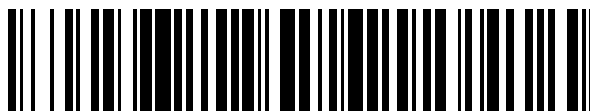


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 393 266**

51 Int. Cl.:
B01D 53/14 (2006.01)
C01B 3/52 (2006.01)
C01B 17/04 (2006.01)
C01B 17/16 (2006.01)
C01B 31/20 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

- 96 Número de solicitud europea: **08725976 .8**
96 Fecha de presentación: **22.02.2008**
97 Número de publicación de la solicitud: **2117682**
97 Fecha de publicación de la solicitud: **18.11.2009**

54 Título: **Configuraciones para la producción de dióxido de carbono e hidrógeno a partir de corrientes de gasificación**

30 Prioridad:
22.02.2007 US 891133 P

45 Fecha de publicación de la mención BOPI:
19.12.2012

45 Fecha de la publicación del folleto de la patente:
19.12.2012

73 Titular/es:
**FLUOR TECHNOLOGIES CORPORATION
(100.0%)
3 POLARIS WAY
ALISO VIEJO, CA 92698, US**

72 Inventor/es:
**MAK, JOHN y
NIELSEN, RICHARD**

74 Agente/Representante:
VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 393 266 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

Configuraciones para la producción de dióxido de carbono e hidrógeno a partir de corrientes de gasificación

Campo de la invención

5 El campo de la invención es la producción de hidrógeno y dióxido de carbono a partir de una corriente de gas de síntesis, y especialmente configuraciones y procedimientos en los cuales se emplea un neutralizante de azufre y un disolvente para reducir las emisiones de carbono y azufre.

Antecedentes de la invención

10 La gasificación de carbón, aceite residual y otros residuos de refinería se encuentra con frecuencia integrada en las plantas de generación de energía eléctrica de ciclo combinado (IGCC) para producir electricidad adicional. De manera predominante, el gas de síntesis procedente de la gasificación comprende H₂, CO₂, CO, H₂S y COS y, por tanto, con frecuencia se trata para retirar el azufre en los casos en los que se usa gas de síntesis como gas combustible en la planta de generación de energía eléctrica. Mientras que las citadas plantas de IGCC son razonablemente eficaces en la mejora de productos carbonáceos de baja calidad para generar electricidad, con frecuencia se generan emisiones importantes de carbono y azufre, en particular a partir de los gases de salida de las turbinas de gas de combustión (por ejemplo, óxidos sulfurados, CO₂, etc.).

15 Numerosos enfoques han abordado la reducción de las emisiones de CO₂, y un procedimiento ejemplar se describe en la patente de EE.UU. N.º. 5.832.712 de Ronning y col., en la que se tratan los gases de escape de la turbina de gas para la retirada de CO₂ usando un disolvente. No obstante, todos o casi todos estos procedimientos tienden a presentar un coste prohibitivo y a ser ineficaces desde el punto de vista energético debido a la operación a presión atmosférica y a la presión parcial de CO₂ relativamente baja en los gases de salida de la turbina de gas. De manera alternativa, se pueden usar una o más membranas para separar físicamente H₂ y CO₂ del gas de síntesis aguas arriba de la turbina de gas. Con frecuencia, los sistemas de membrana son altamente adaptables con respecto a los volúmenes de gas y a las especificaciones de gas-producto. No obstante, cuando se requiere una retirada de dióxido CO₂ intensa, típicamente los sistemas de membrana requieren etapas múltiples y re-compresión entre las etapas, lo que con frecuencia supone un coste prohibitivo. El documento de EE.UU. 4.254.094 divulga un procedimiento para tratar gas de síntesis para recuperar una corriente purificada rica en hidrógeno y esencialmente libre de azufre, en la cual el volumen de H₂S y una parte sustancial de COS presente en el gas de alimentación son retirados por medio de absorción física en un disolvente apropiado. En el presente procedimiento, la mayoría de COS presente es hidrolizado posteriormente hasta H₂S antes de ser enviado al absorbedor de CO₂, desde donde es extraído el efluente de gas rico en H₂. De igual forma, se separa H₂S del líquido inicial rico de las partes inferiores de absorción y para recuperar un efluente gaseoso de Claus, al tiempo que las partes inferiores líquidas son recicladas para su uso posterior en el procedimiento. El documento de EE.UU. 2006/0150812 divulga una planta de tratamiento de gas en la cual se reciclan las corrientes residuales hasta la extinción para reducir las emisiones – incluyendo el reciclaje de un gas de cola inactivado e hidrogenado de una planta de azufre, mediante el soplado del mismo de nuevo hasta la entrada de la planta.

20 En otro enfoque, se usa un disolvente químico que reacciona con el gas ácido para formar un complejo (típicamente no covalente) con el gas ácido. En los procedimientos que implican una reacción química entre el gas ácido y el disolvente, típicamente el gas de síntesis es lavado con una solución de sal alcalina de un ácido débil tal como, por ejemplo, la descrita en la patente de EE.UU. N.º. 3.563.695 o con soluciones alcalinas de ácidos orgánicos o bases tal como, por ejemplo, las descritas en la patente de EE.UU. N.º. 2.177.068. No obstante, de manera general, los disolventes químicos requieren un calentamiento prolongado y enfriamiento del disolvente pobre y, con frecuencia, además requieren un recirculación elevada del disolvente, lo que aumenta de manera proporcional con la concentración de gas ácido en el gas de síntesis. Por tanto, dichos procedimientos resultan apropiados para tratar el gas de síntesis no modificado con un bajo contenido de gas ácido, pero resultan problemáticos para tratar el gas de síntesis modificado que contiene una gran cantidad de CO₂ (por ejemplo, más de 30 % en volumen).

25 En otro enfoque, se usan disolventes físicos para la retirada de gas de ácido. Los disolventes físicos resultan particularmente ventajosos cuando el gas de síntesis presente una presión de parcial de CO₂ elevada (por ejemplo, gas de síntesis modificado) a medida que la absorción de gas ácido aumenta de manera proporcional con la presión parcial de CO₂. La absorción física de los gases ácidos depende además de las propiedades selectivas físicas del disolvente, la composición del gas de alimentación, la presión y la temperatura. Por ejemplo, se puede usar metanol como disolvente físico orgánico de bajo punto de ebullición, como queda ejemplificado en la patente de EE.UU. N.º. 2.863.527. No obstante, dichos disolventes requieren refrigeración a baja temperatura para el enfriamiento del disolvente, lo que implica mucha energía.

30 De manera alternativa, los disolventes físicos se pueden operar a temperatura ambiente o ligeramente por debajo de temperatura ambiente, incluyendo los carbonatos de propileno que se describen en la patente de EE.UU. N.º. 2.926.751 y los que usan N-metilpirrolidona o éteres de glicol como los que se describen en la patente de EE.UU. N.º. 3.505.784. Mientras que, de manera ventajosa dichos disolventes reducen los requisitos de enfriamiento, la mayoría de los procedimientos de absorción basados en carbonato de propileno resultan muy eficaces,

especialmente en la retirada de CO₂ a partir del gas de alimentación a alta presión. En otros procedimientos conocidos, los disolventes físicos también pueden incluir éteres o poliglicoles, y especialmente dimetoxitetraetilenglicol como el que se conoce en la patente de EE.UU. N. 2.469.16 o morfolina N-sustituida como la que se describe en la patente de EE.UU. N.º. 3.773.896. Mientras que el uso de disolventes físicos puede reducir de forma significativa el requisito de energía, todavía existen varias dificultades. Entre otras cosas, con frecuencia, la retirada de CO₂ y de H₂S resulta ineficaz e incompleta, fallando a la hora de satisfacer los estrictos requisitos actuales relativos a emisiones. Además, cuando el gas ácido es H₂S, la co-absorción de CO₂ es muy elevada, lo que resulta problemático para las plantas de azufre aguas abajo.

Una configuración de tratamiento de gas conocida ejemplar que emplea un disolvente físico para la retirada de H₂S se muestra en la Figura 1 de la técnica anterior, en la cual se trata gas de síntesis 1 no modificado usando una corriente 9 de disolvente selectiva para H₂S en un absorbedor 50. Se reduce la presión del disolvente rico del absorbedor, la corriente 4, por medio de la válvula 54, formando la corriente 10 que posteriormente es vaporizada de forma instantánea al separador 55. Casi todo el H₂ y al menos una parte de CO₂ del disolvente rico son recuperados por medio de reciclaje del gas vaporizado de forma instantánea al absorbedor, usando el compresor 56 por medio de las corrientes 22 y 2. Se rebaja la presión de la corriente 12 de líquido vaporizado de forma instantánea por medio de la válvula 57 para formar la corriente 13, que es calentada por medio del intercambiador de calor 58 para formar la corriente 14. Se regenera el disolvente rico en el regenerador 59 para producir una corriente 15 de gas ácido y un disolvente pobre 16. Se usan el cambiador de calor 60 y el refrigerador 60 para suministrar los requisitos de calentamiento y enfriamiento de regeneración. El disolvente pobre es bombeado posteriormente por medio de la bomba 62, es enfriado en el intercambiador 58 y 66 por medio de las corrientes 17 y 18, respectivamente, proporcionando una corriente 9 de disolvente pobre y frío al absorbedor. La corriente 6 de gas de síntesis tratado se usa posteriormente como gas de combustible en una planta 53 de generación de energía eléctrica IGCC por medio de la corriente 5, y de manera opcional como gas de alimentación 7 en una unidad 52 de purificación de hidrógeno que puede además incluir separadores de membrana y lechos de absorción oscilantes de presión.

Debe reconocerse que en dichas configuraciones el tratamiento de disolvente físico se encuentra limitado al equilibrio físico de los gases ácidos del disolvente. Mientras que, de manera ventajosa, el disolvente físico puede ser regenerado por medio de la reducción de la presión, hasta cierto punto, sin el uso de calor, los disolventes físicos requieren una refrigeración a baja temperatura que resulta costosa (por ejemplo, de -40 °C (-40 °F) y más baja) para la retirada de H₂S y COS hasta niveles bajos (por ejemplo, por debajo de 4 ppmv). Casi todos los procedimientos con disolvente co-absorben cantidades importantes de CO₂ en un entorno rico en CO₂ (por ejemplo, gas de síntesis modificado) y por consiguiente reducen su capacidad de absorción de azufre, y requieren una circulación de disolvente más elevada y obligaciones de regeneración al tiempo que se generan emisiones de CO₂ no deseadas. Desafortunadamente, dichas configuraciones también producen un gas ácido enriquecido en CO₂ que resulta problemático para la planta de azufre aguas abajo.

Por consiguiente, aunque se conocen muchas configuraciones y procedimientos para la retirada de H₂S y CO₂ del gas de síntesis, todas o casi todas presentan varias desventajas. De este modo, todavía se necesita proporcionar procedimientos y configuraciones para una retirada mejorada de H₂S y CO₂, especialmente para el gas de síntesis con elevado contenido de CO₂.

Sumario de la invención

La presente invención va destinada a una planta de acuerdo con la reivindicación 1, para el tratamiento de gas de síntesis para retirar el gas ácido, y especialmente para retirar ácido sulfhídrico y dióxido de carbono. De este modo, el gas de síntesis tratado se puede usar de varias formas (por ejemplo, en combustión en la planta de generación de energía eléctrica IGCC) y el dióxido de carbono puede ser fijado o licuado para su almacenamiento y/o transporte. Del modo más preferido, los procedimientos contemplados y las plantas presentan una sección de desulfuración y descarbonización en la cual los absorbedores separados absorben los componentes del gas ácido. Posteriormente, los disolventes se regeneran en las respectivas secciones por medio de vaporización instantánea y separación, lo que proporciona importantes ahorros de energía.

En un aspecto de la materia subjetiva de la invención, una planta comprende una unidad de gasificación que proporciona gas de síntesis a una sección de desulfuración que incluye un absorbedor principal aguas arriba de una unidad de hidrólisis de COS, que se encuentra aguas arriba de un absorbedor secundario. Los absorbedores principal y secundario absorben, de manera seriada, H₂S procedente del gas de síntesis en un primer disolvente para producir de este modo un gas de síntesis desulfurado. Posteriormente, la sección de descarbonización recibe en gas de síntesis desulfurado y usan un absorbedor en el cual se retira el CO₂ del gas de síntesis desulfurado por medio de un segundo disolvente para producir de este modo una corriente producto de H₂. Típicamente, el primer disolvente es regenerado en la sección de desulfuración por medio de separación y el segundo disolvente es regenerado en la sección de descarbonización por medio de vaporización instantánea.

En aspectos particularmente contemplados, el producto inferior del absorbedor secundario es alimentado en forma de disolvente semi-pobre a una posición intermedia del absorbedor principal, y con el fin de reducir aún más el H₂S residual es preferible incluir una unidad de neutralizante de H₂S aguas abajo de la sección de desulfuración y aguas

- arriba de la sección de descarbonización. De la manera más típica, el segundo disolvente es vaporizado de forma instantánea en la sección de descarbonización hasta un grado suficiente para proporcionar una parte grande o incluso todos los requisitos de enfriamiento del segundo disolvente (antes de la entrada en el interior del absorbedor de CO₂). En aspectos especialmente preferidos, la vaporización instantánea del segundo disolvente implica el uso de una turbina hidráulica que extrae energía a partir de la reducción de presión para, de este modo, accionar una bomba de disolvente mientras que al mismo tiempo enfriar el disolvente hasta una temperatura más baja. Sin limitar la materia subjetiva de la invención, de manera general, es preferible que la sección de descarbonización comprenda un compresor para comprimir el CO₂ vaporizado de forma instantánea hasta una presión que resulta apropiada para la licuefacción y/o neutralización.
- 5
- 10 Cuando el gas de síntesis es gas de síntesis modificado, generalmente, es preferible que el primer y el segundo disolvente sean iguales y que se hagan circular entre la sección de desulfuración y la sección de descarbonización. En dichas configuraciones, preferentemente, el absorbedor de CO₂ se acopla al absorbedor principal y/o secundario para permitir la alimentación de una parte del segundo disolvente enriquecido en CO₂ del absorbedor de CO₂ en el absorbedor principal y/o secundario. Además, y cuando resulte deseable, la sección de desulfuración incluye una primera y una segunda columnas de separación. En dichas configuraciones, típicamente se contempla que la primera columna de separación permite la retirada de H₂ del disolvente enriquecido con H₂S, y la segunda columna de separación permite la alimentación del primer disolvente regenerado procedente de la segunda columna de separación en el absorbedor de CO₂ en forma de disolvente pobre. En aspectos todavía más contemplados, se puede acoplar de forma fluida una planta de azufre a la segunda columna de separación para recibir destilado de cabeza rico en H₂S procedente de la segunda columna de separación. De manera adicional, preferentemente las plantas contempladas incluyen un dispositivo de expansión y un recipiente de vaporización instantánea acoplados al primer absorbedor que, típicamente, se encuentran configurados para permitir la separación de CO₂ y/o H₂ del disolvente rico del absorbedor principal.
- 15
- 20
- 25 Cuando el gas de síntesis es gas de síntesis no modificado, generalmente, es preferible que las plantas contempladas además incluyan un reactor de modificación acoplado de forma fluida entre el absorbedor principal y secundario, para modificar parcial o totalmente el gas de síntesis desulfurado procedente del absorbedor principal. En dichas configuraciones de planta, típicamente, es preferible que el primer disolvente sea un disolvente químico y que el segundo disolvente sea un disolvente físico. De la manera más típica, dichas plantas incluyen un dispositivo de expansión y un recipiente de vaporización instantánea acoplado al absorbedor principal para permitir la separación de CO₂ y/o H₂ del disolvente rico del absorbedor principal que, de manera ventajosa, se puede recomprimir y reciclar de nuevo al absorbedor principal (u a otro destino, incluyendo el combustor). Las configuraciones contempladas incluyen un absorbedor de gas de cola, una planta de azufre y una unidad de gas de cola acoplada a la sección de desulfuración para alimentar el gas de cola desde la unidad de gas de cola hasta el absorbedor de gas de cola. El absorbedor de gas de cola recibe un disolvente pobre desde el dispositivo de separación del regenerador en la sección de desulfuración y proporciona un disolvente semi-pobre al absorbedor principal.
- 30
- 35
- 40 Por tanto, en un aspecto de la materia subjetiva de la invención, la planta de tratamiento de gas de síntesis incluye una unidad de gasificación que produce un gas de síntesis no modificado, y una sección de desulfuración acoplada de forma fluida a la unidad de gasificación para recibir el gas de síntesis modificado. Preferentemente, la sección de desulfuración incluye un absorbedor principal, una unidad de hidrólisis de COS y un absorbedor secundario, en la cual el absorbedor principal se encuentra aguas arriba de la unidad de hidrólisis de COS, y en la que la unidad de hidrólisis de COS se encuentra aguas arriba del absorbedor secundario. Los absorbedores principal y secundario absorben H₂S procedentes del gas de síntesis en un disolvente para producir un gas de síntesis desulfurado, y la sección de descarbonización recibe el gas de síntesis desulfurado. En dichas plantas, el absorbedor de CO₂ absorbe CO₂ del gas de síntesis desulfurado y genera una corriente de producto de H₂ mediante el uso del disolvente, en las que el disolvente se hace circular entre la sección de desulfuración y la sección de descarbonización. Debe notarse que la unidad de hidrólisis de COS únicamente se requiere cuando el gas de síntesis contiene una cantidad suficiente de los componentes de COS y puede no resultar necesaria si el COS es retirado por completo en la unidades aguas arriba.
- 45
- 50 En otro aspecto de la materia subjetiva de la invención, la planta de tratamiento de gas de síntesis incluye una unidad de gasificación que produce un gas de síntesis no modificado, y una sección de desulfuración que recibe el gas de síntesis. La sección de desulfuración típicamente incluye un absorbedor principal, un reactor de modificación, una unidad de hidrólisis de COS y un absorbedor secundario, en la que el absorbedor se encuentra aguas arriba de la unidad de hidrólisis de COS, y en la que la unidad de hidrólisis de COS se encuentra aguas arriba del absorbedor secundario. En aspectos especialmente preferidos, el reactor de modificación se encuentra acoplado de forma fluida entre el absorbedor principal y secundario y recibe el gas de síntesis parcialmente desulfurado procedente del absorbedor principal, y los absorbedores principal y secundario se encuentran configurados para absorber H₂S procedente del gas de síntesis en un primer disolvente para, de este modo, producir gas de síntesis desulfurado. Se contempla además que la sección de descarbonización recibe el gas de síntesis desulfurado e incluye un absorbedor de CO₂ para absorber CO₂ procedente del gas de síntesis desulfurado y produce una corriente de producto de H₂ mediante el uso de un segundo disolvente.
- 55
- 60

Diferentes objetivos, 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.

Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 de la técnica anterior es una configuración conocida ejemplar de una desulfuración de gas de síntesis.

5 La Figura 2 es una configuración ejemplar para la retirada de CO₂ y H₂S procedente de gas de síntesis modificado mediante el uso de un sistema de disolvente sencillo.

La Figura 3 es una configuración ejemplar para la retirada de CO₂ y H₂S de un gas de síntesis no modificado mediante el uso de un sistema de disolvente dual.

10 La Figura 4 es una configuración ejemplar de acuerdo con la Figura 3 con una planta de azufre integrada y una unidad de gas de cola.

Descripción detallada

15 La presente invención va destinada a configuraciones de planta y procedimientos para el tratamiento de gas de síntesis que comprenden H₂, CO₂, CO, H₂S y COS, en las que se retira ácido sulfhídrico en una primera sección y en las que se retira dióxido de carbono en una segunda sección. Las secciones contempladas incluyen absorbedores en los cuales se usa un disolvente sencillo o disolventes distintos y separados para absorber los respectivos componentes del gas ácido. Preferentemente, el disolvente rico en H₂S es regenerado en uno o más dispositivos de separación mediante el uso de calor externo, al tiempo que el disolvente rico en CO₂ es regenerado preferentemente por medio de vaporización instantánea del disolvente a presiones más bajas. En plantas especialmente preferidas, la absorción de H₂S se lleva a cabo aguas arriba de la absorción de CO₂.

20 Cuando la concentración de dióxido de carbono en el gas de síntesis es relativamente baja (por ejemplo, gas de síntesis no modificado), la circulación de disolvente y el tipo de disolvente para las secciones de absorbedor de H₂S y CO₂ pueden ser separadas y diferentes. Por otra parte, cuando la concentración de dióxido de carbono en el gas de síntesis es relativamente elevada (por ejemplo, el gas de síntesis modificado), las secciones de absorbedor de H₂S y CO₂ se encuentra integradas de tal forma que la circulación de disolvente para la sección de absorbedor de H₂S pueda recibir el disolvente desprovisto de H₂S y pobre cargado con CO₂ procedente de la sección de absorbedor de CO₂. Por tanto, en dichas circunstancias, el disolvente puede ser el mismo (es decir, los disolventes presentan la misma formulación independientemente de la carga con CO₂, COS y/o H₂S. Por ejemplo, N-metil-dietanolamina (MDEA) completamente cargado con H₂S y parcialmente cargado con CO₂ es considerado el mismo disolvente MDEA o MDEA regenerado sin H₂S y parcialmente cargado con CO₂).

30 Debería apreciarse que dichas configuraciones y procedimientos proporcionan numerosas ventajas sin el gasto de energía adicional del material. Por ejemplo, las configuraciones contempladas y los procedimientos reducen considerablemente o casi eliminan por completo CO₂ y las emisiones sulfurosas al tiempo que recuperan un producto de CO₂ para la neutralización y producen H₂ para la generación de energía eléctrica limpia. Cuando el gas de síntesis es no modificado, se puede reducir el flujo de disolvente al absorbedor de H₂S mediante la utilización de al menos una parte de la parte inferior del absorbedor de gas de cola en forma de disolvente semi-pobre. Debe apreciarse que se puede capturar sustancialmente todo el carbono por medio de compresión del gas de cola tratado para la neutralización de CO₂.

40 En configuraciones particularmente contempladas, el gas de síntesis es tratado en dos etapas de absorción en serie y preferentemente selectivas frente a H₂S con una etapa intermedia de hidrólisis de COS. El H₂S residual es posteriormente eliminado por medio de lechos de neutralizante de H₂S aguas abajo para producir un gas tratado con un contenido total de azufre por debajo de 5-100 ppm, más típicamente por debajo de 10 ppm de la manera más típica por debajo de 4 ppm cuando el que el gas de síntesis es no modificado, debería apreciarse que la unidad de hidrólisis de COS puede combinarse con una unidad de modificación. Por otra parte, cuando el gas de síntesis ya se ha modificado, la absorción de CO₂ en la sección de desulfuración se puede reducir mediante el uso de disolvente cargado con CO₂ en los absorbedores de H₂S, lo que posteriormente reduce la circulación de disolvente. En dichos procedimientos y configuraciones, generalmente, es preferible que el disolvente rico cargado con H₂S de los absorbedores H₂S sea regenerado en dos etapas de separación. La primera etapa de separación recupera el H₂ co-absorbido y reduce el contenido de CO₂ del disolvente rico usando una gas de separación (por ejemplo, N₂ o H₂), mientras que la segunda etapa de separación calienta además y regenera el disolvente rico para producir de este modo un disolvente pobre desprovisto de gases ácidos y un gas ácido enriquecido en H₂S.

50 En otros aspectos contemplados, el gas de síntesis desulfurado procedente de los absorbedores de H₂S es tratado en una etapa de absorción de CO₂, preferentemente por medio de un disolvente regenerado para producir de este modo un disolvente rico cargado con CO₂. El disolvente rico preparado de este modo es posteriormente regenerado por medio de regeneración por vaporización instantánea a diferentes presiones. Dichos procedimientos retiran casi todo el CO₂ y generan un producto de H₂ con un contenido de CO₂ muy reducido (a típicamente menos de 2 % en moles, y más típicamente menos de 1 % en moles) y un producto de CO₂ con un contenido de H₂S reducido (típicamente menos de 100 ppm y del modo más típico menos de 10 ppm es seguro para la transmisión a través de

tuberías). Además, debe apreciarse que el uso de turbinas hidráulicas en el procedimiento de vaporización instantánea recupera al menos una parte de la energía necesaria para las bombas de circulación mientras que se produce el enfriamiento del disolvente. De este modo, se reducen de manera significativa los requisitos de refrigeración del disolvente (por ejemplo, al menos 50 %, más típicamente al menos 70 %, de la manera más típica al menos 80 %) y en algunos casos incluso se eliminan de manera casi completa.

Una configuración ejemplar para el procesado de gas de síntesis modificado se muestra en la **Figura 2**. En ella, la corriente 1 de gas de alimentación, típicamente una medida de 4,8 a 6,2 mPa (de 700 a 900 psig) y a temperatura ambiente (por ejemplo, de aproximadamente 23,9 °C (75 °F)) es tratada en un primer absorbedor 50 usando una corriente 9 de disolvente pobre cargado con CO₂, para producir una corriente 4 inferior rica en H₂S y una corriente 6 de cabecera desprovista de H₂S. La corriente 7 de disolvente semi-pobre de H₂S, producida a partir del segundo absorbedor 52 es alimentada a través de la corriente 26 y de la bomba 53 a la sección superior del primer absorbedor para reducir la circulación de disolvente. Se disminuye la presión del disolvente rico procedente del primer absorbedor por medio de la turbina hidráulica 54 (o de manera alternativa, por ejemplo, una válvula JT), se calienta en el intercambiador 75 por medio de la corriente 49, típicamente a una medida de 1,0 a 2,1 mPa (de 150 a 300 psig) y se alimenta en el separador 57 por medio de la corriente 10. La corriente 48 de vapor instantáneo es sometida a compresión en el compresor 56 y enviada como corriente 2 al primer absorbedor. La corriente 45 de líquido sometido a vaporización instantánea es alimentada en el primer separador 55 que concentra el contenido de H₂S en el disolvente rico y recupera el H₂ co-absorbido. Típicamente, el separador 55 usa un gas inerte 11 tal como N₂ que típicamente es un sub-producto residual procedente de una planta de separación de aire. De manera opcional, se usa un intercambiador de calor 66 para complementar la obligación de separación del primer separador, utilizando el calor residual procedente del disolvente pobre del segundo separador (u otra fuente). El primer separador 55 produce una corriente 22 de gas de cabecera que se combina con la corriente 48 para formar la corriente 40, que se somete a compresión por medio del compresor 56 y se recicla de nuevo al primer absorbedor 50. Según se usa en el presente documento, el término "aproximadamente" junto con un número se refiere a un intervalo de +/- 10 % (incluido) de ese número. Por ejemplo, la expresión "aproximadamente 1,4 mPa abs (200 psig) se refiere a un intervalo de 1,2 mPa abs (180 psia) a 1,5 mPa abs (220 psia) incluidos. De manera similar, el término -40 °C (-40 °F) se refiere a una temperatura dentro del intervalo de entre -42,2 °C (-44 °F) a -37,8 °C (-36 °F).

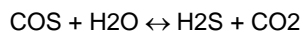
Se reduce la presión de la corriente 12 inferior del primer separador en la válvula 56 de reducción de presión para formar la corriente 13 a una presión próxima a la presión atmosférica. Se alimenta la corriente 13 al intercambiador 58 formando la corriente 14, típicamente de aproximadamente 93,3 a 137,8 °C (de 200 a 280 °F). Se regenera el disolvente caliente rico usando el segundo separador 59, que se somete a intercambio de calor en el intercambiador de calor 61 y se somete a reflujo con un dispositivo de enfriamiento 60 de aire ambiente. Nótese que el dispositivo de enfriamiento 60 se puede montar externamente de forma completa con un tambor de expulsión y bombas (no mostradas). El segundo separador produce una corriente 15 de gas ácido, que típicamente comprende más de 50 % en moles de H₂S (en base seca), que resulta apropiada como gas de alimentación para una planta de azufre. El disolvente regenerado 16 es bombeado por medio de una bomba 62 y enfriado en intercambiadores 58, 66, 75 y 90 por medio de las corrientes 17, 46, 18 y 41 formando la corriente 43 de disolvente pobre que se alimenta en el absorbedor de CO₂ 68. De la manera más típica, el gas de síntesis comprende de manera predominante H₂, CO₂, CO, H₂S, COS y tiene la composición que se indica en la Tabla 1 siguiente:

Tabla 1

COMPONENTE	% EN MOLES
H ₂ S	1,3
CO ₂	34,4
COS	0,04
CO	2,0
H ₂	61,9
N ₂	0,1
Ar	0,2
CH ₄	0,2

Con respecto a los disolventes apropiados, debería apreciarse que la naturaleza del disolvente puede variar considerablemente en dichas configuraciones. No obstante, los disolventes particularmente preferidos incluyen los que comprenden dialquiléteres de polietilenglicoles, carbonato de propileno, MDEA, etc. De manera similar, con respecto a los neutralizantes de azufre, generalmente, es preferible que el tipo de neutralizante de azufre pueda variar. No obstante, es preferible que el neutralizante reduzca los niveles de H₂S a típicamente menos de 4 ppmv y del modo más típico a menos de 1 ppmv, produciendo de este modo productos de H₂ y CO₂ que se encuentran casi completamente desprovistos de H₂S. Por ejemplo, neutralizantes de azufre apropiados incluyen los que comprenden óxidos metálicos (por ejemplo, óxido de hierro, óxidos de cinc) y/o adsorbentes no específicos (por ejemplo, tamices moleculares).

Debería además apreciarse que la absorción de COS por parte de determinados disolventes (y especialmente disolventes físicos) resulta con frecuencia difícil e incompleta, y típicamente únicamente se retira aproximadamente 33 % de COS. Por consiguiente, es preferible que COS residual procedente del primer absorbedor 50 sea enviado por medio de la corriente 6 a la unidad 51 de hidrólisis de COS. La reacción de hidrólisis de COS resulta particularmente eficaz en un entorno desprovisto de H₂S, de acuerdo con la siguiente reacción química:



La corriente 24 desprovista de COS (con concentración de H₂S reducida en comparación con la corriente 1) es tratada posteriormente con la corriente 5 con disolvente cargado de CO₂ en el segundo absorbedor 52, produciendo una corriente 25 de gas de síntesis desprovista de H₂S, y una corriente 26 inferior semi-pobre de H₂S. La corriente 25 (o al menos una parte de la corriente 25) es tratada en un lecho 67 de neutralizante de azufre, que puede retirar de forma eficaz el H₂S residual y COS hasta niveles muy reducidos, típicamente por debajo de 1 ppmv. La corriente 27 de gas tratado es enfriada posteriormente en el intercambiador 64 hasta la corriente 21 y el intercambiador 63 formando la corriente 28, típicamente de aproximadamente -1,1 a 10 °C (de 30 a 50 °F) y alimentada al absorbedor de CO₂ 68. El absorbedor de CO₂ 68 es lavado con la corriente 5 de disolvente pobre y la corriente 29, produciendo la corriente 19 de disolvente rico cargada de CO₂ y la corriente 30 de vapor de cabecera desprovista de CO₂. El vapor de cabecera 30 es calentado en el intercambiador 64 produciendo la corriente 20, el producto H₂. Para reducir la circulación total de disolvente, se bombea una parte de la corriente 3 de disolvente cargado con CO₂ y se enfría (por medio de la bomba 80 y el dispositivo de enfriamiento 81) para su uso como disolvente cargado con CO₂ hasta los absorbedores.

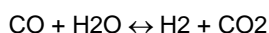
Se reduce la presión de la parte restante del disolvente rico en CO₂, la corriente 8, en la turbina hidráulica 69 formando la corriente 31, típicamente a una medida de 1,4 a 2,8 mPa (de 200a 400 psig). La energía generada por medio de la turbina hidráulica se usa para proporcionar al menos una parte de la energía requerida por la bomba 77 de disolvente pobre. El tambor 70 de vaporización instantánea produce una corriente 33 de gas de separador y una corriente 32 de líquido vaporizado de forma instantánea. El gas vaporizado de forma instantánea es introducido en la etapa de alta presión del compresor de CO₂ 78 formando el producto 44 de CO₂ comprimido, y posteriormente se reduce la presión del líquido vaporizado de forma instantánea en la turbina hidráulica 71 formando la corriente 34, típicamente a una medida de 0,4 a 1,4 mPa (de 60 a 200 psig). El tambor 72 de vaporización instantánea produce una corriente 36 de gas de separador y una corriente 35 de líquido vaporizado de forma instantánea. El gas vaporizado de forma instantánea es alimentado a la entrada de succión de etapa de presión del compresor de CO₂ 78, y posteriormente se reduce la presión del líquido vaporizado de forma instantánea por medio de la válvula 73 formando la corriente 37 a presión atmosférica o de vacío. El tambor 74 de vaporización instantánea produce la corriente 38 de vapor de presión atmosférica y/o de vacío y la corriente 42 de líquido vaporizado de forma instantánea que es posteriormente bombeada por medio de la bomba 77, formando la corriente 29 de disolvente pobre. Debería apreciarse que el uso de turbinas hidráulicas y el efecto de enfriamiento a partir de la vaporización instantánea del CO₂ a presiones bajas tienen como resultado el auto-enfriamiento del disolvente, eliminando los requisitos de enfriamiento de refrigeración.

Igual que en la configuración que se muestra en la Figura 2, se pueden emplear los procedimientos y las configuraciones para procesar el gas de síntesis no modificado. Una configuración ejemplar de los mismos se muestra en la **Figura 3**. La Tabla 2 siguiente muestra una composición típica de gas no modificado:

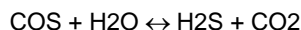
Tabla 2

COMPONENTE	% EN MOLES
H ₂ S	1,5
CO ₂	4,3
COS	0,02
CO	52,6
H ₂	41,1
N ₂	0,2
Ar	0,2
CH ₄	0,2

En esta configuración, los reactores de modificación de agua se encuentran localizados aguas abajo del primer absorbedor. La reacción de modificación del gas de síntesis tratado convierte la mayoría del contenido de CO usando la reacción de modificación de agua en H₂ y CO₂ de acuerdo con la siguiente ecuación de reacción química:



Los reactores de modificación también convierten la mayoría de COS en H₂S de acuerdo con la siguiente ecuación de reacción química:



5 Como se aprecia en la Tabla 2, el contenido de CO₂ del gas de síntesis no modificado, la corriente 1, es significativamente menor que en el caso de gas modificado. Debido a la baja proporción molar de CO₂ con respecto a H₂S del gas de síntesis no modificado, la co-absorción de CO₂ por parte del disolvente es significativamente menor. Como resultado de ello, típicamente, el uso del primer separador para el enriquecimiento de H₂S y el uso del disolvente cargado con CO₂ para la absorción de H₂S no resultan necesarios. Además, la absorción de H₂S y CO₂ puede ser y puede usar tipos de disolventes diferentes y separados, convirtiendo la presente configuración en especialmente apropiada para la transformación de las unidades existentes de retirada de azufre para la neutralización de CO₂. Por consiguiente, el disolvente 8 regenerado para la absorción de H₂S es proporcionado por el separador 59, y la corriente 3 de la Figura 2 no se encuentra presente. Además, la corriente 45 de la Figura 2 es dirigida directamente al separador 59 de la Figura 3 como corrientes 13/14. En la presente configuración, el contenido de H₂S de la corriente 15 de gas ácido se encuentra típicamente por encima de 60 % (en base seca). Con respecto a los restantes componentes y configuraciones, aplican las mismas consideraciones y aspectos de la Figura 3 para los objetos similares de la Figura 2.

Los procedimientos y las configuraciones contempladas también son aplicables para procesar el gas de síntesis no modificado empleando disolventes químicos selectivos frente a H₂S (por ejemplo, MDEA) como se muestra en la Figura 4, en los casos en los que una planta de azufre y una unidad de gas de cola se encuentran integrados. En la presente configuración, se lavan el primer y el segundo absorbedores de H₂S con el disolvente químico que preferentemente absorbe H₂S con respecto a CO₂ en una configuración total similar a la de la Figura 3. Típicamente, la absorción selectiva de MDEA se encuentra favorecida por una temperatura baja de amina pobre y un tiempo de contacto reducido en los absorbedores. De la manera más típica, el deslizamiento de CO₂ en el absorbedor es de aproximadamente 30 % a 50 %, dando lugar a una corriente 15 de gas de ácido que contiene aproximadamente de 30 % a 50 % de H₂S (en base seca). La corriente 40 del tambor de vaporización instantánea se puede reciclar al absorbedor o se puede usar como combustible en un procedimiento de combustión aguas abajo.

La corriente de gas ácido del regenerador 59 es procesada de forma adicional en la planta de azufre 150 que preferentemente usa oxígeno procedente de la planta de separación de aire para la conversión de azufre. Con el uso de una planta de azufre soplado por oxígeno, el tamaño de la planta de azufre es menor, y la corriente de efluente 100 comprende principalmente CO₂, se encuentra desprovista de otros contaminantes (por ejemplo, N₂) y resulta posteriormente apropiada para la neutralización de CO₂. Preferentemente, la corriente 100 se hidrogena usando un catalizador en la unidad 151 de gas de cola, convirtiendo los óxidos de azufre residuales en H₂S, produciendo de este modo la corriente 101. El contenido de H₂S del gas hidrogenado es lavado en el absorbedor 153 de gas de cola usando una parte del disolvente pobre del regenerador 59 por medio de la bomba 62 y la corriente 17. La corriente 103 de amina pobre es enfriada en el dispositivo de enfriamiento 155 hasta aproximadamente 26,7 °C (80 °F) formando la corriente 107 y es alimentada en el absorbedor 153 de gas de cola. Típicamente, el absorbedor de gas de cola contiene de aproximadamente 12 a 16 bandejas y produce una corriente de cabecera 152 con un contenido de H₂S de menos de 200 ppmv. El deslizamiento de CO₂ en el absorbedor de gas de cola es típicamente de 80 % a 90 %. La corriente de cabecera 152, que contiene CO₂ casi puro, es posteriormente comprimida en el compresor de CO₂ 78 formando una parte de la corriente 44 producto de CO₂. Para el transporte por medio de tubería, se puede añadir una unidad de deshidratación (no mostrada) para minimizar la corrosión de la tubería durante la operación en climas fríos. Debe apreciarse que en los presentes procedimientos y configuraciones casi todo el CO₂ producido en el procedimiento de gas de síntesis es recuperado para la neutralización de CO₂. De manera alternativa, se puede enviar el gas de cabecera de absorbedor de gas de cola a un incinerador para la destrucción de azufre antes de la liberación a la atmósfera.

La corriente 104 inferior del absorbedor de gas de cola es bombeada por medio de la bomba 154 formando la corriente 105 y es alimentada en forma de amina semi-pobre en el primer absorbedor. La corriente 105 también se puede enfriar (no mostrado) con el fin de mejorar la absorción de gas ácido en el primer absorbedor. Con el uso de amina semi-pobre, se reducen de forma significativa el caudal de amina pobre (corriente 8) y los requisitos del intercambiador 61 de calor de regeneración. Para la sección de absorbedor de CO₂, es preferible el uso de un disolvente físico tal como carbonato de propileno y éteres de poliglicoles con respecto a la amina, por cuestiones de ahorro de energía. En este caso, resulta aplicable el mismo procedimiento de regeneración por vaporización instantánea descrito anteriormente en la Figuras 2 y 3. Debería apreciarse que la configuración de unidad de gas de cola y absorbedor presentada en la Figura 4 resulta aplicable a la configuración de la Figura 2 previamente descrita. Con respecto al resto de componentes y configuraciones, aplican las mismas consideraciones y cuestiones de la Figura 4 para los objetos similares de la Figura 3.

De este modo, se han divulgado las realizaciones específicas y las aplicaciones de la producción de CO₂ y H₂ a partir de gas de síntesis. Debería resultar evidente, no obstante, para los expertos en la técnica que resultan posibles muchas más modificaciones además de las ya divulgadas. Además, a la hora de interpretar tanto la memoria descriptiva como las reivindicaciones, todos los términos deberían interpretarse de la manera más amplia posible, coherente con el contexto. En particular, los términos "comprende" y "comprender" deberían interpretarse como que

hacen referencia a elementos, componentes, o etapas de manera no exclusiva, indicando que los elementos referenciados, componentes o etapas pueden estar presentes, o se pueden utilizar, o se pueden combinar con otros elementos, componentes o etapas que no se encuentran referenciados de forma expresa.

REIVINDICACIONES

1. Una planta que comprende:

- 5 - una unidad de gasificación configurada para producir un gas de síntesis (1);
 - una sección de desulfuración acoplada de forma fluida a la unidad de gasificación para recibir el gas de síntesis (1), en la que la sección de desulfuración incluye:
- un absorbedor principal (50),
 - un unidad de hidrólisis de COS (51),
 - un absorbedor secundario (52), y
 - un regenerador/separador (59) que se encuentra configurado para:
- 10 - recibir un primer disolvente;
 - regenerar el primer disolvente por medio de separación;
 y
- producir un corriente de gas ácido (15),
- 15 en la que el absorbedor principal (50) se encuentra aguas arriba de la unidad de hidrólisis de COS (51), y en la que la unidad de hidrólisis de COS (51) se encuentra aguas arriba del absorbedor secundario (52), y en la que los absorbedores principal y secundario (50, 52) se encuentran configurados para absorber H₂S procedente del gas de síntesis (1) en el primer disolvente para producir de este modo un gas de síntesis desulfurado (25);
- 20 - una sección de descarbonización acoplada de forma fluida a la sección de desulfuración para recibir el gas de síntesis desulfurado (25) y que comprende un absorbedor de CO₂ (68) que se encuentra configurado para absorber CO₂ procedente del gas de síntesis desulfurado (25) y para producir una corriente de producto de H₂ (20) usando un segundo disolvente,
- en la que la sección de descarbonización se encuentra configurada para regenerar el segundo disolvente por medio de vaporización instantánea;
- 25 - una planta de azufre (150) con una unidad (151) de gas de cola que se encuentra acoplada de forma fluida con el regenerador/separador (59) y que se encuentra configurada para producir azufre a partir de la corriente (15) de gas ácido y un gas de cola; y
- un absorbedor (153) de gas de cola que se encuentra acoplado de forma fluida a la unidad (151) de gas de cola y que se encuentra configurado para formar un disolvente semi-pobre (104) usando el disolvente pobre (16) procedente del regenerador/separador (59) y para formar un producto de cabecera de CO₂ (152); en el que el absorbedor (153) de gas de cola se encuentra acoplado de forma fluida con el absorbedor principal (50) de manera que se proporcione un disolvente semi-pobre (104) al absorbedor principal (50).
- 30
- 35 2. La planta de la reivindicación 1, en la que los absorbedores principal y secundario (50, 52) se encuentran configurados para permitir la alimentación de un fluido inferior (26) procedente del segundo absorbedor (52) en forma de disolvente semi-pobre (7) en una posición intermedia del absorbedor principal (50), y que de manera opcional comprende además una unidad (67) de neutralización de H₂S acoplada de forma fluida entre la sección de desulfuración y la sección de descarbonización.
- 40 3. La planta de la reivindicación 1 ó 2, en la que la sección de descarbonización se encuentra configurada para permitir la vaporización instantánea del segundo disolvente hasta el grado suficiente para proporcionar todos los requisitos de enfriamiento para el segundo disolvente antes de la entrada en el absorbedor de CO₂ (68).
4. La planta de la reivindicación 1 ó 2, en la que la sección de descarbonización comprende una turbina hidráulica (69) que se encuentra configurada para proporcionar energía a partir de la reducción de presión del segundo disolvente a una bomba de disolvente (77) del segundo disolvente.
- 45 5. La planta de la reivindicación 1 ó 2, en la que la sección de descarbonización comprende además un compresor (78) que se encuentra configurado para permitir la compresión de CO₂ vaporizado de forma instantánea hasta una presión apropiada para al menos uno de licuefacción y neutralización.
- 50 6. La planta de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en la que la unidad de gasificación se encuentra configurada para producir un gas de síntesis modificado, y en la que el primer y segundo disolvente son iguales y se hacen circular entre la sección de desulfuración y la sección de descarbonización, y de manera opcional en la que el absorbedor de CO₂ (68) se encuentra acoplado de forma fluida a al menos uno de los absorbedores principal y secundario (50, 52) para permitir la alimentación de una parte del segundo disolvente enriquecido con CO₂ a partir del absorbedor de CO₂ (68) en al menos uno de los absorbedores principal y secundario (50, 52).
7. La planta de la reivindicación 6, en la que la sección de desulfuración comprende una primera columna de separación (55) y en la que la primera columna de separación (55) se encuentra configurada para permitir la

retirada de H₂ del primer disolvente enriquecido con H₂S, y de manera opcional en la que el regenerador/separador (59) se encuentra acoplado de forma fluida con el absorbedor de CO₂ (68) para permitir la alimentación del primer disolvente regenerado procedente del regenerador/separador (59) en el absorbedor de CO₂ (68) en forma de disolvente pobre.

- 5 8. La planta de la reivindicación 6, que además comprende un dispositivo de expansión (54) y un recipiente (57) de vaporización instantánea acoplado al absorbedor principal (50) y configurado para permitir la separación de CO₂ del disolvente rico del absorbedor principal (50).
9. La planta de la reivindicación 1, en la que la unidad de gasificación se encuentra configurada para producir un gas de síntesis no modificado, y en la que la planta además comprende un reactor modificado acoplado de forma fluida entre el absorbedor principal y secundario (50, 52) y configurado para recibir el gas de síntesis parcialmente desulfurado procedente del absorbedor principal (50), y de manera opcional en la que el primer disolvente es un disolvente químico y el segundo disolvente es un disolvente físico.
- 10 10. La planta de la reivindicación 9, que además comprende un dispositivo de expansión (54) y un recipiente (57) de vaporización instantánea acoplado al absorbedor principal (50) y configurado para permitir la separación de CO₂ a partir del disolvente rico del absorbedor principal (50).
- 15 11. La planta de la reivindicación 10, en la que el recipiente (57) de vaporización instantánea se encuentra configurado para permitir la alimentación de un vapor sometido a vaporización instantánea en al menos uno de absorbedor principal (50) y combustor.

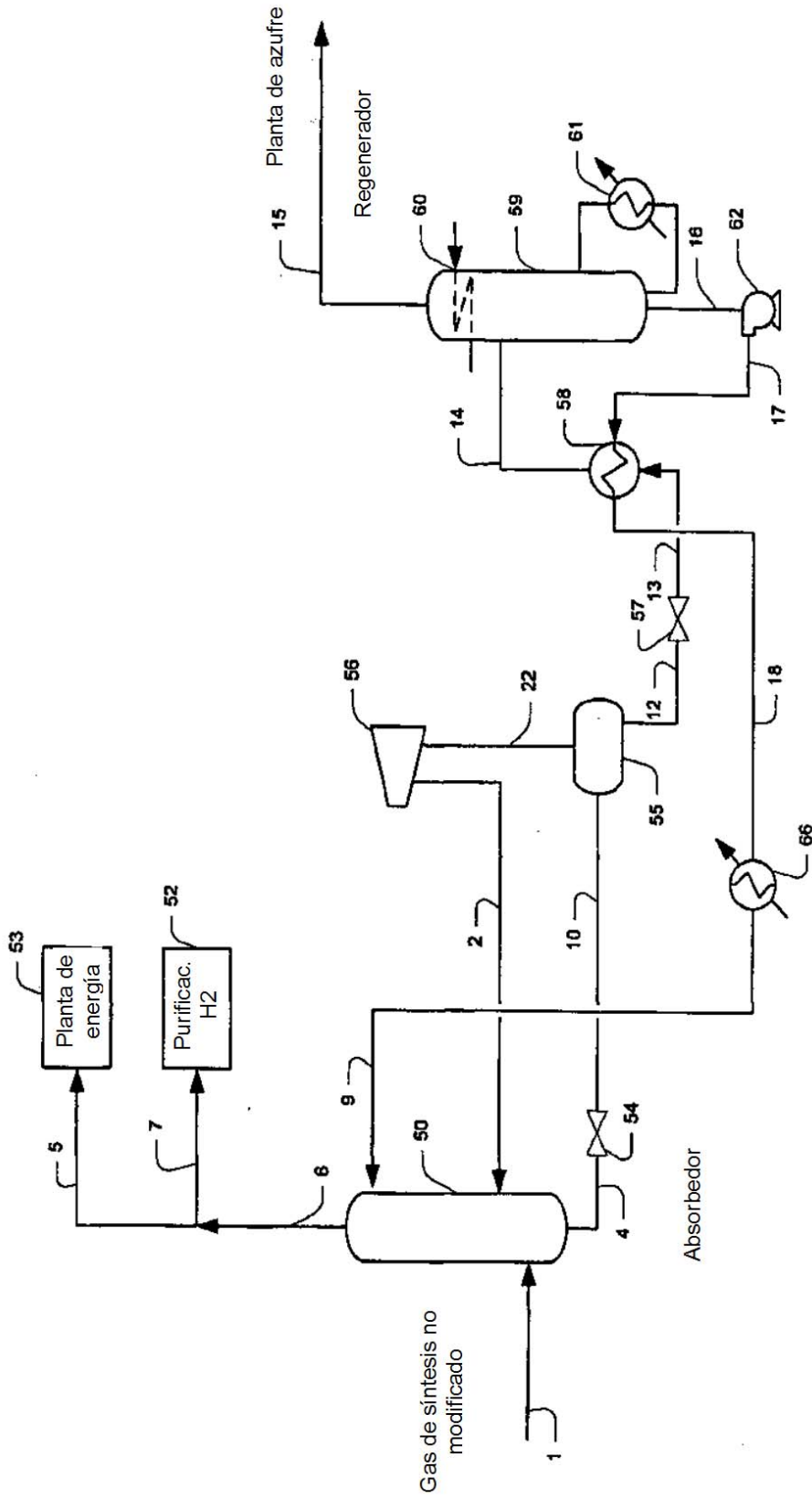


Figura 1 de la Técnica Anterior

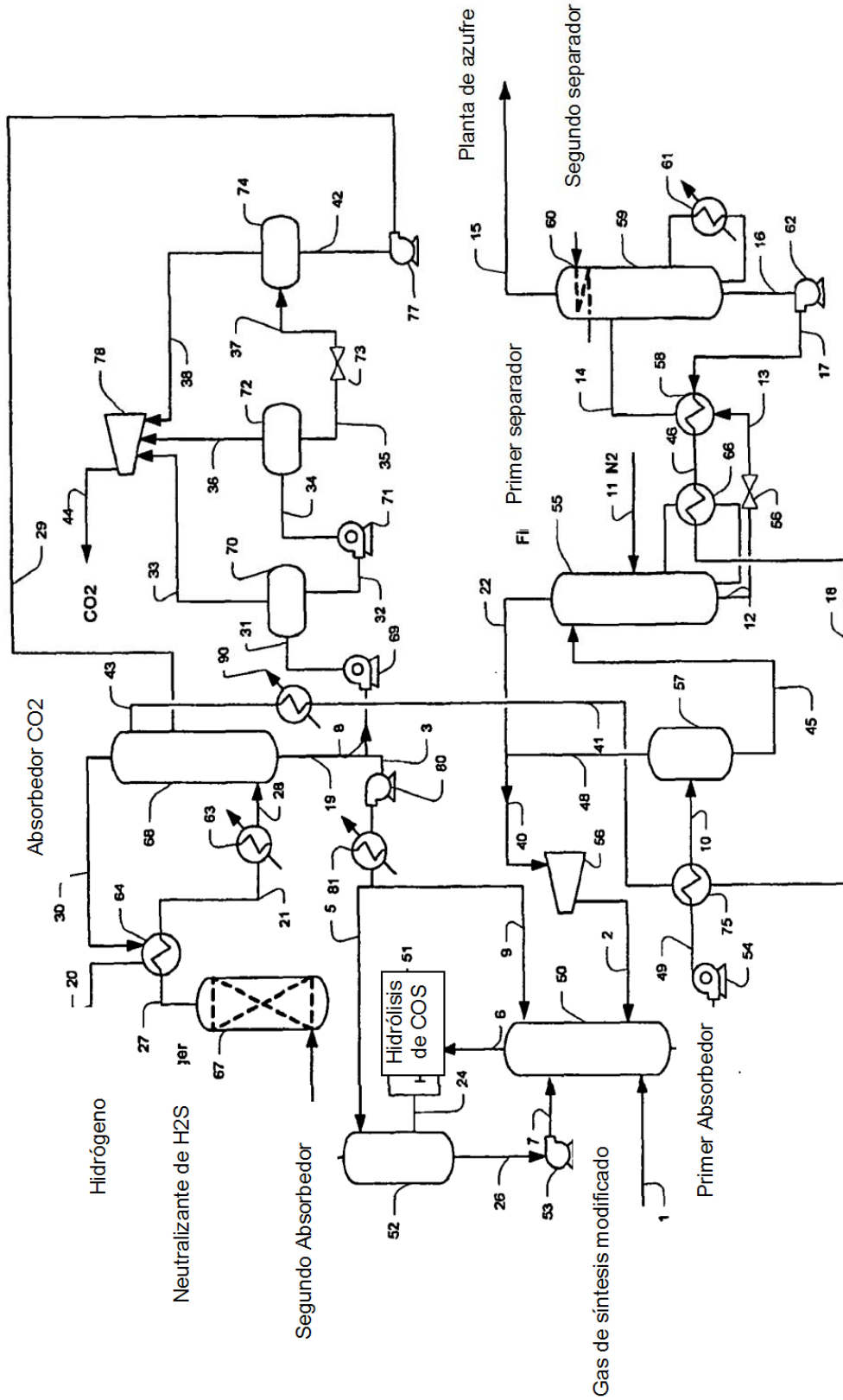


Figura 2

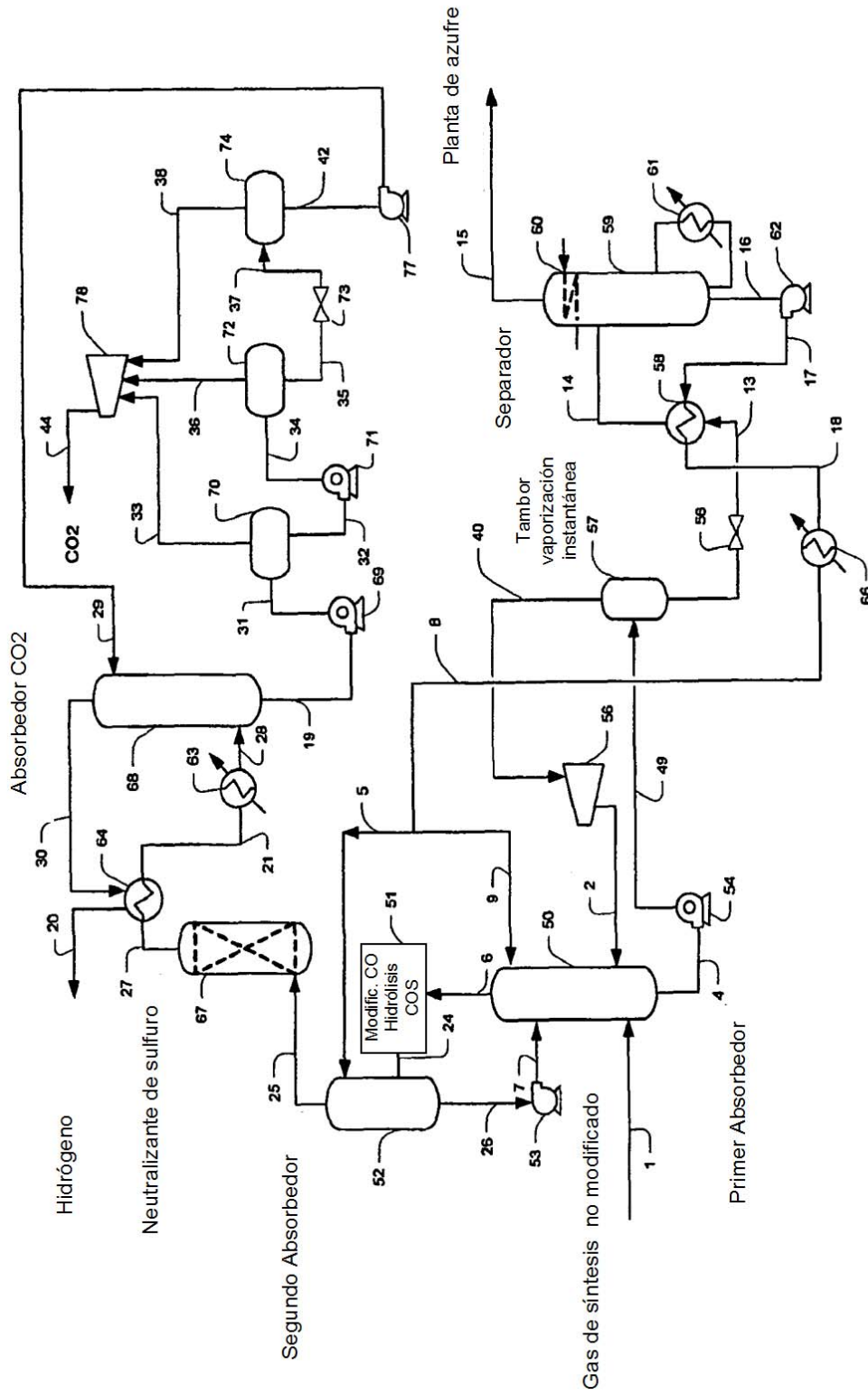


Figura 3

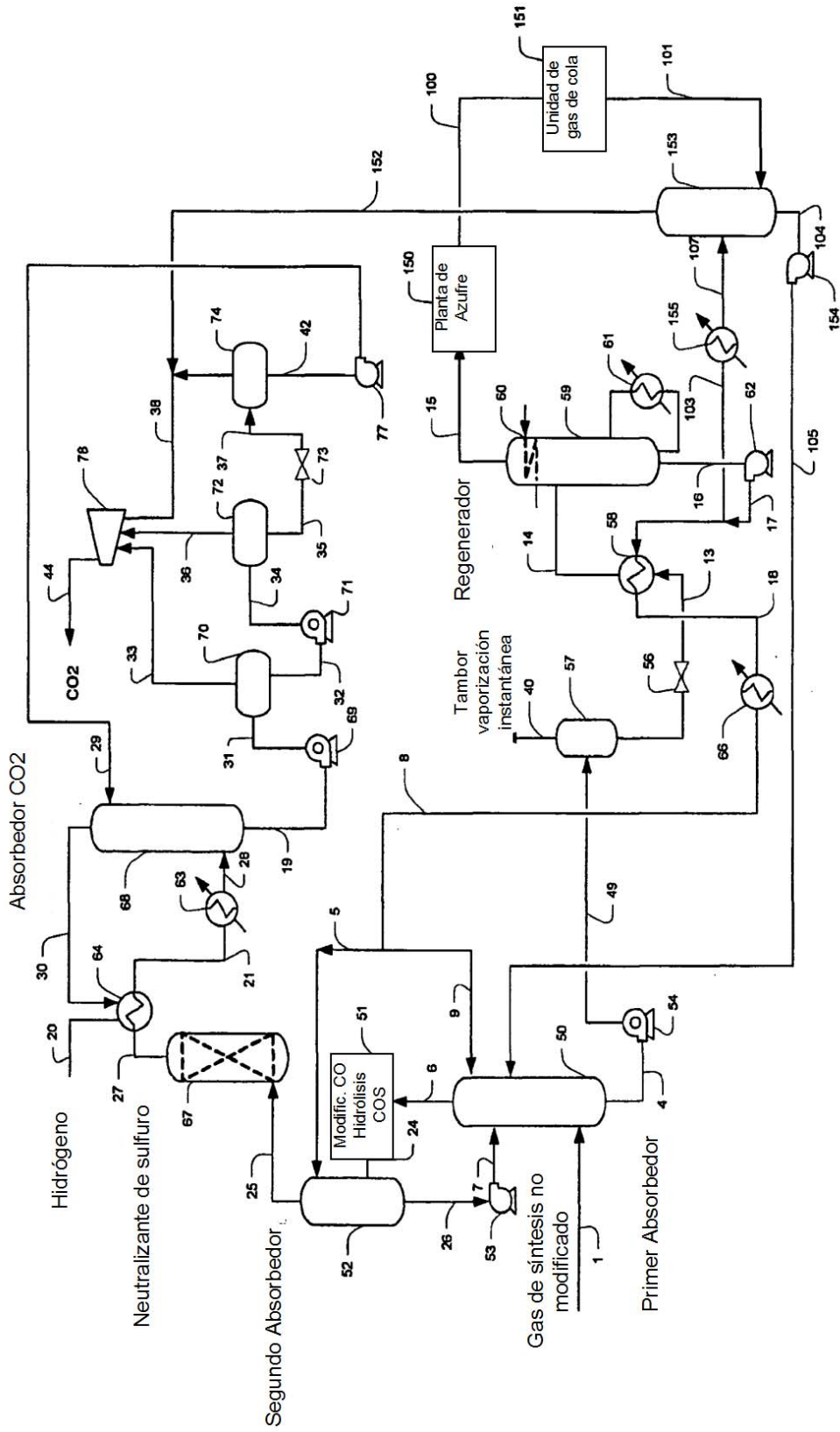


Figura 4