde el gas de alimentación en el disolvente pobre. Tales absorbedores preferentemente producirán un producto inferior que tiene una presión reducida y que está calentado a una temperatura (mayor) suficiente para desorber el contenido de dióxido de carbono del producto inferior y se prefiere adicionalmente que el contenido de sulfuro de hidrógeno en el dióxido de carbono separado se reabsorba adicionalmente en un segundo absorbedor usando una porción del disolvente pobre saturado con dióxido de carbono.

50 Adicionalmente, los inventores contemplan que una planta de tratamiento de gas de acuerdo con la materia objeto de la invención puede incluir un regenerador de disolvente que recibe de una pluralidad de absorbedores un disolvente que comprende un gas ácido y un hidrocarburo, y que produce un vapor superior que se enfría adicionalmente y se separa formando un gas ácido, agua e hidrocarburo líquido. El hidrocarburo líquido se alimenta adicionalmente a un separador que fracciona el hidrocarburo líquido para producir un producto de hidrocarburo agotado en sulfuro de hidrógeno y un vapor que comprende sulfuro de hidrógeno que se alimenta a una planta de azufre. En tales configuraciones, en general se prefiere que el gas ácido se alimente a un absorbedor en el que un disolvente rico en sulfuro de hidrógeno agotado en dióxido de azufre lave el gas ácido, en el que el gas ácido lavado se alimenta a la planta de azufre (que puede producir un gas de cola, en el que al menos parte del gas de cola se hidrogena y recicla a al menos uno de la pluralidad de los absorbedores).

- Visto desde otra perspectiva, las plantas contempladas pueden incluir un absorbedor que recibe desde un regenerador de disolvente un vapor que comprende sulfuro de hidrógeno y un hidrocarburo, en el que el absorbedor recibe adicionalmente un disolvente agotado en dióxido de carbono que comprende sulfuro de hidrógeno, y en el que el absorbedor produce un vapor superior agotado en hidrocarburo que comprende sulfuro de hidrógeno que se alimenta a una planta de azufre y un producto inferior enriquecido en hidrocarburo que se recicla al regenerador de disolvente. Se prefiere en general que en tales configuraciones el disolvente agotado en dióxido de carbono se produzca mediante otro absorbedor que separa el sulfuro de hidrógeno del dióxido de carbono usando un disolvente pobre saturado en dióxido de carbono, y que una porción del disolvente agotado en dióxido de carbono se alimente al regenerador de disolvente.
- 5
- 10 En consecuencia, los inventores contemplan un procedimiento de tratamiento de un gas en el que, en una etapa, el gas se pone en contacto opcionalmente con una primera parte de un disolvente pobre para absorber al menos uno de un hidrocarburo pesado y un mercaptano pesado del gas en la primera porción del disolvente pobre. En otra etapa, el gas se enfría y el gas enfriado se pone en contacto en un absorbedor con una segunda porción del disolvente pobre para absorber al menos uno de un hidrocarburo ligero, un mercaptano ligero, y H<sub>2</sub>S en la segunda
- 15 porción del disolvente pobre, en el que la segunda porción del disolvente pobre está saturada con dióxido de carbono. En otra etapa más el gas que sale del absorbedor se pone en contacto adicionalmente con una tercera porción del disolvente pobre para saturar la tercera parte con dióxido de carbono formando de esta manera un disolvente de gas mixto, y el disolvente de gas mixto se enfría entonces y se separa formando de esta manera la segunda porción del disolvente pobre que se satura con dióxido de carbono.
- 20 De esta manera, se han desvelado realizaciones y aplicaciones específicas de procedimientos de tratamiento de gas con una emisión próxima a cero. Debe ser evidente, sin embargo, para los expertos en la materia que son posibles muchas más modificaciones aparte de las ya descritas, sin alejarse del alcance de las reivindicaciones. Además, en la interpretación de la memoria descriptiva, todos los términos deben interpretarse en la manera más amplia posible consistente con el contexto. En particular, los términos "comprende" y "comprendiendo" debe interpretarse que se refieren a elementos, componente o etapas de una manera no exclusiva, indicando que los elementos, componentes o etapas mencionados pueden estar presentes o utilizarse o combinarse con otros elementos, componentes o etapas a los que no se ha hecho referencia expresamente.
- 25

## REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento de tratamiento de un gas (1), que comprende dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, para proporcionar un gas deshidratado (46) agotado en azufre y contaminante con un punto de rocío de hidrocarburo bajo adecuado para ventas de tubería, comprendiendo dicho procedimiento:

- 5           - poner en contacto el gas (1) antes de que el gas entre en un absorbedor (103) con una primera porción (6) de un disolvente pobre para absorber al menos uno de un hidrocarburo C<sub>9+</sub>, un etil mercaptano y mercaptanos superiores desde el gas (1) en la primera porción (6) del disolvente pobre;
- 10          - enfriar (102) el gas (7) en contacto antes de que el gas (7) en contacto entre en el absorbedor (103);
- 15          - poner en contacto el gas (8) enfriado en un absorbedor (103) con una parte (111) de una segunda porción (17) del disolvente pobre para absorber al menos uno de metano, benceno, tolueno, xileno, un metil mercaptano y H<sub>2</sub>S en la parte (11) de la segunda porción (17) del disolvente pobre, en el que la segunda porción (17) del disolvente pobre está saturada con dióxido de carbono de manera que a la presión y temperatura particulares la segunda porción (17) del disolvente pobre está saturada con al menos un 50% de dióxido de carbono en comparación con un 100% de saturación con dióxido de carbono a la presión y temperatura particulares;
- 20          - poner en contacto un vapor (12) superior que sale del absorbedor (103) con una tercera porción (14) del disolvente pobre para saturar la tercera porción (14) con dióxido de carbono formando de esta manera un disolvente (15) de gas mixto;
- enfriar (104) y separar (105) el disolvente (15) de gas mixto, formando de esta manera la segunda porción (17) del disolvente pobre que está saturada con dióxido de carbono; y
- emplear otra parte (25) de la segunda porción (17) del disolvente pobre que está saturada con dióxido de carbono en otro absorbedor (110) como un disolvente de absorción que retira sulfuro de hidrógeno de un vapor (24).

25          2. El procedimiento de la reivindicación 1 en el que otro absorbedor (110) se hace funcionar en condiciones para rechazar el dióxido de carbono de otra parte (25) de la segunda porción (17) del disolvente pobre.

30          3. El procedimiento de la reivindicación 1 o 2 en el que el absorbedor (103) produce un producto (13) de cola cuya presión (107) se reduce y se calienta (108) a una temperatura suficiente para desorber el dióxido de carbono del producto (13) de cola en el vapor (24) y en el que al menos una porción del sulfuro de hidrógeno en el vapor (24) se absorbe en el otro absorbedor (110) usando la otra parte (25) de la segunda porción (17) del disolvente pobre que está saturado con dióxido de carbono.

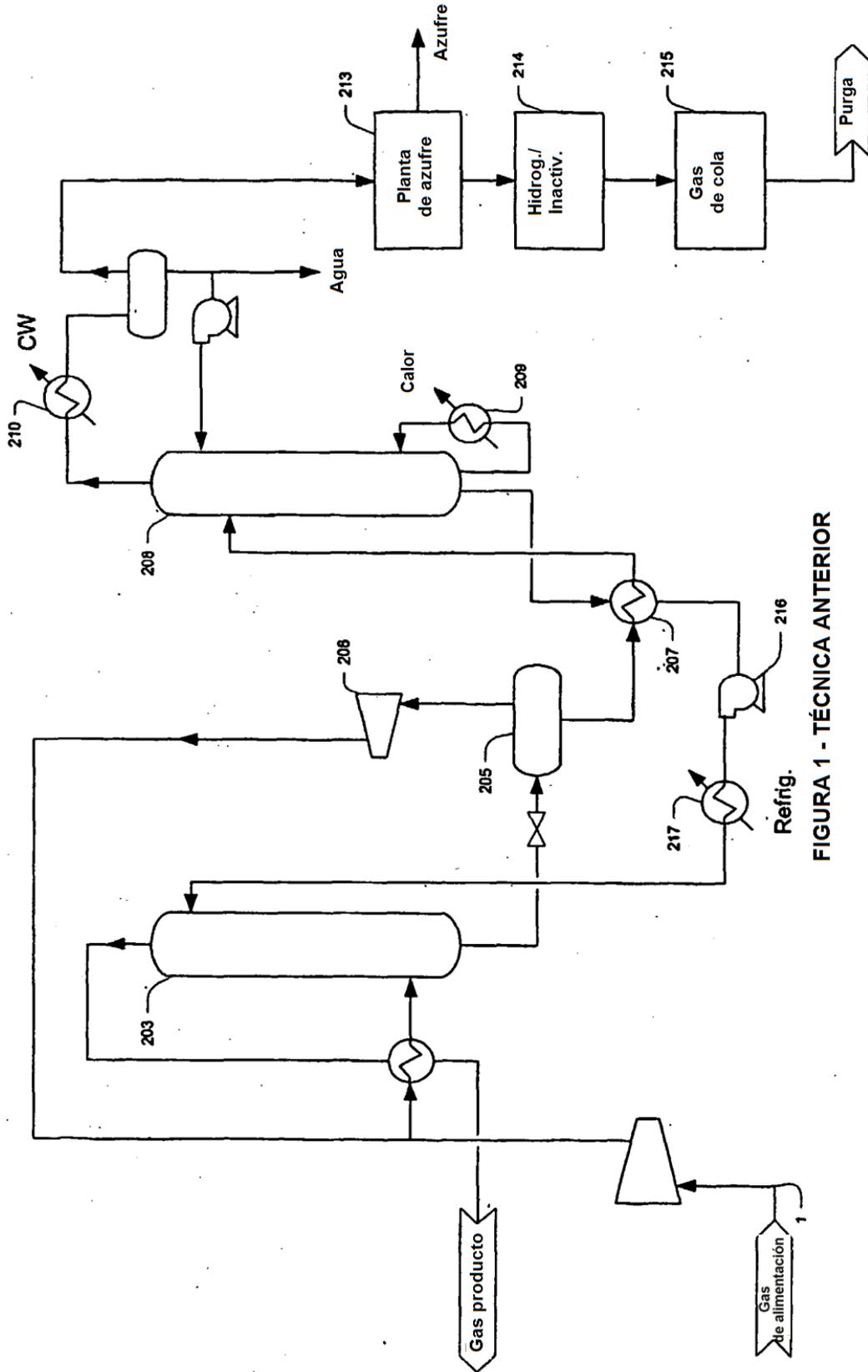


FIGURA 1 - TÉCNICA ANTERIOR

