

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 746 552**

51 Int. Cl.:

**B01D 53/52** (2006.01)

**B01D 53/86** (2006.01)

**B01D 53/90** (2006.01)

**C01B 17/04** (2006.01)

**C10L 3/10** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **23.12.2015 PCT/EP2015/081129**

87 Fecha y número de publicación internacional: **30.06.2016 WO16102652**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.12.2015 E 15817379 (9)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.02.2019 EP 3237096**

54 Título: **Eliminación de sulfuro de hidrógeno y recuperación de azufre de una corriente de gas por oxidación catalítica directa y reacción de Claus**

30 Prioridad:

**24.12.2014 EP 14307188**

**24.12.2014 US 201414582613**

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

**06.03.2020**

73 Titular/es:

**AXENS (100.0%)**

**89 Boulevard Franklin Roosevelt  
92500 Rueil-Malmaison, FR**

72 Inventor/es:

**HEISEL, MICHAEL y  
MARES, BENOIT**

74 Agente/Representante:

**ISERN JARA, Jorge**

ES 2 746 552 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

Eliminación de sulfuro de hidrógeno y recuperación de azufre de una corriente de gas por oxidación catalítica directa y reacción de Claus

La presente invención se refiere a un proceso para la eliminación de sulfuro de hidrógeno y recuperación de azufre de una corriente de gas por oxidación catalítica directa y reacción de Claus. Más específicamente, la presente invención se refiere al control y la optimización de un proceso para la eliminación del sulfuro de hidrógeno y la recuperación de azufre de una corriente de gas mediante oxidación catalítica directa y reacción de Claus.

Antecedentes de la invención

La presencia de azufre en gases industriales causa problemas ambientales significativos y, por tanto, existen requisitos estrictos para eliminar el azufre de las corrientes de gas, en particular en refinerías de petróleo y plantas de gas natural, pero también en plantas de biogás, depuradoras de H<sub>2</sub>S, etc.

De ese modo se instalan unidades de recuperación de azufre para convertir compuestos de azufre venenosos, como H<sub>2</sub>S en azufre elemental inofensivo.

Un método generalizado para la desulfuración de corrientes de gas que contienen azufre, en particular a partir de corrientes de gas en refinerías de petróleo y plantas de gas natural es el proceso Claus. El proceso Claus se conoce desde hace mucho tiempo y funciona en dos etapas principales del proceso. La primera etapa del proceso se realiza en un horno donde el sulfuro de hidrógeno se convierte en azufre elemental y dióxido de azufre a temperaturas de aproximadamente 900 a 1400 °C mediante la combustión de aproximadamente un tercio del sulfuro de hidrógeno en la corriente de gas. El dióxido de azufre obtenido así reacciona con sulfuro de hidrógeno en el horno a azufre elemental. Así, en esta primera etapa del proceso Claus, se convierte alrededor del 60 al 70 % del H<sub>2</sub>S en el gas de alimentación.

Para lograr mayores tasas de recuperación de azufre se siguen de dos a cuatro etapas catalíticas donde la reacción de Claus de acuerdo con la Ec. 1:



continúa.

Un proceso conocido, en que H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> se convierten en azufre elemental, con buena eficacia de desulfuración, es, por ejemplo, un proceso Claus con cuatro reactores catalíticos conectados en serie. Para aumentar aún más la eficacia de desulfuración superior al 99 % del proceso Claus con cuatro reactores catalíticos conectados en serie, funcionando los dos últimos por debajo del punto de rocío de azufre. Como consecuencia, el equilibrio químico se desplaza más fuertemente en la dirección de reacción de H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> a azufre elemental que en un proceso Claus convencional en que no se permite que las temperaturas caigan por debajo del punto de rocío de azufre en ninguno de los reactores catalíticos.

La razón de esto es que una parte importante del azufre formado se elimina de la corriente mediante adsorción en el catalizador y, por lo tanto, el equilibrio de la reacción de la Ec. 1 se desplazan por la eliminación de azufre al lado derecho de la ecuación.

El catalizador se inactiva por la condensación de azufre, por lo que debe regenerarse después de un cierto tiempo. Para mantener un funcionamiento continuo de la planta, de los cuatro reactores, el primero siempre funciona como un reactor de Claus convencional, uno se regenera, mientras que los otros dos funcionan por debajo del punto de rocío de azufre. Para regeneración, la corriente de gas, por ejemplo, se calienta mediante intercambiadores de calor gas-gas de modo que al pasar el gas calentado sobre el catalizador cargado con azufre, el azufre se evapora.

Si la carga de azufre del catalizador alcanza un cierto nivel, se produce un cambio automático del reactor a la fase de regeneración y un cambio correspondiente de los dos reactores que funcionan por debajo del punto de rocío de azufre.

Tal proceso se describe, por ejemplo, en Oil & Gas Journal del 12 de septiembre, 1983, en las páginas 156-160.

El proceso conocido tiene la gran desventaja de costes de que al menos son necesarios cuatro reactores de Claus, de los cuales dos en cada caso funcionan por debajo del punto de rocío de S, para lograr una recuperación de S de más del 99 %.

En la patente de los Estados Unidos 4.957.724 se ha desvelado una mejora de este proceso que implica el uso de dos reactores conectados en serie, ambos reactores conteniendo un catalizador activo para la oxidación directa de H<sub>2</sub>S a azufre, en donde el primer reactor funciona por encima del punto de rocío de azufre, y el segundo reactor funciona por debajo del punto de rocío de azufre. Sin embargo este proceso implica cambios drásticos de la temperatura de reacción entre los dos reactores e incluso entre las dos zonas de reacción de los reactores, lo que

termina siendo significativamente rentable.

Además, los procesos de la técnica anterior no pueden compensar la variación de concentración en H<sub>2</sub>S en la composición de la alimentación de gas que contiene H<sub>2</sub>S, y las posibles alteraciones que ocurren generalmente durante todo el proceso, como una variación de las temperaturas en los reactores o la pérdida de conversión de azufre debido a la desactivación parcial del catalizador, que conducen a la deriva de la eficacia de desulfuración. De hecho, cuando una unidad de recuperación de azufre está funcionando, diversas condiciones de funcionamiento pueden tener un impacto en la recuperación general de azufre.

Sigue existiendo la necesidad de un proceso de recuperación de azufre que pueda controlarse en tiempo real para evitar cualquier deriva de la eficiencia de desulfuración y, por tanto, mejore la eficacia general de desulfuración.

La patente de los Estados Unidos 2.919.976, por ejemplo, se centra en el control de la temperatura en los diferentes reactores de una unidad Claus y desvela la introducción de oxígeno en la entrada de los reactores para generar suficiente calor en los convertidores sin tener que usar calentadores adicionales. En este documento, un controlador de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> se puede usar para controlar la relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> de la alimentación e introducir H<sub>2</sub>S o SO<sub>2</sub> para mantener la relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> constante en la alimentación. Sin embargo, este documento no proporciona ninguna solución a la deriva de la eficacia de desulfuración que resulta de las reacciones competitivas que tienen lugar en los reactores (hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub>, oxidación de H<sub>2</sub>S, reacción de Claus) y las variaciones de las condiciones de funcionamiento durante todo el proceso. El documento US 2.919.976 solo asegura que el gas que entra en el proceso tenga la relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub>. Esto no puede garantizar que esta relación no varíe durante las diferentes etapas del proceso.

La patente de Estados Unidos US 5.965.100 desvela un proceso para recuperar azufre que implica un horno que funciona con proporciones subestequiométricas de oxígeno para evitar la formación de sulfato que envenenaría el catalizador usado en el primer reactor, y desvela el uso de dos reactores adicionales que funcionan con catalizadores específicos que tienen una estructura de espinela y con una entrada de aire. Estos catalizadores especiales de estructura de espinela favorecen las reacciones de oxidación en los reactores. Por lo tanto, el documento US 5.965.100 desvela el control de la relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> en la salida de cada reactor y el ajuste del aire que entra en cada reactor para mantener la oxidación general justo por debajo o al nivel estequiométrico. Por tanto en US 5.965.100 se "espera" que la corriente de gas que sale del proceso tenga una relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> de 2:1. Sin embargo, como se explicó anteriormente, no es posible anticipar que la relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> permanecerá en el valor objetivo de 2:1 durante todo el proceso, teniendo en cuenta las diversas reacciones que tienen lugar en los reactores y dado que las variaciones en las condiciones de funcionamiento afectarán el equilibrio de cada reacción. Además, en la patente US 5.965.100, cuando se observa una variación en la relación a la salida del segundo reactor, el aire se ajusta a la entrada del horno. Esto da como resultado un largo periodo de tiempo (al menos 5 minutos a horas dependiendo del tamaño de la unidad) antes de que el ajuste del aire en el horno finalmente mejore la relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> correctamente en el segundo reactor. Finalmente, la unidad desvelada en US 5.965.100 es costosa ya que implica al menos tres controladores de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> y catalizadores específicos.

La patente de Estados Unidos 5.028.409 desvela un método para recuperar azufre de materiales gaseosos que contienen H<sub>2</sub>S que implica una zona de combustión específica capaz de quemar contaminantes como amoníaco. Cada una de las zonas de reacción contiene una unidad de recalentamiento en donde se puede suministrar aire para proporcionar suficiente calor al lecho catalítico, una zona catalítica, un control de caudal, un control de temperatura y un control de la proporción H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub>. El documento US 5.028.409 pretende mantener constante la relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> durante todo el proceso. Sin embargo, este documento enseña a introducir aire en las unidades de recalentamiento de cada zona de reacción y no directamente en los reactores. Al hacerlo, el aire se quema en los recalentadores para proporcionar calor al reactor y la cantidad restante de oxígeno disponible para reaccionar con H<sub>2</sub>S en los reactores no se puede controlar con precisión. En este caso de nuevo, esta patente de la técnica anterior pretende mantener constante la relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> durante todo el proceso pero no proporciona soluciones convincentes para hacerlo. Además, la unidad resultante es increíblemente costosa considerando todos los controles de temperatura, caudal, relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> necesaria en cada zona catalítica.

Por lo tanto, sigue existiendo la necesidad en la industria de un proceso Claus confiable controlado con una alta disponibilidad operativa y funcionamiento barato. En particular el proceso debe proporcionar una eficacia de desulfuración muy alta (tanto conversión como selectividad) que sea estable durante todo el proceso y que compense cualquier variación de la relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del proceso con alta reactividad, en particular cuando se necesita el cambio de los reactores para la regeneración del catalizador. Estos objetos se pueden obtener gracias al proceso de la invención reivindicada.

El objeto de la presente invención es proporcionar un proceso para la eliminación de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) de una corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S mediante dos o más reactores catalíticos conectados en serie, proceso que comprende:

- a) mezclar la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S con una corriente de gas principal que contiene oxígeno para obtener una corriente de gas que contiene tanto H<sub>2</sub>S como oxígeno,

b) introducir la corriente de gas obtenida que contiene tanto H<sub>2</sub>S como oxígeno en un horno de modo que se obtiene una corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado,

c) transferir la corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado a un condensador de azufre para obtener una corriente de gas con azufre agotado,

5 d) introducir la corriente de gas con azufre agotado, opcionalmente junto con una primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno, en un primer reactor catalítico R1 que contiene un sistema catalítico que cataliza la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), la hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub> y opcionalmente oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre, funcionando dicho reactor a una temperatura máxima T<sup>R1</sup><sub>máx</sub> entre 290 y 350 °C, de modo que se obtiene una corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado,

10 e) transferir la corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado a un condensador de azufre para obtener una corriente de gas con azufre agotado,

f) introducir opcionalmente la corriente de gas con azufre agotado obtenida del reactor R1 a través de una serie de reactores y condensadores, preferentemente 1 o 2, conteniendo cada reactor un sistema catalítico que cataliza la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) antes de llegar al último reactor R del proceso,

15 g) introducir la corriente de gas con azufre agotado junto con una última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno en el último reactor catalítico R que contiene un sistema catalítico que cataliza la reacción Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) y la oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre, funcionando dicho reactor a una temperatura máxima T<sup>R</sup><sub>máx</sub> por debajo de la temperatura máxima T<sup>R1</sup><sub>máx</sub> del reactor R1, de modo que se obtiene una corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado,

20 h) opcionalmente transferir la corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado a un condensador de azufre para obtener una corriente de gas con azufre agotado,

i) medir la relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor catalítico R,

en donde

25 el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno y en las corrientes de gas auxiliares opcionales que contienen oxígeno representa del 96 al 99,9 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, preferentemente 98 a 99,8 % en volumen, y más preferentemente 98,5 a 99,5 % en volumen el caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno representa del 0,1 al 4 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, preferentemente del 0,1 al 2 % en volumen, y más

30 preferentemente del 0,5 al 1,5 % en volumen y en donde el caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno se ajusta dependiendo del valor de la relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> medido a la salida del último reactor catalítico R en la etapa i) para que la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> medido en la etapa i) permanece entre 1,9 y 2,2.

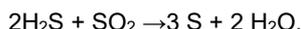
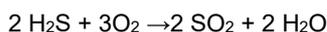
35 De hecho, es mérito de los inventores haber descubierto que era posible controlar y mejorar un proceso de Claus al complementar, en cada etapa importante del proceso, la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S por un flujo de oxígeno adecuado. La implementación de oxígeno debería realizarse al menos antes de que la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S entre en el horno Claus y en el último reactor del proceso. De hecho, es posible con dicho control reducir significativamente el período de tiempo entre la medición de una desviación del H óptimo <sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> relación de 2 y la

40 reacción a esta desviación ajustando el oxígeno tanto en la entrada del sistema como en el último reactor. Esto proporciona una gran reactividad a todo el proceso y una mejora en la conversión de azufre dado que el periodo de tiempo donde la relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> está fuera del intervalo óptimo de 1,9 a 2,2 se reduce significativamente.

#### Etapa a

45 En la primera etapa del proceso de la invención, una corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S (gas ácido) se mezcla con una corriente de gas que contiene oxígeno principal para obtener una corriente de gas que contiene tanto H<sub>2</sub>S como oxígeno que entrarán en el horno Claus.

50 En el horno, se producirán las siguientes dos reacciones de oxidación de H<sub>2</sub>S:



55 El caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno y en las corrientes de gas auxiliares opcionales que contienen oxígeno representa del 96 al 99,9 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, preferentemente 98 a 99,8 % en volumen, y más preferentemente 98,5 a 99,5 % en volumen.

60 El caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno y en las corrientes de gas auxiliares opcionales que contienen oxígeno, aunque siempre representa del 96 al 99,9 % en volumen del caudal de la corriente de gas que contiene oxígeno total suplementada en el proceso, se puede optimizar preferentemente asegurando una relación volumétrica de H<sub>2</sub>S en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S/O<sub>2</sub> en la corriente principal de gas que contiene oxígeno por encima o al valor estequiométrico de las reacciones realizadas en el horno de 2, preferentemente de 2,002 a 2,5, más preferentemente de 2,002 a 2,2, e incluso más preferentemente de 2,002 a 2,08.

Por supuesto, cuando las impurezas que reaccionan con el oxígeno están presentes en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S (gas ácido), el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno debe ser ajustada por una persona experta para que el oxígeno disponible para reaccionar con H<sub>2</sub>S en el horno permanezca por debajo o al valor estequiométrico de las reacciones realizadas en el horno (correspondiente a una relación volumétrica de H<sub>2</sub>S en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S/O<sub>2</sub> en la corriente principal de gas que contiene oxígeno de 2 o más).

Esto se hace preferentemente midiendo el caudal de H<sub>2</sub>S en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S que entra en el sistema y define el caudal de oxígeno en el flujo de gas que contiene oxígeno principal de modo que el caudal de oxígeno en la corriente de gas que contiene oxígeno principal sea proporcional al caudal de H<sub>2</sub>S en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S de un factor de proporcionalidad (a), calculándose dicho factor (a) para que la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S/O<sub>2</sub> en la corriente de gas que contiene oxígeno esté por encima del valor estequiométrico de las reacciones realizadas en el horno de 2 (correspondiente a un máximo de 1 mol de O<sub>2</sub> por 2 moles de H<sub>2</sub>S).

La corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S que entra en el proceso de la invención contiene preferentemente del 35 al 99,9 % en volumen de H<sub>2</sub>S, y preferentemente del 40 al 99 % en volumen de H<sub>2</sub>S, más preferentemente del 50 al 98 % en volumen de H<sub>2</sub>S.

La corriente de gas que contiene oxígeno usada preferentemente en el proceso de la invención es el aire por razones económicas obvias, conteniendo así alrededor del 20 % en volumen de O<sub>2</sub> pero también podría ser O<sub>2</sub> puro.

Así, por ejemplo si la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S que entra en el proceso contiene 70 % en volumen de H<sub>2</sub>S, y la corriente de gas que contiene oxígeno contiene 20 % en volumen de O<sub>2</sub>, el factor de proporcionalidad (a) será máximo 1,75 para que el flujo de gas que contiene oxígeno sea máximo 1,75 veces el flujo de gas que contiene H<sub>2</sub>S.

En una realización preferida de la presente invención, para aumentar la productividad de la reacción de Claus en el horno, la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S/O<sub>2</sub> en la corriente principal de gas que contiene oxígeno se mantiene por encima del valor estequiométrico de las reacciones realizadas en el horno de 2 durante todo el proceso, en particular entre 2,002 y 2,5, preferentemente de 2,002 a 2,2, más preferentemente de 2,002 a 2,08.

#### Etapa b

La etapa b) del proceso reivindicado implica la introducción de la corriente de gas obtenida que contiene tanto H<sub>2</sub>S como oxígeno en un horno donde H<sub>2</sub>S se convierte en azufre elemental y SO<sub>2</sub>. La corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado también contiene H<sub>2</sub>S sin reaccionar así como impurezas formadas en el horno, como COS y CS<sub>2</sub>.

El horno funciona preferentemente a una temperatura de 900 °C a 1400 °C, más preferentemente de 1100 °C a 1300 °C.

#### Etapa c

El proceso reivindicado además incluye una etapa c) donde la corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado que sale del horno se enfría pasando a través de un condensador donde el azufre líquido se condensa y retira y se recupera una corriente de gas con azufre agotado.

Así se obtiene una corriente de gas con azufre agotado, en donde preferentemente del 50 al 70 % en volumen del H<sub>2</sub>S contenido en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S que entra en el proceso se convierte en azufre.

#### Etapa d

La corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) se introducirá entonces, opcionalmente junto con una primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno en un primer reactor catalítico R1 que contiene un sistema catalítico que cataliza la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), la hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub> y opcionalmente la oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre.

Dentro del significado de la invención, el primer reactor es el primer reactor de Claus del proceso en donde entra la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S.

La corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) contiene impurezas formadas en el horno tales como COS y CS<sub>2</sub> que se deben eliminar. El primer reactor R1 del proceso de la invención tiene como objeto convertir una cantidad máxima de COS y CS<sub>2</sub> en H<sub>2</sub>S por hidrólisis. Sin embargo, la hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub> a H<sub>2</sub>S solo se puede conseguir cuando el sistema catalítico del reactor R1 alcanza una temperatura máxima T<sup>R1</sup><sub>máx</sub> de 290 °C a 350 °C. Esta temperatura en el reactor R1 se puede conseguir cuando la corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) alcanza una temperatura de aproximadamente 220-250 °C, dependiendo de la concentración de H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> en fase vapor. Cuando la corriente de gas a 220-250 °C reacciona con el catalizador de Claus, se realiza la reacción

## ES 2 746 552 T3

exotérmica de Claus, aumentando por tanto la temperatura en el reactor a la temperatura máxima deseada de 290-350 °C asegurando la hidrólisis.

5 Para que la corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) alcance una temperatura entre 220 y 250 °C, puede ser necesario introducir un calentador entre el condensador de la etapa c) y el reactor 1 de la etapa d) para precalentar la corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) hasta una temperatura de aproximadamente 230 °C.

10 Por lo tanto, en una realización preferente, la corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) pasa además a través de un calentador ubicado entre el condensador de la etapa c) y el reactor 1 de la etapa d).

15 Para aumentar aún más la temperatura de la corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) de una manera simple y económica, el proceso de la invención introduce la primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno en el reactor R1 para reaccionar con H<sub>2</sub>S por oxidación directa según la Ec. 2.



20 Esta reacción produce el calor necesario para que el reactor R1 funcione a la temperatura máxima deseada  $T^{\text{R1}}_{\text{máx}}$  de 290 a 350 °C, preferentemente 310 a 340 °C, y más preferentemente 315 a 330 °C para que la cantidad máxima de COS y CS<sub>2</sub> se elimine por hidrólisis en esta etapa.

En una realización preferente, la primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno opcional también se puede introducir en un calentador entre el condensador de la etapa c) y el reactor 1 de la etapa d) para precalentarla.

25 Cuanto más oxígeno se añade al reactor R1, más calor se produce a través de la oxidación directa exotérmica de H<sub>2</sub>S.

Sin embargo, el reactor R1 también debe realizar principalmente la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) para que el proceso global de la invención elimine H<sub>2</sub>S eficazmente.

30 Por lo tanto, la primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno opcional solo debe representar del 0,1 al 19,9 % en volumen de la corriente de gas que contiene oxígeno total suplementada en el proceso, preferentemente del 0,5 al 9 % en volumen y más preferentemente del 1 al 5 % en volumen del flujo total de gas que contiene oxígeno suplementado en el proceso.

35 El caudal opcional de oxígeno en la primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno, aunque siempre representa del 0,1 al 19,9 % en volumen de la corriente de gas que contiene oxígeno total suplementada en el proceso, se puede ajustar para proporcionar más o menos calor al reactor R1 para garantizar que la temperatura máxima  $T^{\text{R1}}_{\text{máx}}$  en el reactor R1 permanece entre 290 y 350 °C, preferentemente 310 a 340 °C, y más preferentemente 315 a 330 °C.

40 En una realización preferida de la presente invención, para maximizar la cantidad de COS y CS<sub>2</sub> eliminado por hidrólisis y la eliminación de H<sub>2</sub>S mediante reacción de Claus en el reactor R1, la temperatura máxima  $T^{\text{R1}}_{\text{máx}}$  en el reactor R1 se mantiene entre 290 y 350 °C, preferentemente 310 a 340 °C, y más preferentemente 315 a 330 °C durante todo el proceso.

45 Si la temperatura máxima  $T^{\text{R1}}_{\text{máx}}$  medida pasa a estar por debajo de 290 °C, el caudal de la primera corriente de gas auxiliar opcional que contiene oxígeno se puede aumentar automáticamente. Si la temperatura máxima  $T^{\text{R1}}_{\text{máx}}$  está por encima de 350 °C, el caudal de la primera corriente de gas auxiliar opcional que contiene oxígeno se puede disminuir automáticamente.

50 En una realización preferente, el caudal de oxígeno en la primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno en la entrada del primer reactor es proporcional al caudal de oxígeno en la corriente de gas auxiliar principal que contiene oxígeno enviada al horno de un factor de proporcionalidad (b). En esta realización, el caudal de oxígeno en la corriente de gas auxiliar principal que contiene oxígeno se fija para mantener tanto la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S/O<sub>2</sub> en la corriente principal de gas que contiene oxígeno por encima del valor estequiométrico y la temperatura máxima  $T^{\text{R1}}_{\text{máx}}$  en el reactor R1 entre 290 y 350 °C. Cualquier ajuste del caudal de la corriente principal de gas que contiene oxígeno, por tanto, daría como resultado un ajuste proporcional simultáneo del caudal del primer gas auxiliar que contiene oxígeno.

60 El sistema catalítico del reactor R1 debería catalizar la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) la hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub> y opcionalmente la oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre.

65 El catalizador preferente usado en el sistema catalítico del reactor R1 es dióxido de titanio (TiO<sub>2</sub>), pero también se pueden usar otros catalizadores habituales, en particular Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, cobalto molibdeno y/o níquel molibdeno. Otro catalizador adecuado es el hierro, pero se obtienen mejores resultados con dióxido de titanio, cobalto molibdeno y níquel molibdeno, en particular con dióxido de titanio.

Smartsulf en el reactor R1

Sin embargo, ya que los catalizadores adecuados para la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S, hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub> y opcionalmente oxidación directa de H<sub>2</sub>S son bastante caros, puede ser deseable que el reactor R1 se separe en dos secciones catalíticas. Esta realización se conoce con el término reactor SMARTSULF™.

Por lo tanto, en una realización preferente, el reactor R1 está compuesto por dos secciones catalíticas:

- una primera sección que contiene un primer catalizador adecuado de hidrólisis de COS y/o CS<sub>2</sub> y opcionalmente para oxidación directa de H<sub>2</sub>S, preferentemente dióxido de titanio (TiO<sub>2</sub>), realizado como un lecho adiabático sin enfriamiento a una temperatura máxima T<sup>R1</sup><sub>máx</sub>, y
- una segunda sección que contiene un segundo catalizador adecuado para la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S, preferentemente Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, que funciona como un lecho pseudoisotérmico con un intercambiador de calor interno donde la temperatura de salida T<sup>R1</sup><sub>o</sub> no es mayor y preferentemente menor que T<sup>R1</sup><sub>máx</sub> pero es mayor que el punto de rocío del azufre.

En esta realización, la primera sección del primer reactor contiene un primer catalizador adecuado para la oxidación directa de H<sub>2</sub>S y/o hidrólisis de COS y/o CS<sub>2</sub> como se describió anteriormente y no tiene intercambiador de calor y funciona como un lecho adiabático sin enfriamiento. Aquí la temperatura se mantiene a la temperatura máxima T<sup>R1</sup><sub>máx</sub> en la primera sección del primer reactor, y a esta temperatura, la oxidación directa selectiva de sulfuro de hidrógeno con oxígeno se realiza en presencia del catalizador contenido en el lecho adiabático (así como la hidrólisis de COS y CO<sub>2</sub>).

Después de producir la reacción en el lecho adiabático, la corriente de gas que contiene sulfuro de hidrógeno restante+azufre elemental+agua+dióxido de azufre se transfiere luego a la segunda sección del primer reactor. En la segunda sección del primer reactor, está presente un catalizador diferente que en la primera sección que cataliza solo la reacción de Claus.

La segunda sección del primer reactor contiene un segundo catalizador adecuado para la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S y medios para calentar o enfriar el gas (un intercambiador de calor). La temperatura de salida de la segunda sección del primer reactor se mantiene a una temperatura T<sup>R1</sup><sub>o</sub> que no es mayor y preferentemente menor que T<sup>R1</sup><sub>máx</sub>. T<sup>R1</sup><sub>o</sub> es preferentemente menor que 290 °C pero mayor que el punto de rocío del azufre. En la segunda sección del primer reactor, la reacción de la Ec. 1 de Claus:



se produce. Esta reacción es una reacción de equilibrio, y el equilibrio se desplaza hacia el lado del azufre elemental cuanto menor es la temperatura. La temperatura de salida T<sup>R1</sup><sub>o</sub> de la segunda sección del primer reactor se mantiene por encima del punto de rocío del azufre elemental y, por tanto, el equilibrio no se desplaza lo suficiente hacia el lado del azufre elemental, pero el azufre se mantiene en forma gaseosa y, por tanto, no desactiva el catalizador.

El punto de rocío del azufre elemental disminuye con la concentración de azufre en el gas. En la primera sección del primer reactor, el punto de rocío del azufre elemental está generalmente entre 220 °C y 250 °C. Por lo tanto, la temperatura de salida T<sup>R1</sup><sub>o</sub> de la segunda sección del primer reactor es preferentemente superior al punto de rocío del azufre elemental pero no mayor que 290 °C, por ejemplo 220 °C ≤ T<sup>R1</sup><sub>o</sub> ≤ 250 °C. preferentemente T<sup>R1</sup><sub>o</sub> es 1 °C a 20 °C mayor que el punto de rocío de azufre en el reactor R1, preferentemente 5 °C a 10 °C mayor que el punto de rocío de azufre.

El segundo catalizador del reactor R1 contiene un catalizador de Claus que solo cataliza la reacción de Claus. Se puede usar cualquier catalizador de Claus conocido, como Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> o TiO<sub>2</sub>.

Una ventaja principal de separar el reactor R1 en dos secciones catalíticas es asegurar la hidrólisis máxima de COS y CS<sub>2</sub> en la primera sección mientras se mejora la reacción de Claus en la segunda sección ya que la reacción de Claus se ve favorecida a temperaturas menores. Esta configuración de los reactores permite usar menos reactores en el proceso general, preferentemente solo 2 reactores catalíticos conectados en serie para obtener una eliminación de sulfuro de hidrógeno muy alta, por ejemplo, la eficacia de recuperación de azufre es superior al 97 % en volumen de H<sub>2</sub>S, basándose en la cantidad inicial de H<sub>2</sub>S presente en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S tratada con el proceso de la invención.

Etapa e

El proceso reivindicado incluye además una etapa e) donde la corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado que sale del reactor R1 se enfría pasando a través de un condensador donde el azufre líquido se condensa y se retira y se recupera una corriente de gas con azufre agotado.

Así se obtiene una corriente de gas con azufre agotado, en donde preferentemente se convierte del 80 al 95 % en

volumen del H<sub>2</sub>S contenido en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S que entra en el proceso.

Etapa f: opcionales otros reactores en serie

5 La sucesión de reactores catalíticos asociados con recalentadores y condensadores de azufre opcionales se puede usar para aumentar la recuperación de azufre.

10 La corriente de gas con azufre agotado pero que aún contiene cantidades residuales de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre obtenidas del reactor R1 y luego pasa opcionalmente a través de una serie de reactores, preferentemente 1 o 2, que contienen un sistema catalítico que cataliza la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) antes de llegar al último reactor R de la planta.

15 La temperatura de los reactores catalíticos disminuye con cada reactor adicional, pero nunca por debajo del punto de rocío de azufre (aproximadamente 220 a 250 °C a presiones de funcionamiento) para evitar la condensación de azufre dentro de los reactores y la posible desactivación del catalizador. Una temperatura menor disminuye la cinética de reacción de Claus, pero permite que la reacción de Claus realice una mayor tasa de recuperación de azufre.

20 Las temperaturas típicas encontradas en la salida del segundo y tercer reactores catalíticos de Claus son aproximadamente 240 y 200 °C respectivamente.

25 En esta realización opcional, una corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno puede complementarse con la corriente de gas introducida en cada reactor, y estos reactores pueden contener un catalizador que realiza la oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre y la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>). La corriente de gas con H<sub>2</sub>S agotado obtenido a la salida de cada reactor puede transferirse adicionalmente a un condensador de azufre para obtener una corriente de gas con azufre agotado.

Etapa g

30 El proceso de la invención implica al menos dos reactores conectados en serie. La corriente de gas con azufre agotado obtenida del reactor R1 pasa al último reactor R junto con una última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno.

La corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa e) u opcionalmente en la etapa f) puede pasar además a través de un calentador ubicado entre el condensador de la etapa e) o f) y el reactor R de la etapa g).

35 El último reactor R contiene un sistema catalítico que cataliza tanto la oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre y la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), funcionando dicho reactor R a una temperatura máxima T<sup>R</sup><sub>máx</sub> menor que la temperatura máxima T<sup>R1</sup><sub>máx</sub> del reactor R1.

40 Dentro del significado de la invención, el último reactor es el último en donde la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S entra en el proceso.

El último reactor R debería maximizar la conversión de H<sub>2</sub>S mediante la reacción de Claus para que el proceso general de la invención elimine H<sub>2</sub>S eficazmente.

45 Sin embargo, es necesario limitar la cantidad de oxígeno suplementado en el último reactor R ya que la adición de oxígeno favorece la oxidación directa de H<sub>2</sub>S que, como se ha indicado previamente, es una reacción exotérmica. Sin embargo, la reacción de Claus, que debería maximizarse en el último reactor R, se favorece a temperaturas menores y, por lo tanto, se vería afectada por un aumento de la temperatura debido a la oxidación directa de H<sub>2</sub>S.

50 Por lo tanto, el caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno solo debe representar del 0,1 al 4 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, preferentemente del 0,1 al 2 % en volumen, y más preferentemente del 0,5 al 1,5 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso.

55 Se puede observar que la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno representa una parte insignificante de la corriente de gas total que contiene oxígeno suplementada en el proceso de la invención. Esto hace posible obtener un ajuste de O<sub>2</sub> más rápido en el último reactor ya que solo se requiere una pequeña cantidad de oxígeno en esta etapa (la suplementación de mayores cantidades de oxígeno requeriría válvulas más grandes, un tiempo de reacción mayor del sistema). Esto contribuye a obtener una mayor reactividad del sistema para suministrar la cantidad correcta de oxígeno al proceso general, y esto conduce a una mayor precisión global de la demanda de oxígeno en el proceso de la invención en comparación con los procesos de la técnica anterior que complementan el oxígeno solo en la entrada del proceso conduciendo a una mayor recuperación de azufre.

60 El caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno, aunque siempre representa del 0,1 al 4 % en volumen del caudal total de la corriente de gas que contiene oxígeno suplementada en el proceso, debe ajustarse preferentemente para producir más o menos SO<sub>2</sub> en el reactor R para asegurar que la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor, R permanece de 1,9 a 2,2.

En una realización preferida de la presente invención, para maximizar la cantidad de eliminación de H<sub>2</sub>S del proceso reivindicado, la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor, R se mantiene de 1,9 a 2,2 durante todo el proceso.

5 El caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno aumenta cuando el valor de la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> medida en la etapa i) es mayor que 2 y disminuye cuando la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> medida en la etapa i) es menor que 2,0.

10 Dado que no es posible eliminar el 100 % del H<sub>2</sub>S contenido en el gas ácido alimentado al proceso, siempre queda H<sub>2</sub>S para medir la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor R.

15 Si la demanda de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno es superior al 2,5 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, en particular del 2,8 al 4 % en volumen, preferentemente del 3 al 3,6 % en volumen, se puede enviar una señal a la corriente principal de gas que contiene oxígeno para aumentar el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno en proporción.

20 Si la demanda de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno es inferior al 1,5 % en volumen, del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, en particular del 0,1 al 1,5 % en volumen, preferentemente del 0,4 al 1,2 % en volumen, se puede enviar una señal a la corriente principal de gas que contiene oxígeno para disminuir el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno en proporción.

25 Por lo tanto, en la realización preferente desvelada previamente donde el caudal de la primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno es proporcional al caudal de la corriente principal de gas auxiliar que contiene oxígeno de un factor de proporcionalidad (b) y el caudal de la corriente de gas que contiene oxígeno auxiliar principal se establece en un valor fijo, este valor fijo del caudal de la corriente de gas auxiliar principal que contiene oxígeno variará sin embargo si la demanda de oxígeno es mayor que el intervalo máximo de instrucciones para el caudal de la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno.

30 El sistema catalítico del reactor R debería catalizar la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>)

35 Como ya se desveló, el catalizador adecuado para la reacción de Claus puede ser cualquier catalizador de Claus conocido, por ejemplo seleccionado entre dióxido de titanio (TiO<sub>2</sub>), cobalto molibdeno, níquel molibdeno, hierro y/o Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, preferentemente dióxido de titanio (TiO<sub>2</sub>).

El reactor R funciona a una temperatura máxima T<sup>R</sup><sub>máx</sub> inferior a T<sup>R1</sup><sub>1</sub>, y preferentemente la temperatura máxima en el último reactor varía de 180 a 240 °C, preferentemente de 190 a 210 °C.

#### Smartsulf en el reactor R

40 En una realización preferente, como se describió previamente para el reactor R1, el reactor R puede estar compuesto por dos secciones catalíticas:

- 45 - una primera sección que contiene un primer catalizador adecuado para la oxidación directa de H<sub>2</sub>S, preferentemente dióxido de titanio (TiO<sub>2</sub>), que funciona como un lecho adiabático sin enfriamiento a una temperatura máxima T<sup>R</sup><sub>máx</sub> que varía de 180 a 240 °C, preferentemente de 190 a 210 °C, y
- 50 - una segunda sección que contiene un segundo catalizador adecuado para la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S, preferentemente Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, que funciona como un lecho pseudoisotérmico con un intercambiador de calor interno donde la temperatura de salida T<sup>R</sup><sub>o</sub> es mayor que el punto de rocío del agua y menor que el punto de rocío de azufre, preferentemente en el intervalo de 105 a 140 °C, y más preferentemente de 110 a 125 °C.

55 En esta realización, la primera sección del último reactor contiene un primer catalizador adecuado para la oxidación directa de H<sub>2</sub>S como se describe para el reactor R1 y sin intercambiador de calor y funciona como un lecho adiabático sin enfriamiento. La temperatura en esta primera sección del reactor R se mantiene a la temperatura máxima T<sup>R</sup><sub>máx</sub> de 180 a 240 °C, preferentemente de 190 a 210 °C.

60 Cabe señalar que los catalizadores que requieren un exceso de oxígeno no pueden considerarse catalizadores adecuados para la oxidación directa de H<sub>2</sub>S ya que requieren oxígeno libre residual disponible corriente abajo del catalizador, lo que haría que cualquier control corriente abajo de la relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> fuera inútil.

65 Después de producir la reacción en el lecho adiabático, la corriente de gas que contiene sulfuro de hidrógeno restante+azufre elemental+agua+dióxido de azufre se transfiere luego a la segunda sección del último reactor. La segunda sección del último reactor contiene un catalizador que cataliza solo la reacción de Claus y medios para calentar o enfriar el gas (un intercambiador de calor). La temperatura de salida T<sup>R</sup><sub>o</sub> es mayor que el punto de rocío del agua y menor que el punto de rocío de azufre en el reactor R para condensar el azufre elemental mientras se evita la condensación simultánea de agua.

El punto de rocío del azufre elemental disminuye con la concentración de azufre en el gas. Considerando que a la salida del último reactor R la concentración de azufre ya es baja, en esa parte del último reactor, el punto de rocío del azufre elemental en el reactor R es de aproximadamente 170 °C. Así, preferentemente la temperatura de salida  $T^{R_o}$  de la segunda sección del último reactor oscila de 105 a 140 °C, preferentemente 110 a 125 °C.

En una realización preferente, los sistemas catalíticos de ambos reactores R1 y R están separados en dos secciones catalíticas. Con esta realización preferente, puede obtenerse una eliminación de sulfuro de hidrógeno muy alta, por ejemplo más del 99,8 % en volumen de  $H_2S$ , basándose en la cantidad inicial de  $H_2S$  presente en la corriente de gas que contiene  $H_2S$  tratada con el proceso de la invención con costes de instalación mínimos. Cuando se añaden reactores de Claus opcionales en serie entre los reactores R1 y R, contienen preferentemente un sistema catalítico separado en dos secciones catalíticas.

#### Regeneración del catalizador

Una desventaja de que el último reactor funcione a una temperatura tan baja es que el azufre líquido o sólido se deposita en el catalizador y se acumula. Con el tiempo esto conduce a una desactivación del catalizador. El gas que sale del segundo reactor está esencialmente libre de sulfuro de hidrógeno y puede usarse o procesarse adicionalmente. Después de algún tiempo de funcionamiento, el catalizador del último reactor R está contaminado por azufre elemental líquido y/o sólido hasta tal punto que ya no puede catalizar suficientemente la reacción de Claus.

En tal situación, las condiciones de funcionamiento entre los reactores conectados en serie se cambian, y el flujo de gas también se cambia para que el último reactor R previo funcione en las condiciones del reactor previo R1, y el primer reactor previo R1 funcione en las condiciones del reactor R previo. Así, ahora el último reactor previo R funciona a la temperatura máxima  $T^{R1_{máx}}$  y a la temperatura de salida  $T^{R1_o}$  definido previamente para R1, y el primer reactor previo R1 funciona a las temperaturas  $T^{R_{máx}}$  y  $T^{R_o}$ . Las corrientes de gas también se cambian para que la corriente de gas que se va a desulfurar se transfiera ahora al último reactor R previo. En consecuencia, el primer reactor previo ahora funciona a las temperaturas del último reactor previo y, por lo tanto, actúa de la misma manera que el último reactor previo. Esencialmente, cambiando las condiciones de funcionamiento y el flujo de gas, el último reactor previo ahora se convierte en el primer reactor, y el primer reactor previo ahora se convierte en el último reactor. El azufre elemental depositado sobre el catalizador en el último reactor previo se desorbe a las nuevas temperaturas de funcionamiento y deja el último reactor previo esencialmente con la corriente de gas que se transfiere al condensador de azufre.

El cambio se repite cuando el catalizador en el "nuevo" último reactor se inactiva con el azufre depositado.

El proceso de cambio de los gases entre el primer y el último reactor puede ser realizado por distribuidores habituales y conocidos. Los dispositivos preferentes para efectuar el proceso de cambio se desvelan y describen en DE 10 2010 034 070, cuyo contenido se incluye en el presente documento como referencia.

Cuando se busca una alta tasa de recuperación de azufre, el tiempo necesario para cambiar el reactor R cargado con azufre a la posición del reactor R1 y viceversa puede conducir a una pérdida importante en la recuperación de azufre debido al cambio repentino de las condiciones de funcionamiento. Además, durante este cambio, la demanda de aire de los reactores varía necesariamente. Esto conduce a un periodo transitorio donde la tasa de recuperación de azufre disminuye. De acuerdo con la invención, sin embargo, la demanda real de aire del último reactor R se puede ajustar en segundos después del cambio de posición de los reactores. Esto reduce la duración del periodo transitorio y asegura que incluso durante el cambio de posiciones de los reactores, la tasa de recuperación de azufre permanece constantemente alta.

En particular, la relación volumétrica de  $H_2S/SO_2$  a la salida del nuevo último reactor catalítico R alcanza el valor deseado de 1,9 y 2,2 dentro de 1 segundo a 2 minutos durante todo el proceso y en particular después del cambio de los reactores mediante el ajuste del caudal del último auxiliar que contiene oxígeno corriente de gas.

#### Etapa h

El proceso reivindicado además puede incluir opcionalmente una etapa h) donde la corriente de gas  $H_2S$  agotado que sale del último reactor R se enfría pasando a través de un condensador donde se condensa y extrae azufre líquido y se recupera una corriente de gas con azufre agotado. Si el reactor R funciona por debajo del punto de rocío de azufre, como en la realización SMARTSULF™ descrita anteriormente, no se necesita condensador corriente abajo, ya que esto no aumentaría la tasa de recuperación de azufre.

Gracias al proceso de la invención, la eficacia de recuperación de azufre es superior al 99 % en volumen, más preferentemente superior al 99,5 % en volumen, e incluso más preferentemente hasta 99,8 % en volumen de  $H_2S$  superior, basándose en la cantidad inicial de  $H_2S$  presente en la corriente de gas que contiene  $H_2S$ .

En una realización preferida de la invención, el proceso contiene dos reactores conectados en serie, cada uno formado

por dos secciones catalíticas: la primera sección adecuada para la oxidación directa de H<sub>2</sub>S y la segunda sección adecuada para la reacción de Claus, en donde las condiciones de funcionamiento entre los dos reactores pueden cambiarse para asegurar la regeneración del catalizador.

#### 5 Etapa i)

El proceso reivindicado incluye además una etapa i) de medición de la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor catalítico R.

10 La relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor, R se pueden medir con analizadores de demanda de aire bien conocidos, también denominados ADA.

15 Al controlar que la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del proceso reivindicado permanece aproximadamente con la estequiometría de la reacción de Claus de 2, en particular de 1,9 y 2,2, la conversión de H<sub>2</sub>S se puede mejorar adicionalmente. Como se explicó anteriormente, los inventores han descubierto inesperadamente que al suplementar el último reactor del proceso con una última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno en un caudal específico de oxígeno, era posible controlar de manera precisa y muy reactiva la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor R del proceso reivindicado.

20 Por lo tanto, gracias al control específico y sensible del oxígeno suplementado en las diferentes etapas del proceso reivindicado, es posible proporcionar una alta desulfuración que es estable en el tiempo y compensar fácilmente cualquier variación en la composición de la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S. De hecho, cualquier variación de la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a partir de la estequiometría detectada a la salida del último reactor R se compensaría inmediatamente mediante un ajuste del oxígeno suplementado a la entrada del último reactor. Además, si la demanda de oxígeno en la entrada del último reactor es mayor que el intervalo máximo de instrucciones establecido para el proceso, se ordenará un aumento del caudal del principal que contiene oxígeno. Del mismo modo, si la demanda de oxígeno en la entrada del último reactor es menor que el intervalo mínimo de instrucciones establecido para el proceso, se ordenará una disminución del caudal del principal que contiene oxígeno. Este control de suplemento de oxígeno asegura que la reacción de Claus se realice en las mejores condiciones con un retraso mínimo en el ajuste con respecto a la demanda de oxígeno, maximizando así la eliminación de H<sub>2</sub>S.

La presente invención también incluye un método para controlar la relación volumétrica de H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida de una unidad de recuperación de azufre con el proceso descrito anteriormente.

#### 35 Descripción detallada de los dibujos

Refiriéndonos ahora a la figura 1, se ilustra un proceso que implica el control de oxígeno según la invención en una realización preferente de SMARTSULF™.

40 La corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S (línea 1) se mezcla con una corriente de gas que contiene oxígeno principal (línea 2) y se introduce en un horno (3) sin catalizador.

45 El caudal de H<sub>2</sub>S en el gas de alimentación se mide y el caudal de la corriente de gas principal que contiene oxígeno enviado al horno se controla en proporción a este valor. El contenido de H<sub>2</sub>S en el gas de alimentación se mide mediante un control de indicador de análisis QIC (32 en la fig. 1) así como el caudal de la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S (no se muestra), que da el caudal de H<sub>2</sub>S introducido en el horno. El caudal de la corriente principal de gas que contiene oxígeno enviado al horno está controlado por la válvula de aire principal en proporción al caudal de H<sub>2</sub>S.

50 Con la reacción  $2 \text{H}_2\text{S} + 3 \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{SO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$  se produce SO<sub>2</sub>.

Por tanto la corriente de gas que sale del horno contiene SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S restante, e impurezas generadas en el horno como COS, CS<sub>2</sub>...

55 La corriente se enfría pasando a través de un condensador (4) donde el azufre líquido se condensa y se retira (línea 5), y la corriente de gas se recupera en la parte superior del condensador (línea 6) a una temperatura de aproximadamente 130 °C. El azufre eliminado corresponde al 50-70 % del azufre presente inicialmente en los gases ácidos.

60 La corriente de gas recuperada se recalienta en uno o más calentadores (7) y opcionalmente se mezcla con una primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno (mediante la válvula 36 y la línea 30) antes de entrar en el primer reactor (8). Este primer reactor (8) se llena con óxido de titanio u otro lecho de catalizador adecuado (9) que cataliza tanto la reacción Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), la hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub> y opcionalmente la oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre. Por lo general, la temperatura del primer reactor (8) alcanza 315 a 330 °C, lo cual es de particular interés para lograr mejor la hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub> que se mejora a tan alta temperatura.

65 La primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno enviada al primer reactor catalítico (mediante la válvula 36

y la línea 30) se controla con la temperatura máxima alcanzada en el reactor (350 °C) mediante el dispositivo de control del indicador de temperatura (TIC) que controla la apertura de la válvula (36). De hecho, el residual H<sub>2</sub>S se oxida con oxígeno proveniente de la línea 30 cuando se pone en contacto con el catalizador basado en TiO<sub>2</sub> en el reactor (8). Esta reacción es exotérmica y da como resultado un aumento de la temperatura del reactor (8). Se pueden obtener temperaturas suficientemente altas, lo que permite la hidrólisis de COS y CS<sub>2</sub>, y esto es de particular interés si el calentador (7) no puede proporcionar una temperatura suficientemente alta de una manera simple y económica.

La separación del sistema catalítico del reactor (8) en dos secciones (reactor SMARTSULF™) es de particular interés en esta configuración. En esta realización, la primera área adiabática (8A) del reactor puede funcionar a alta temperatura (290-340 °C) para mejorar dicha hidrólisis previa, y la segunda área pseudoisotérmica (8B) puede funcionar a una temperatura mucho más baja (200-280 °C) para mejorar la tasa de recuperación de azufre mediante la reacción de Claus. Un intercambiador de calor externo o interno (termoplacas por ejemplo) asegura el enfriamiento de la segunda área que se comporta como pseudoisoterma.

Dependiendo de la concentración residual máxima aceptable de azufre, se pueden añadir reactores catalíticos adicionales para disminuir la concentración de H<sub>2</sub>S en el efluente de vapor tratado (no mostrado en la figura).

La corriente de gas que sale del primer reactor (8) que contiene SO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S restante se enfría pasando mediante un condensador (11) y una trampa de azufre (12) donde el azufre líquido se condensa y se retira (línea 13), y la corriente de gas se recupera en la parte superior del condensador (línea 14) a una temperatura de aproximadamente 130 °C. El azufre eliminado corresponde del 80 al 95 % en volumen de H<sub>2</sub>S, basándose en la cantidad inicial de H<sub>2</sub>S presente en la corriente de gas que contiene H<sub>2</sub>S tratada.

La corriente de gas recuperada se recalienta en uno o más calentadores (15) y se mezcla con una última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno (mediante la válvula 37 y la línea 31) antes de entrar al último reactor. Este último reactor (16) se llena con óxido de titanio u otro lecho de catalizador adecuado (17) que cataliza tanto la oxidación directa de H<sub>2</sub>S con oxígeno a azufre y la reacción de Claus de H<sub>2</sub>S con dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>).

La separación del sistema catalítico del reactor (16) en dos secciones (SMARTSULF™) es de particular interés en esta configuración. En esta realización, la primera área adiabática (16A) del reactor puede funcionar a una temperatura que oscila entre 180 y 240 °C, y la segunda área pseudoisotérmica (16B) puede funcionar a una temperatura mucho más baja (105 a 140 °C) para mejorar tasa de recuperación de azufre mediante la reacción de Claus. Un intercambiador de calor externo o interno (termoplacas por ejemplo) asegura el enfriamiento de la segunda área que se comporta como pseudoisoterma.

La relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> a la salida del último reactor R se mide con analizadores de demanda de aire bien conocidos, también llamados ADA (33 en la fig.1). La desviación del valor estequiométrico, es decir, del intervalo de instrucciones de relación volumétrica H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> de 1,9 a 2,2, se rectifica mediante una señal a la válvula de aire (37) que ajustará el caudal del último gas auxiliar que contiene oxígeno.

Dado que la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno es mucho más pequeña que la corriente de gas principal que contiene oxígeno, puede reaccionar mucho más rápido y, por tanto, permite un control mucho más preciso de la relación H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub>.

Como se ha indicado previamente, la distribución y el control específicos del oxígeno suplementado en el proceso reivindicado mejoraron sustancialmente la tasa de recuperación de azufre de una unidad Claus convencional. Adicionalmente, también se mejoraron los valores promedio a largo plazo.

El efluente corriente abajo (línea 18) puede enfriarse pasando a través de un condensador donde se condensa el azufre líquido (no mostrado) y luego se extrae el efluente (línea 22).

Es convencional separar el azufre que sale del reactor en forma gaseosa en un condensador corriente abajo. Según otra configuración de la invención ilustrada en la figura 1, se puede usar un condensador de azufre común para cada uno de los dos reactores usando una válvula de múltiples vías (21) que se instala entre un primer reactor y el condensador de azufre corriente abajo. Esto significa que el condensador de azufre instalado siempre fluye en la misma dirección, independientemente de la posición de los reactores.

En el proceso de la invención es posible regenerar fácilmente el catalizador. Para ello, dos válvulas de 4 vías (20-21) se conectan a la entrada y a la salida de ambos reactores SMARTSULF™, y permiten cambiar la posición de los reactores. En esta configuración ahí, más preferentemente un condensador único (12) para recoger azufre líquido. El primer reactor funciona por encima del punto de rocío de azufre y necesita el condensador (12) para recoger azufre como elemento líquido. Entonces el último reactor está trabajando en el punto de rocío secundario, para poder formar azufre a partir de presiones parciales de H<sub>2</sub>S y SO<sub>2</sub> menores. Este último reactor acumula azufre líquido que se condensa en el catalizador, por tanto después de un tiempo conectando el proceso. Es necesario evaporar el azufre líquido condensado en el catalizador (calentamiento del reactor) para permitir que el catalizador se regenere completamente. Esta etapa se realiza cambiando la posición de los dos reactores junto con el enfriamiento interno.

Directamente después del cambio, la temperatura del último reactor (frío) previo aumenta, permitiendo que el azufre líquido se evapore y se recupere aún más después de enfriarse en el condensador (12).

5 Refiriéndonos ahora a la figura 2, se ilustra un proceso que implica el control de oxígeno de acuerdo con la invención en una unidad Claus clásica (sin reactor SMARTSULF™).

10 En esta realización, la diferencia con la figura 1 es que los reactores catalíticos (8) y (16) son adiabáticos y no contienen intercambiador de calor interno para controlar la temperatura. La temperatura en el primer reactor (8) está por tanto entre 290-350 °C en la salida, y la temperatura en el último reactor (16) está entre 180-240 °C en la salida.

15 Además, en esta realización, no es posible regenerar el catalizador en el proceso de la invención ya que no hay válvulas de 4 vías (20-21) conectadas a la entrada y la salida de los reactores. Por lo tanto, los reactores no deberían funcionar por debajo del punto de rocío del azufre elemental para evitar la condensación de azufre en el catalizador y, por lo tanto, la obstrucción de todo el proceso.

El control de la distribución de oxígeno en esta unidad clásica de Claus proporciona una mejor desulfuración que la que se obtendría en la misma unidad sin suplemento de oxígeno.

20 Sin embargo, el proceso de la invención funciona en las mejores condiciones en la realización preferente ilustrada en la figura 1, maximizando así la eliminación de H<sub>2</sub>S.

## REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la eliminación de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) de una corriente de gas que contiene  $H_2S$  mediante dos o más reactores catalíticos conectados en serie, proceso que comprende:

- a) mezclar la corriente de gas que contiene  $H_2S$  con una corriente de gas principal que contiene oxígeno para obtener una corriente de gas que contiene tanto  $H_2S$  como oxígeno,
- b) introducir la corriente de gas obtenida que contiene tanto  $H_2S$  como oxígeno en un horno de modo que se obtiene una corriente de gas con  $H_2S$  agotado,
- c) transferir la corriente de gas con  $H_2S$  agotado a un condensador de azufre para obtener una corriente de gas con azufre agotado,
- d) introducir la corriente de gas con azufre agotado, opcionalmente junto con una primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno, en un primer reactor catalítico R1 que contiene un sistema catalítico que cataliza la reacción de Claus de  $H_2S$  con dióxido de azufre ( $SO_2$ ), la hidrólisis de COS y  $CS_2$  y opcionalmente oxidación directa de  $H_2S$  con oxígeno a azufre, funcionando dicho reactor a una temperatura máxima  $T^{R1}_{m\acute{a}x}$  entre 290 y 350 °C, de modo que se obtiene una corriente de gas con  $H_2S$  agotado,
- e) transferir la corriente de gas con  $H_2S$  agotado a un condensador de azufre para obtener una corriente de gas con azufre agotado,
- f) introducir opcionalmente la corriente de gas con azufre agotado obtenida del reactor R1 a través de una serie de reactores y condensadores, preferentemente 1 o 2, conteniendo cada reactor un sistema catalítico que cataliza la reacción de Claus de  $H_2S$  con dióxido de azufre ( $SO_2$ ) antes de llegar al último reactor R del proceso,
- g) introducir la corriente de gas con azufre agotado junto con una última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno en el último reactor catalítico R que contiene un sistema catalítico que cataliza la reacción Claus de  $H_2S$  con dióxido de azufre ( $SO_2$ ) y la oxidación directa de  $H_2S$  con oxígeno a azufre, funcionando dicho reactor a una temperatura máxima  $T^{R}_{m\acute{a}x}$  por debajo de la temperatura máxima  $T^{R1}_{m\acute{a}x}$  del reactor R1, de modo que se obtiene una corriente de gas con  $H_2S$  agotado,
- h) opcionalmente transferir la corriente de gas con  $H_2S$  agotado a un condensador de azufre para obtener una corriente de gas con azufre agotado,
- i) medir la relación volumétrica  $H_2S/SO_2$  a la salida del último reactor catalítico R,

en donde

el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno y en las corrientes de gas auxiliares opcionales que contienen oxígeno representa del 96 al 99,9 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, preferentemente 98 a 99,8 % en volumen, y más preferentemente 98,5 a 99,5 % en volumen

el caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno representa del 0,1 al 4 % en volumen del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, preferentemente del 0,1 al 2 % en volumen, y más preferentemente del 0,5 al 1,5 % en volumen y en donde el caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno se ajusta dependiendo del valor de la relación volumétrica  $H_2S/SO_2$  medido a la salida del último reactor catalítico R en la etapa i) para que la relación volumétrica  $H_2S/SO_2$  medida en la etapa i) permanezca entre 1,9 y 2,2.

2. Proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en donde el caudal de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno aumenta cuando el valor de la relación volumétrica  $H_2S/SO_2$  medida en la etapa i) es mayor que 2 y disminuye cuando la relación volumétrica  $H_2S/SO_2$  medida en la etapa i) es menor que 2,0.

3. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde, en la etapa a), el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno y en las corrientes auxiliares de gas opcionales que contienen oxígeno se calcula de manera que la relación volumétrica de  $H_2S$  en la corriente de gas que contiene  $H_2S/O_2$  en la corriente de gas que contiene oxígeno es mayor que el valor estequiométrico de las reacciones realizadas en el horno de 2, en particular entre 2,002 y 2,5, preferentemente de 2,002 a 2,2, más preferentemente de 2,002 a 2,08.

4. Proceso de acuerdo con la reivindicación 3, en donde la relación volumétrica de  $H_2S$  en la corriente de gas que contiene  $H_2S/O_2$  en la corriente principal de gas que contiene oxígeno se mantiene por encima del valor estequiométrico de las reacciones realizadas en el horno de 2 durante todo el proceso.

5. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el horno funciona a una temperatura de 900 °C a 1400 °C, más preferentemente de 1100 °C a 1300 °C.

6. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde la corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa c) pasa además a través de un calentador ubicado entre el condensador de la etapa c) y el reactor R1 de la etapa d).

7. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el caudal de oxígeno en la primera corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno se ajusta para asegurar que la temperatura máxima  $T^{R1}_{m\acute{a}x}$  en el reactor R1 permanece entre 290 y 350 °C, preferentemente 310 a 340 °C, y más preferentemente 315 a 330 °C.

8. Proceso de acuerdo con la reivindicación 7, en donde la temperatura  $T^{R1}_{m\acute{a}x}$  en el reactor R1 se mantiene entre 290 y 350 °C, preferentemente 310 a 340 °C, y más preferentemente 315 a 330 °C durante todo el proceso.
- 5 9. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el sistema catalítico de los reactores R1 y R comprende al menos un catalizador seleccionado de dióxido de titanio ( $TiO_2$ ), cobalto molibdeno, níquel molibdeno, hierro y/o  $Al_2O_3$ , preferentemente dióxido de titanio ( $TiO_2$ ).
- 10 10. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el reactor R1 está formado por dos secciones catalíticas:
- una primera sección que contiene un primer catalizador adecuado para oxidación directa de  $H_2S$  y/o hidrólisis de COS y/o  $CS_2$ , preferentemente dióxido de titanio ( $TiO_2$ ), realizado como un lecho adiabático sin enfriamiento a una temperatura máxima  $T^{R1}_{m\acute{a}x}$ , y
  - 15 - una segunda sección que contiene un segundo catalizador adecuado para la reacción de Claus de  $H_2S$ , preferentemente  $Al_2O_3$ , que funciona como un lecho pseudoisotérmico con un intercambiador de calor interno donde la temperatura de salida  $T^{R1}_o$  no es mayor y preferentemente menor que  $T^{R1}_{m\acute{a}x}$  pero es mayor que el punto de rocío del azufre.
- 20 11. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde la corriente de gas con azufre agotado obtenida en la etapa e) pasa además a través de un calentador ubicado entre el condensador de la etapa e) o f) y el reactor R de la etapa g).
- 25 12. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde la relación volumétrica  $H_2S/SO_2$  a la salida del último reactor R se mantiene de 1,9 a 2,2 durante todo el proceso.
- 30 13. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde el reactor R está formado por dos secciones catalíticas:
- una primera sección que contiene un primer catalizador adecuado para la oxidación directa de  $H_2S$ , preferentemente dióxido de titanio ( $TiO_2$ ), que funciona como un lecho adiabático sin enfriamiento a una temperatura máxima  $T^{R}_{m\acute{a}x}$  que varía de 180 a 240 °C, preferentemente de 190 a 210 °C, y
  - 35 - una segunda sección que contiene un segundo catalizador adecuado para la reacción de Claus de  $H_2S$ , preferentemente  $Al_2O_3$ , que funciona como un lecho pseudoisotérmico con un intercambiador de calor interno donde la temperatura de salida  $T^R_o$  es mayor que el punto de rocío del agua y menor que el punto de rocío de azufre, preferentemente en el intervalo de 105 a 140 °C, y más preferentemente de 110 a 125 °C.
- 40 14. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde las condiciones de funcionamiento entre los reactores conectados en serie se cambian, y el flujo de gas también se cambia para que el último reactor previo R funcione en las condiciones del reactor previo R1, convirtiéndose así en el nuevo reactor R1, y el primer reactor previo R1 funciona en las condiciones del reactor previo R, convirtiéndose así en el nuevo reactor R.
- 45 15. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde la relación volumétrica  $H_2S/SO_2$  a la salida del nuevo último reactor catalítico R alcanza el valor deseado entre 1,9 y 2,2 de 1 segundo a 2 minutos durante todo el proceso y en particular después del cambio de los reactores mediante ajuste del caudal de la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno.
- 50 16. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde la eficacia de recuperación de azufre es mayor que 99 % en volumen, más preferentemente superior al 99,5 % en volumen, e incluso más preferentemente hasta 99,8 % en volumen de  $H_2S$  o superior, basándose en la cantidad inicial de  $H_2S$  presente en la corriente de gas que contiene  $H_2S$  tratada.
- 55 17. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde si la demanda de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno es mayor que 2,5 % en volumen del caudal total de oxígeno suplementado en el proceso, en particular del 2,8 al 4 % en volumen, preferentemente del 3 al 3,6 % en volumen, se envía una señal a la corriente principal de gas que contiene oxígeno para aumentar el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno en proporción.
- 60 18. Proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en donde si la demanda de oxígeno en la última corriente de gas auxiliar que contiene oxígeno es inferior a 1,5 % en volumen, del caudal total del oxígeno suplementado en el proceso, en particular del 0,1 al 1,5 % en volumen, preferentemente del 0,4 al 1,2 % en volumen, se envía una señal a la corriente principal de gas que contiene oxígeno para disminuir el caudal de oxígeno en la corriente principal de gas que contiene oxígeno en proporción.

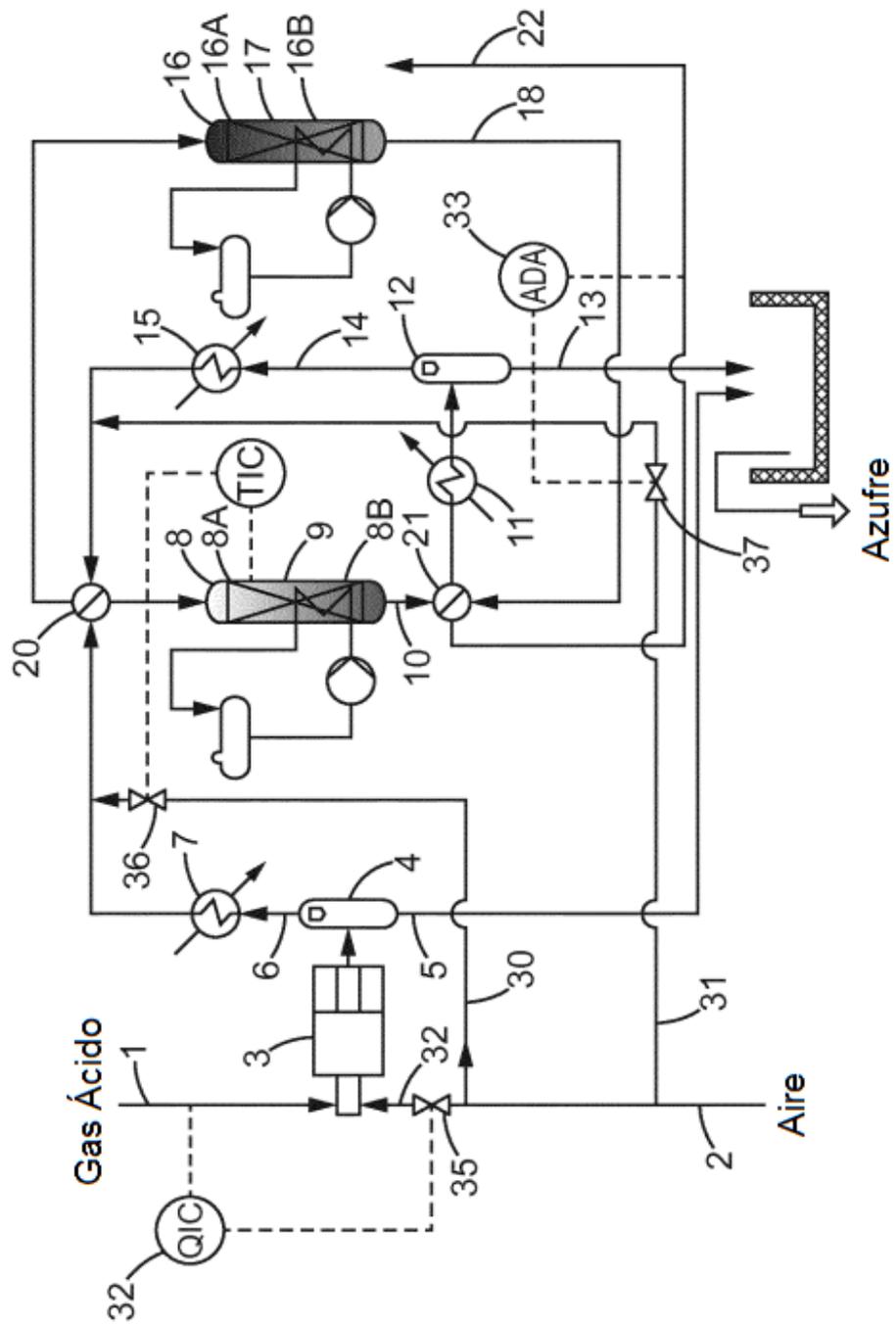


Fig. 1

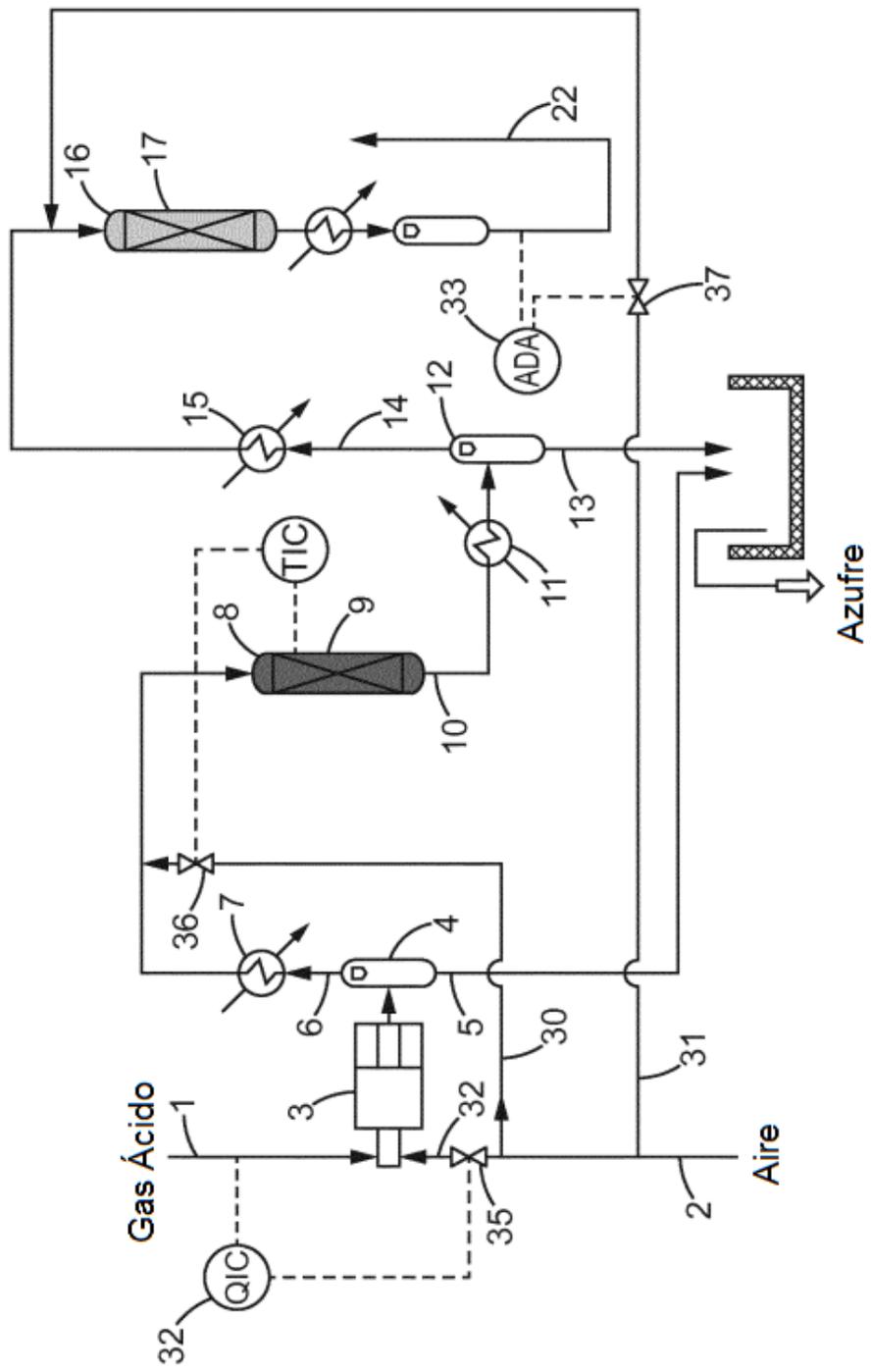


Fig. 2