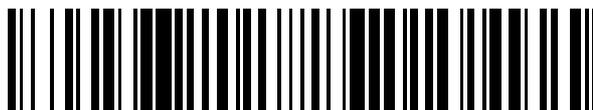


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 511 069**

51 Int. Cl.:

B01D 53/86 (2006.01)

C01B 3/58 (2006.01)

C01B 17/04 (2006.01)

C10L 3/10 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **21.11.2011 E 11189978 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **20.08.2014 EP 2594328**

54 Título: **Procedimiento para la eliminación de sulfuro de hidrógeno de una corriente gaseosa**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
22.10.2014

73 Titular/es:

ITS REAKTORTECHNIK GMBH (100.0%)
Gistlstrasse 54
82049 Pullach, DE

72 Inventor/es:

HEISEL, MICHAEL

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 511 069 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la eliminación de sulfuro de hidrógeno de una corriente gaseosa

5 La presente invención se relaciona con un procedimiento para la eliminación de sulfuro de hidrógeno y la recuperación de azufre de una corriente gaseosa por oxidación directa catalítica sin emplear la etapa de combustión de un procedimiento Claus. El procedimiento es particularmente adecuado para el desazufamiento de corrientes gaseosas que contienen hidrógeno.

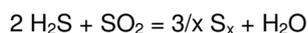
10 La presencia de azufre en los gases industriales causa significativos problemas medioambientales y, por lo tanto, existen requerimientos estrictos para eliminar el azufre de las corrientes gaseosas, en particular en la refinería del petróleo y en las plantas de gas natural, pero también en las plantas de biogás, de las torres de lavado de H₂S, etc. El procedimiento Claus es un método extendido para el desazufamiento de corrientes gaseosas que contienen azufre, en particular de corrientes gaseosas en las refinerías del petróleo y en las plantas de gas natural.

15 El procedimiento Claus es conocido desde hace mucho tiempo y opera en dos etapas de procedimiento principales. La primera etapa del procedimiento es llevada a cabo mediante un así llamado horno Claus. En esta etapa del procedimiento, el sulfuro de hidrógeno se convierte en azufre elemental y dióxido de azufre a temperaturas de aproximadamente 1.100 a 1.300 °C por la combustión de aproximadamente un tercio del sulfuro de hidrógeno en la corriente gaseosa. El dióxido de azufre así obtenido reacciona con sulfuro de hidrógeno en el horno para dar azufre elemental. Así, en esta primera etapa del procedimiento Claus se convierte aproximadamente de un 60 a un 70 %

20 del H₂S del gas de alimentación.

Para conseguir mayores índices de recuperación de azufre, de dos a tres etapas catalíticas van a continuación donde la reacción de Claus

25



continúa. De estas etapas se produce como resultado una mezcla de gases que se denomina gas de cola de Claus. El gas de cola de Claus es normalmente sometido a un mayor tratamiento para reducir el contenido en azufre del

30 gas en un grado incluso mayor. Para dicho mayor tratamiento del gas de cola de Claus, se conocen varios métodos, por ejemplo los métodos por debajo del punto de rocío, los métodos de reciclaje y los métodos de oxidación directa.

Un desarrollo reciente para el tratamiento catalítico de la mezcla gaseosa obtenida en un horno Claus es el así llamado procedimiento "Clinsulf[®]". Se facilita un resumen sobre el procedimiento Claus usando el procedimiento Clinsulf en el artículo de M. Heisel y F. Marold, en "Linde, Berichte aus Technik und Wissenschaft, 62/1988, páginas 33 a 38". El procedimiento Clinsulf es un procedimiento catalítico que utiliza un reactor enfriado interiormente que está construido en dos secciones. La sección de entrada contiene un lecho adiabático no enfriado que permite la elevación rápida de la temperatura de reacción y, por lo tanto, el aumento de la velocidad de reacción. La segunda

35 sección de este reactor comprende un lecho catalítico que contiene un intercambiador de calor enrollado que proporciona una refrigeración eficaz que permite que la temperatura de salida del reactor disminuya hasta cerca del punto de rocío del azufre.

40

El procedimiento Clinsulf ha sido también adaptado para trabajar como un procedimiento de oxidación directa introduciendo un gas que contiene oxígeno en el reactor Clinsulf. Este procedimiento es principalmente utilizado

45 para tratar el gas de cola de Claus, pero también se le ha sugerido, por ejemplo, para el desazufamiento del biogás sin el uso de un horno Claus, y se puede hacer referencia en el presente documento, por ejemplo, al artículo de M. P. Heisel, F. J. Marold y M. Gwinner, en "Linde, Reports on Science and Technology, 53/1994, páginas 15 a 19".

Los conocidos reactores Clinsulf[®] contienen intercambiadores de calor enrollados en la segunda sección del reactor. Esto constituye un inconveniente, ya que dichos intercambiadores de calor son difíciles de fabricar y son por ello

50 muy caros. Esto ha evitado hasta ahora un amplio uso del procedimiento Clinsulf[®], pero en particular del procedimiento Clinsulf DO[®], que es la aplicación de Clinsulf[®] como tratamiento del gas de cola de Claus o en el desazufamiento del biogás. Clinsulf[®] DO fue considerado (económicamente) inferior a otros procedimientos, tales como el procedimiento redox líquido.

55

Un perfeccionamiento del procedimiento Clinsulf, pero no del procedimiento Clinsulf DO, es la utilización por el procedimiento Clinsulf de dos reactores "Clinsulf", es decir, dos reactores que tienen la sección de entrada con un lecho adiabático no enfriado y una segunda sección con un lecho catalítico enfriado. El procedimiento Clinsulf y el reactor Clinsulf son también divulgados, por ejemplo, en DE 44 09 203. Se divulgan otros métodos recientes para el

60 desazufamiento de gases que utilizan esencialmente el procedimiento Claus, por ejemplo, en WO 2010/040495 WO 2011/005638 o DE 100 64 008.

Aunque el procedimiento Claus es muy ampliamente utilizado en la industria, existen varias situaciones en las que el procedimiento Claus no constituye una opción adecuada. En primer lugar, un procedimiento Claus requiere una inversión significativa y está generalmente diseñado para procesar cantidades significativas de gas que contiene

65 azufre. Para pequeñas operaciones, por ejemplo, pequeñas fuentes de gas natural, la instalación de un

procedimiento Claus normalmente no resulta económica. Además, el procedimiento Claus no puede ser usado para el desazufamiento de gases procedentes de plantas químicas, tal como el desazufamiento del hidrógeno gaseoso que ha sido utilizado para la hidrogenación de gases que contienen azufre y que, por lo tanto, está contaminado con sulfuro de hidrógeno. Dichos gases no pueden ser desazufrados por el procedimiento Claus, ya que dichos gases reaccionarían y esencialmente se quemarían en el horno Claus. Se ha sugerido el procedimiento Clinsulf DO con un reactor para el desazufamiento del biogás, pero generalmente era aceptado que este procedimiento no podría ser usado con gases que contienen hidrógeno, ya que se pensaba que el hidrógeno reaccionaría con el catalizador contenido en el reactor de oxidación directa. Nunca se propuso el procedimiento Clinsulf que utiliza dos reactores, por lo tanto, para nada salvo como parte del procedimiento Claus utilizando un horno Claus.

Para el desazufamiento de gases H_2S pobres (es decir, gases que no dan lugar a una llama estable en un horno Claus), se usan otros métodos en la industria, tales como un procedimiento redox líquido. En este procedimiento, se oxida el sulfuro de hidrógeno en un sistema acuoso a una temperatura de aproximadamente $50\text{ }^\circ\text{C}$ usando un catalizador adecuado, generalmente un catalizador de hierro quelado. Aunque el procedimiento redox líquido es muy eficaz en la purificación de gases que contienen sulfuro de hidrógeno, la disponibilidad operativa de este método normalmente no es mayor de aproximadamente el 80 % al año, ya que el bloqueo de partes del aparato y de los conductos es inherente al sistema. Esto es el resultado del hecho de que necesariamente son prevalentes tres fases en el sistema: El gas de alimentación y el aire de oxidación son gaseosos, el solvente es líquido y el azufre producido es sólido. Otro problema es la formación de espuma, que requiere el uso de agentes antiespumantes. Los agentes antiespumantes en la solución de lavado optimizada para la reducción de la espuma en el recipiente de reoxidación dan lugar a formación de espuma en otras etapas del procedimiento, por ejemplo, en la torre de lavado. Otro problema es que el azufre obtenido con el procedimiento redox líquido está muy frecuentemente decolorado, a veces incluso negro. El azufre decolorado no puede ser vendido, por lo que los ingresos procedentes del procedimiento son bajos o incluso negativos, ya que el azufre obtenido tiene que ser desechado, lo cual supone un coste adicional de dinero. Además, el procedimiento es bastante caro debido al consumo de productos químicos, en particular del agente quelante.

Por lo tanto, la industria necesita un procedimiento fiable con una elevada disponibilidad operativa y barato de funcionamiento que pueda ser utilizado para el desazufamiento de gases cuando un procedimiento Claus no resulta económico o no puede ser empleado por razones técnicas o químicas. El procedimiento debe proporcionar una muy elevada eficacia de desazufamiento, de más del 99 %.

Se resuelve este problema mediante un procedimiento para la eliminación de sulfuro de hidrógeno de una corriente gaseosa que contiene sulfuro de hidrógeno por oxidación directa catalítica, consistiendo dicho procedimiento en

a) mezclar una corriente gaseosa que contiene sulfuro de hidrógeno con un gas que contiene oxígeno para obtener una corriente gaseosa que contiene tanto sulfuro de hidrógeno como oxígeno;

b) transferir la corriente gaseosa que contiene tanto sulfuro de hidrógeno como oxígeno a una primera sección de un primer reactor, donde la primera sección contiene un lecho adiabático no enfriado que contiene un primer catalizador que cataliza la oxidación del sulfuro de hidrógeno con oxígeno y la oxidación del sulfuro de hidrógeno con dióxido de azufre, donde la temperatura del lecho adiabático es T_1 ;

c) transferir la corriente gaseosa de la primera sección del primer reactor a una segunda sección del primer reactor, donde la segunda sección contiene un segundo catalizador que es diferente del primer catalizador, y donde la segunda sección es mantenida a una temperatura T_2 , donde $T_2 \leq T_1$ y T_2 es superior a la temperatura del punto de rocío del azufre elemental y no es superior a $300\text{ }^\circ\text{C}$, mediante lo cual se obtiene una corriente gaseosa empobrecida en sulfuro de hidrógeno;

d) transferir la corriente gaseosa empobrecida en sulfuro de hidrógeno a un condensador de azufre para obtener una corriente gaseosa empobrecida en azufre;

e) transferir la corriente gaseosa empobrecida en azufre a la primera sección de un segundo reactor, donde la primera sección contiene el mismo catalizador que la primera sección del primer reactor, donde la primera sección del segundo reactor es mantenida a una temperatura por encima del punto de rocío del azufre elemental, de tal forma que, en la primera sección del segundo reactor, no precipita ningún azufre elemental como líquido o como sólido sobre el catalizador;

f) transferir la corriente gaseosa de la primera sección del segundo reactor a la segunda sección del segundo reactor que contiene el mismo catalizador que la segunda sección del primer reactor, y donde la segunda sección es mantenida a una temperatura igual o inferior al punto de rocío del azufre elemental, de tal forma que, en la segunda sección del segundo reactor, precipita azufre elemental como líquido o como sólido sobre el catalizador;

g) retirar la corriente gaseosa desazufrada del segundo reactor, y

h) después de un tiempo definido, cambiar las condiciones de operación del primer reactor y del segundo reactor y cambiar el flujo de gas simultáneamente, de tal forma que el anterior segundo reactor se convierta en el nuevo primer reactor y el anterior primer reactor se convierta en el nuevo segundo reactor,

5 i) donde la corriente gaseosa que contiene sulfuro de hidrógeno que se introduce en el primer reactor no ha sido previamente sometida a la etapa de combustión de un procedimiento Claus.

10 En esta memoria descriptiva, con frecuencia se hace referencia a una "temperatura en la primera sección" de un reactor o a una "temperatura en la segunda sección" de un reactor o a una temperatura que se mantiene en un cierto valor en una sección de un reactor. Hay que entender que el gas que entra en una sección de un reactor no tiene necesariamente la temperatura indicada. En lugar de ello, la temperatura en la primera sección de un reactor se define como la temperatura de la mezcla gaseosa que deja la primera sección de este reactor, y la temperatura en la segunda sección de un reactor se define como la temperatura de la mezcla gaseosa que deja la segunda sección de este reactor. Esto mismo es aplicable si una cierta temperatura se "mantiene" en una sección de un reactor. La temperatura es normalmente tomada inmediatamente corriente abajo de la correspondiente sección del reactor y preferiblemente lo más cerca posible de la salida de la sección.

15 Los inventores de la presente invención vieron que se puede utilizar un procedimiento similar al procedimiento Clinsulf, que utiliza dos así llamados reactores "Clinsulf", para la oxidación directa de gases que contienen sulfuro de hidrógeno sin emplear un procedimiento Claus completo, y en particular sin someter primeramente la corriente gaseosa a un horno Claus. El anterior procedimiento puede ser también utilizado para el desazufamiento de gases que contienen hidrógeno e incluso para el desazufamiento de gases que consisten esencialmente en hidrógeno. Inesperadamente, el hidrógeno ciertamente reacciona sólo en un grado insignificante con oxígeno o azufre en las condiciones operativas, especialmente con las temperaturas empleadas en el procedimiento de la presente invención.

20 Aunque en un procedimiento Claus convencional para el que se desarrolló el procedimiento Clinsulf en el horno Claus la mayor parte del sulfuro de hidrógeno se oxida a azufre y dióxido de azufre y en la etapa posterior de oxidación el resto del sulfuro de hidrógeno reacciona entonces con dióxido de azufre a azufre y agua, en el procedimiento de la presente invención no se usa ningún horno Claus. En lugar de ello, se mezcla el gas que contiene sulfuro de hidrógeno con un gas que contiene oxígeno (tal como aire) y se transfiere entonces a la primera sección de un primer reactor. Esta primera sección del primer reactor contiene un lecho de catalizador y no contiene ningún intercambiador de calor y es operada como un lecho adiabático sin enfriamiento. Aquí, se mantiene la temperatura a una temperatura T_1 que normalmente no es superior a 300 °C, y a esta temperatura el sulfuro de hidrógeno puede reaccionar selectivamente con oxígeno en presencia del catalizador contenido en el lecho adiabático. Preferiblemente, $180\text{ °C} \leq T_1 \leq 300\text{ °C}$. Por lo tanto, contrariamente a un procedimiento Claus habitual, donde tienen lugar muchas reacciones colaterales en el horno Claus, en el procedimiento de la presente invención la reacción

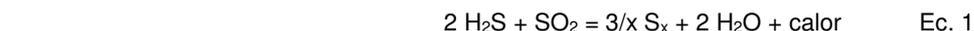


tiene lugar muy selectivamente.

X en esta ecuación es 2, 4, 6, 7 o 8 y corresponde a las diferentes modificaciones del azufre elemental.

45 En esta reacción, una parte del sulfuro de hidrógeno puede oxidarse a dióxido de azufre como en el horno Claus.

Después de tener lugar la reacción en el lecho adiabático, se transfiere entonces la corriente gaseosa que contiene el resto del sulfuro de hidrógeno + azufre elemental + agua + dióxido de azufre a la segunda sección del primer reactor. En la segunda sección del primer reactor está presente un catalizador diferente al de la primera sección que cataliza sólo la reacción de Claus:



La segunda sección del primer reactor contiene medios para calentar o enfriar el gas (un intercambiador de calor). Se mantiene la temperatura de la segunda sección del primer reactor a una temperatura T_2 , que no es superior, y preferiblemente es inferior, a T_1 . T_2 es preferiblemente inferior a 300 °C, pero es superior al punto de rocío del azufre. En la segunda sección del primer reactor, se produce la reacción de la Ec. 1 de Claus:



Esta reacción es una reacción en equilibrio, y el equilibrio cambia hacia el lado del azufre elemental cuanto más baja es la temperatura. Se mantiene la temperatura de la segunda sección del primer reactor por encima del punto de rocío del azufre elemental y, por lo tanto, el equilibrio no cambia suficientemente hacia el lado del azufre elemental, sino que el azufre se mantiene en forma gaseosa y por ello no contamina el catalizador. Se pasa entonces esta mezcla gaseosa que contiene el azufre elemental, pero también las aún menores cantidades de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre, a un condensador de azufre (un condensador de azufre es bien conocido en la técnica y se usa

en todos los procedimientos Claus; se puede usar un condensador de azufre estándar según la presente invención), y en este condensador de azufre, como es conocido en la técnica, la temperatura disminuye y se recupera azufre elemental de la corriente gaseosa.

5 Se pasa luego la corriente gaseosa así empobrecida en azufre, pero que aún contiene cantidades residuales de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre, al segundo reactor y allí a la primera sección del segundo reactor. El segundo reactor es idéntico al primer reactor, es decir, que el segundo reactor también contiene dos secciones, la primera sección permanece adiabática, la segunda sección tiene medios para calentar y enfriar la mezcla gaseosa (intercambiadores de calor) y ambas secciones contienen un lecho de catalizador. Sin embargo, la segunda sección
10 del segundo reactor es operada a una temperatura que está por debajo del punto de rocío del azufre elemental, y la temperatura puede incluso estar por debajo de la temperatura a la que el azufre se vuelve sólido. Es necesario que ambas secciones del segundo reactor sean operadas a diferentes temperaturas, por encima del punto de rocío en la primera sección y al punto de rocío del azufre o por debajo de él en la segunda sección. El operar la segunda sección del segundo reactor a una temperatura tan baja tiene la ventaja de que el equilibrio químico de la reacción
15 de Claus:



cambia hacia el lado del azufre elemental, reduciendo así significativamente el resto de los compuestos de azufre y especialmente el sulfuro de hidrógeno. El "inconveniente" de operar el segundo reactor a una temperatura tan baja es, por supuesto, que el azufre líquido o sólido se deposita sobre el catalizador y se acumula. A lo largo del tiempo, esto da lugar a una desactivación del catalizador. El gas que abandona el segundo reactor está esencialmente libre de sulfuro de hidrógeno y puede ser posteriormente usado o procesado.

25 Después de algún tiempo de operación, el catalizador del segundo reactor está contaminado por azufre elemental líquido y/o sólido hasta tal punto que ya no puede catalizar suficientemente la reacción:



30 En esta etapa del procedimiento, cambian las condiciones operativas entre el primer reactor y el segundo reactor y también cambia el flujo de gas. Así, ahora la primera sección del anterior segundo reactor es operada a la temperatura T_1 y la segunda sección del anterior segundo reactor es operada a la temperatura T_2 . También cambian las corrientes gaseosas, de tal forma que la corriente gaseosa que se ha de desazufar es ahora transferida a la primera sección del anterior segundo reactor. Por consiguiente, el anterior primer reactor es ahora operado a las
35 temperaturas del anterior segundo reactor y, por lo tanto, actúa del mismo modo que el anterior segundo reactor. Esencialmente, cambiando las condiciones operativas y el flujo de gas, el anterior segundo reactor se convierte ahora en el primer reactor, y el anterior primer reactor se convierte ahora en el segundo reactor. El azufre elemental depositado sobre el catalizador en el anterior segundo reactor se desorbe a las nuevas temperaturas de operación y abandona el anterior segundo reactor esencialmente con la corriente gaseosa que se transfiere al condensador de
40 azufre.

Se repite el cambio cuando el catalizador en el "nuevo" segundo reactor se inactiva por el azufre depositado.

45 Se recupera todo el azufre elemental en la etapa b) del procedimiento reivindicado en el condensador de azufre convencional, y éste tiene una excelente calidad, que resulta adecuada con fines comerciales. Sólo es necesario un condensador de azufre para la totalidad del procedimiento.

En el procedimiento de la presente invención, se pueden usar principalmente catalizadores conocidos que catalizan la reacción de Claus:



y la reacción



La primera sección del primer y segundo reactor contiene un catalizador que cataliza las dos reacciones anteriores. Se prefiere el dióxido de titanio como catalizador, pero también se pueden usar otros catalizadores habituales, en particular cobalto molibdeno o níquel molibdeno. Otro catalizador adecuado para la primera sección de los dos
60 reactores es el hierro, pero se consiguen mejores resultados con dióxido de titanio, cobalto molibdeno y níquel molibdeno, en particular con dióxido de titanio. Son ejemplos de catalizadores adecuados los productos "S 7001" de Eurosupport (Amersfoort, Países Bajos) y "CRS 31" de la compañía AXENS (París, Francia). También se pueden usar otros catalizadores selectivos de la oxidación directa, como "Selectox" de Worley Parsons o Superclaus de Jacobs Comprimo.

65

La segunda reacción de ambos reactores contiene un catalizador de Claus selectivo que sólo cataliza la reacción



5 Se puede usar cualquier catalizador de Claus conocido, tal como Al_2O_3 . Un producto comercial típico sería CR3S de la compañía AXENS.

10 Aunque es principalmente posible enfriar los reactores del procedimiento de la presente invención con serpentines calentadores y enfriadores, o también mediante intercambiadores de calor de tubo recto o de tubo en U, preferiblemente se efectúa el calentamiento y el enfriamiento de la segunda sección de los dos reactores usados en el procedimiento de la presente invención mediante la tecnología de termoplacas. Es, por supuesto, también posible combinar, por ejemplo, la tecnología de tubos en U con la tecnología de termoplacas y utilizar tubos en U en un reactor y termoplacas en otro reactor. Preferiblemente, ambos reactores son idénticos y son atemperados por el mismo sistema. Más preferiblemente, los reactores son completamente atemperados mediante la tecnología de termoplacas.

15 Se divulgan reactores con termoplacas, por ejemplo, en DE 101 08 380, y el contenido de esta solicitud es incluido en el presente documento como referencia en cuanto a la descripción y el uso de termoplacas y reactores con dichas termoplacas. También se usa la tecnología de termoplacas en los reactores divulgados, por ejemplo, en EP 1.621.250. En los reactores, las termoplacas normalmente se combinan en paquetes y los paquetes normalmente se combinan en módulos. El catalizador se localiza entre las termoplacas.

20 Las termoplacas pueden estar contenidas en el reactor horizontal o verticalmente. La altura de las termoplacas se define por la altura del catalizador en la segunda reacción de ambos reactores. En los reactores, las termoplacas preferiblemente no están completamente adaptadas a la carcasa cilíndrica del reactor, con objeto de obtener una temperatura más constante de las placas de enfriamiento y, por lo tanto, una mayor selectividad del catalizador. Por supuesto, es posible adaptar las termoplacas completamente a la pared del reactor; sin embargo, esto reduce la selectividad del catalizador, ya que es muy difícil asegurar igual flujo de medio refrigerante, por ejemplo, el agua de alimentación de la caldera, a través de placas de tamaño ampliamente diferente.

25 El procedimiento de cambio de los gases entre el primer y el segundo reactor puede ser realizado por distribuidores habituales y conocidos. Se divulgan y describen dispositivos preferidos para efectuar el proceso de cambio en DE 10 2010 034 070, cuyo contenido es incluido en el presente documento a modo de referencia. Un distribuidor preferido comprende una carcasa con al menos una primera, una segunda, una tercera y una cuarta abertura y un elemento de barrera, donde se dispone de al menos dos espacios en la carcasa entre el elemento de barrera y la carcasa y el elemento de barrera puede girar alrededor de un eje de rotación entre una primera posición y una segunda posición, de tal forma que en la primera y en la segunda posición existe una conexión de fluido entre al menos dos aberturas de la carcasa y uno de los espacios, de forma que uno de los espacios proporciona una conexión de fluido entre las dos aberturas de la carcasa. En una realización particularmente preferida de la presente invención, al menos uno de los espacios contiene al menos un elemento de guía entre el elemento de barrera y la carcasa.

30 La temperatura en la primera sección del primer reactor es lo suficientemente alta como para permitir la reacción catalítica entre sulfuro de hidrógeno y oxígeno, y esta temperatura es preferiblemente de al menos 180 °C y no más de 300 °C. La temperatura no debe ser tan alta que el catalizador pierda selectividad o pueda incluso desactivarse, y, por lo tanto, la mayor temperatura posible depende del catalizador utilizado. Preferiblemente, el catalizador usado en el procedimiento de la presente invención es dióxido de titanio, que se desactiva sólo a temperaturas muy elevadas y puede ser usado a temperaturas de hasta 400 °C, y durante un tiempo limitado incluso superiores a 400 °C. Sin embargo, incluso el dióxido de titanio pierde significativamente selectividad por encima de 300 °C. Preferiblemente, la temperatura en la primera sección del primer reactor es de 180 a 300 °C, más preferiblemente de entre 190 y 260 °C.

35 La temperatura en la segunda sección del primer reactor no es superior, y es preferiblemente inferior, a la de la primera sección. Es ventajoso que la temperatura sea lo más baja posible con objeto de cambiar el equilibrio químico de la reacción de Claus



40 en la dirección del azufre elemental. Sin embargo, para evitar la deposición de azufre sobre el catalizador y, por lo tanto, la desactivación del catalizador, la temperatura está por encima del punto de rocío del azufre. El punto de rocío del azufre elemental depende de la concentración del azufre elemental en el gas, y la temperatura en la segunda sección del primer reactor es preferiblemente sólo ligeramente superior al punto de rocío del azufre. Preferiblemente, la temperatura en la segunda sección del primer reactor es inferior a 240 °C. Más preferiblemente, la temperatura en la segunda sección del primer reactor es de 10 °C a 20 °C superior al punto de rocío del azufre.

45 La temperatura en la primera sección y en la segunda sección del segundo reactor debe ser diferente. Para una reacción rápida, la temperatura en la primera sección debe ser de 160 a 260 °C, preferiblemente de 180 a 220 °C.

Con objeto de cambiar el equilibrio de la reacción de Claus según se ha indicado anteriormente hacia el lado del azufre elemental, la temperatura en la segunda sección debe ser lo más baja posible e igual o inferior al punto de rocío del azufre elemental. Sin embargo, se ha de considerar que, a menores temperaturas, la velocidad de reacción disminuye (como regla empírica, la reducción de la temperatura en 10 °C reduce a la mitad la velocidad de reacción), y además la temperatura debe estar por encima del punto de rocío del agua, que en el gas del proceso es normalmente de 50 °C a 75 °C. El punto de rocío del azufre elemental disminuye con la concentración de azufre en el gas. Como el azufre se adsorbe en la segunda sección del segundo reactor, el punto de rocío del azufre disminuye durante el paso del gas a través de la segunda sección del segundo reactor. Considerando que a la salida de la segunda sección del segundo reactor la concentración de azufre es muy baja, en esa parte del segundo reactor el punto de rocío del azufre elemental es de aproximadamente 125 °C. Así, preferiblemente, la temperatura en la segunda sección del segundo reactor es normalmente de entre 80 y 125 °C, preferiblemente de 90 a 120 °C.

El procedimiento de la presente invención es particularmente adecuado en todas las situaciones en las que un procedimiento Claus no es económicamente ventajoso o no puede ser usado por razones técnicas. Una situación típica en la que se puede usar el procedimiento de la presente solicitud es el desazuframiento del gas natural procedente de pequeñas fuentes de gas natural, en donde un procedimiento Claus completo no resultaría económico. Además, el procedimiento puede ser ventajosamente utilizado para el desazuframiento de biogás y otros gases que contienen hidrocarburos, ya que los hidrocarburos no reaccionan sobre los catalizadores propuestos para la oxidación del H₂S, como lo harían en un horno Claus.

Sin embargo, el procedimiento de la presente solicitud ha resultado ser particularmente útil para el desazuframiento de gases que contienen hidrógeno. Se pensaba en la técnica anterior que los catalizadores usados para catalizar la reacción:



facilitarían la reacción del hidrógeno con oxígeno o azufre. Por lo tanto, no se consideró en la técnica que fuera posible una oxidación directa de una corriente gaseosa que contiene hidrógeno gaseoso para eliminar sulfuro de hidrógeno. Dichos gases tampoco pueden ser sometidos al procedimiento Claus convencional, porque el hidrógeno se quemaría para formar vapor de agua en el horno Claus.

Los inventores del procedimiento de la presente invención han visto ahora sorprendentemente que, en las condiciones de operación del procedimiento de la invención, los catalizadores de los dos reactores no catalizan la reacción de hidrógeno a agua o sulfuro de hidrógeno y que, por lo tanto, el procedimiento reivindicado puede ser también utilizado para el desazuframiento de gases que contienen hidrógeno, en particular de gases que contienen más de un 10 % de hidrógeno, preferiblemente de gases que contienen más de un 30 % de hidrógeno, más preferiblemente de gases que contienen un 60 % de hidrógeno o más, incluso más preferiblemente de gases que contienen un 80 % de hidrógeno o más, tal como un 90 % de hidrógeno o más, por ejemplo corrientes gaseosas que consisten esencialmente en hidrógeno y contaminantes habituales, tales como el sulfuro de hidrógeno que ha de ser eliminado.

Dichos gases de hidrógeno que contienen sulfuro de hidrógeno se producen, por ejemplo, en plantas químicas, donde el azufre es hidrogenado a sulfuro de hidrógeno y el gas evacuado consiste esencialmente en hidrógeno, pero contiene cantidades significativas de sulfuro de hidrógeno como contaminante. Es necesario eliminar el sulfuro de hidrógeno del gas evacuado y, por lo tanto, purificar el hidrógeno gaseoso para posterior uso.

El procedimiento es preferiblemente utilizado en gases que contienen, además de sulfuro de hidrógeno, también hidrocarburos de hasta seis átomos de carbono (tales como el biogás, que contiene aproximadamente un 60 % en volumen de metano), hidrocarburos insaturados en una cantidad de hasta un 1 % en volumen, preferiblemente de hasta un 0,1 % en volumen, e hidrógeno gaseoso en una cantidad de hasta un 100 % en volumen. El procedimiento de la presente invención es particularmente adecuado para el desazuframiento de corrientes gaseosas que contienen una baja concentración de sulfuro de hidrógeno, tal como un 4 % en volumen de sulfuro de hidrógeno o menos, por ejemplo de un 0,5 a un 4 % en volumen de sulfuro de hidrógeno, preferiblemente de un 1 a un 4 % en volumen de sulfuro de hidrógeno, tal como de un 1 a un 3 % en volumen de sulfuro de hidrógeno. Sin embargo, es también posible usar el procedimiento de la presente invención para el desazuframiento de corrientes gaseosas que contienen mayores cantidades de sulfuro de hidrógeno, por ejemplo, de un 3 % en volumen a un 100 % en volumen, preferiblemente de un 3 % en volumen a un 15 % en volumen. Si la concentración de sulfuro de hidrógeno en la corriente gaseosa que se ha de purificar es superior al 3 % en volumen, preferiblemente superior al 4 % en volumen, las temperaturas en los reactores podrían ser difíciles de controlar. En este caso, puede ser preferible reciclar una parte del gas producido con objeto de reducir la temperatura en los reactores. A continuación, se describirá esta técnica.

Como se ha explicado anteriormente, si el contenido en sulfuro de hidrógeno en el gas que se ha de desazufrar es demasiado elevado, por ejemplo, más de un 3 % en volumen, en particular un 4 % en volumen o más, se pueden producir altas temperaturas que podrían reducir la selectividad y desactivar o destruir el catalizador y que son difíciles de controlar. En tal situación, se prefiere reciclar una parte del gas producido hacia la mezcla gaseosa que

entra en el primer reactor o distribuir gas que contiene oxígeno (en particular aire) entre los dos reactores. Por supuesto, es también posible combinar el reciclado de una parte del gas producido y la adición de gas que contiene oxígeno a ambos reactores. Con estas medidas, se puede controlar la temperatura máxima que se puede alcanzar en ambos reactores.

5 En la realización antes descrita en la que se recicla una parte del gas producido hacia la mezcla gaseosa que entra en el primer reactor, el gas reciclado tiene la función de diluir la mezcla gaseosa que entra en el primer reactor. Mediante esta dilución, se reduce la concentración del sulfuro de hidrógeno y, en consecuencia, también se reduce la temperatura en la primera sección del reactor.

10 En la realización antes descrita en la que se distribuye el gas que contiene oxígeno entre la primera sección del primer reactor y la primera sección del segundo reactor, una parte del sulfuro de hidrógeno original reacciona con el oxígeno en la primera sección del primer reactor y una parte del sulfuro de hidrógeno original reacciona con el oxígeno en la primera sección del segundo reactor. Esto también reduce la temperatura máxima que puede producirse en la primera sección de cada reactor.

15 En una realización preferida, las termoplacas están dispuestas horizontalmente en los reactores utilizados en el procedimiento de la presente invención. Con dicha disposición horizontal de las termoplacas, todas las termoplacas pueden ser exactamente iguales, lo que permite un enfriamiento eficaz de las termoplacas, y el enfriamiento de cada termoplaca es idéntico. Se prefiere esta realización.

20 Es también posible usar una disposición vertical de las termoplacas en el reactor, y la ventaja de dicha disposición vertical es que se puede utilizar de manera óptima el espacio del reactor (normalmente cilíndrico). Sin embargo, si las termoplacas están dispuestas verticalmente y adaptadas a la forma externa del reactor (cilíndrico), las placas no son todas del mismo tamaño y el enfriamiento de las placas no es igual, lo que da lugar a una menor selectividad de la reacción. Es también posible cuando se utilizan termoplacas que están verticalmente dispuestas no adaptar completamente las termoplacas a la pared cilíndrica del reactor, lo que permite un enfriamiento más igual de las termoplacas, de tal forma que las superficies de las termoplacas que transfieren el calor de la reacción tienen esencialmente la misma temperatura.

25 Con una disposición vertical de termoplacas en los reactores, donde las termoplacas están (parcialmente) adaptadas a la forma cilíndrica de los reactores, se prefiere utilizar líneas de suministro y líneas de descarga de diferente tamaño para las termoplacas, de tal forma que la pérdida de presión en las líneas de suministro y las líneas de descarga de las termoplacas y durante el paso del agente refrigerante a través de las termoplacas en termoplacas de diferente tamaño es esencialmente la misma.

30 Además, se prefiere en el caso de termoplacas verticalmente dispuestas mejorar la refrigeración usando termoplacas que tienen soldaduras laterales, de tal forma que se dirige el agente refrigerante dentro de las termoplacas para aumentar la longitud del trayecto del agente refrigerante en las termoplacas. Esto hace posible controlar la pérdida de presión en termoplacas de diferente tamaño. Dichas termoplacas son divulgadas, por ejemplo, en WO 2009/095221, por ejemplo, en las figuras 6 y 7, y este documento es incluido en el presente documento como referencia en tanto que se divulgan dichas termoplacas.

35 El procedimiento de la presente invención es preferiblemente utilizado para el desazuframiento de corrientes gaseosas que tienen una mayor presión, por ejemplo, para el gas natural de pequeñas fuentes de gas, donde se debe llevar a cabo el desazuframiento directamente en la fuente de gas. Ciertamente, con una mayor presión aumenta la eficacia del desazuframiento. A mayor presión, las temperaturas deben ser, por supuesto, ajustadas, ya que el punto de rocío del azufre depende de la presión del gas. El procedimiento de la presente invención es particularmente adecuado para el desazuframiento de corrientes gaseosas que tienen una presión de 1 vara a 70 vara, preferiblemente de 2 vara a 20 vara (vara = bar absoluto).

40 En lo que viene a continuación, la presente invención será explicada con más detalle en relación a las figuras.

55 La Figura 1 muestra esquemáticamente un procedimiento preferido de la presente invención.

La Figura 2 también muestra un procedimiento preferido de la presente invención, el cual es particularmente útil para el desazuframiento de gases que contienen grandes cantidades de sulfuro de hidrógeno.

60 La Figura 3 muestra un distribuidor preferido para uso en el procedimiento de la presente invención.

La Figura 4 muestra esquemáticamente un reactor para uso en el procedimiento de la presente invención, que contiene termoplacas que están horizontalmente dispuestas.

65 La Figura 5 muestra esquemáticamente la disposición de termoplacas en un reactor vertical.

El procedimiento mostrado en la figura 1 es particularmente adecuado si la corriente gaseosa que debe ser

desazufrada contiene bajas cantidades de sulfuro de hidrógeno, tal como un 3 % en volumen de sulfuro de hidrógeno o inferior.

La corriente gaseosa 1 que ha de ser desazufrada, por ejemplo, biogás, es transferida al dispositivo 5 para precalentar la corriente gaseosa. El dispositivo 5 es calentado mediante un agente calefactor que entra en 6 y sale en 7. Después del precalentamiento de la corriente gaseosa, se mezcla ésta con un gas que contiene oxígeno 2, tal como aire, que ha sido comprimido en el compresor 4. Se transfiere entonces la corriente gaseosa que contiene el sulfuro de hidrógeno y el oxígeno al distribuidor 10, que conduce la corriente gaseosa a la primera sección 8 del primer reactor 20 que contiene un catalizador y que es operado como un lecho adiabático sin enfriamiento. Desde la primera sección 8 del primer reactor 20, la corriente gaseosa pasa a la segunda sección 9 del primer reactor 20, que también contiene un catalizador y un intercambiador de calor, y aquí se controla la reacción por encima de la temperatura del punto de rocío del azufre elemental. Desde la segunda sección 9 del primer reactor 20, la corriente gaseosa es conducida al distribuidor 11 y desde el distribuidor 11 al condensador y separador de azufre 30 (que se enfría mediante un agente refrigerante que entra en 13 y sale en 14) y al separador de azufre 15, que trabaja junto con el pozo de azufre 19. El pozo de azufre 19 contiene un dispositivo calentador del pozo de azufre 27 con conducciones 25 y 26 para calentar el dispositivo calentador del pozo de azufre 27. El pozo de azufre 19 contiene además una bomba de carga de azufre 28, y se obtiene el azufre limpio en 29. El gas empobrecido en azufre es conducido entonces desde el separador de azufre 15 hasta el dispositivo calentador 16, que es alimentado con fluido de calentamiento 17, que sale en 18, y aquí el gas es calentado de nuevo. Desde el dispositivo de calentamiento 16, la corriente gaseosa es luego conducida al distribuidor 10 y a través del distribuidor 10 a la primera sección 22 del segundo reactor 21 y desde aquí a la segunda sección 23 del segundo reactor 21, que son esencialmente idénticas a las correspondientes secciones del primer reactor 20, pero que se operan a temperaturas más bajas (por debajo del punto de rocío del azufre elemental en la segunda sección enfriada). Los dispositivo de calentamiento y enfriamiento de los reactores 20 y 21 no están mostrados en la figura 1.

Desde la segunda sección 23 del segundo reactor 21, la corriente gaseosa es luego de nuevo conducida al distribuidor 11 y del distribuidor 11 a la salida 3, donde se recoge el gas purificado, por ejemplo el biogás purificado.

Después de un tiempo definido (cuando se ha depositado tanto azufre sobre el catalizador en la segunda sección del segundo reactor que la actividad catalítica disminuye hasta un grado inaceptable), se cambian las condiciones operativas (perfil de temperatura) del primer reactor 20 y del segundo reactor 21. Además, se cambian los distribuidores 10 y 11 de tal forma que la corriente gaseosa entrante que contiene el gas no purificado que alcanza el distribuidor 10 es ahora primeramente conducida al segundo reactor 21, el gas que sale del segundo reactor 21 es entonces conducido por el distribuidor 11 a los dispositivos separadores de azufre 30 y 15, el dispositivo precalentador 16 y el distribuidor 10 al primer reactor 20, y, después de dejar el primer reactor 20, el gas es conducido a través del distribuidor 11 y mediante el distribuidor 11 a la salida 3 del proceso.

El dispositivo mostrado en la figura 2 se corresponde esencialmente con el dispositivo mostrado en la figura 1; sin embargo, el dispositivo mostrado en la figura 2 es particularmente adecuado para el desazufamiento de corrientes gaseosas que contienen grandes cantidades de sulfuro de hidrógeno, tales como más de un 3 % en volumen de sulfuro de hidrógeno. En el procedimiento mostrado en la figura 2, la diferencia importante con el procedimiento de la Fig. 1 es la presencia del insuflador de gas 31, que comprime parte del gas del proceso y combina este gas del proceso comprimido como gas de reciclaje con la corriente gaseosa que entra en 1.

Esto da lugar a un mejor control de la temperatura, en particular de la primera sección 8 del primer reactor 20. En esencia, reciclando una parte del gas producido al proceso, se reduce la concentración de sulfuro de hidrógeno en el gas entrante. Además, se reduce la temperatura de la corriente gaseosa entrante. El dispositivo de calentamiento 5 puede actuar también como dispositivo de enfriamiento si la corriente gaseosa entrante está demasiado caliente.

La figura 3 muestra un distribuidor preferido 10 y 11 para uso en el procedimiento de la invención. El distribuidor contiene cuatro aberturas 101, 102, 103 y 104, un elemento de barrera 105 y una carcasa 106, de tal forma que el elemento de barrera 105 y la carcasa 106 definen dos espacios 108 y 109. Cada uno de esos dos espacios conecta dos de las cuatro aberturas. Con la posición del elemento de barrera 105 mostrado en la figura 3, la abertura 102 se conecta por el espacio 108 con la abertura 101, y la abertura 103 se conecta por el espacio 109 con la abertura 104. Si se cambia el distribuidor, es decir, si se gira el elemento de barrera en 90°, el espacio 108 conecta la abertura 102 con la abertura 103, y el espacio 109 conecta la abertura 101 con la abertura 104. En la realización particularmente preferida mostrada en la figura 3, el distribuidor también contiene elementos de guía 110. La presencia de estos elementos de guía reduce el espacio muerto, y en particular reduce la resistencia a los fluidos del distribuidor. Este distribuidor combina las ventajas de practicabilidad independiente de la temperatura, una gran disponibilidad operacional y minimización del espacio muerto y una baja pérdida de presión.

La figura 4 muestra esquemáticamente un reactor preferido para uso como primer o segundo reactor, preferiblemente como primer y segundo reactor, en el procedimiento de la presente invención. El reactor contiene termoplacas 41 que están horizontalmente alineadas formando módulos, y se pueden ver los dos módulos del reactor, el módulo 201 y el módulo 202.

La figura 5 muestra esquemáticamente la disposición de termoplacas en un reactor vertical. La pared externa cilíndrica 40 abarca las termoplacas 41 y los espacios vacíos 42. Las termoplacas 41 están parcialmente ajustadas a la pared cilíndrica 40. El catalizador está entre las termoplacas 41.

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la eliminación por oxidación directa catalítica de sulfuro de hidrógeno de una corriente gaseosa (1) que contiene sulfuro de hidrógeno, consistiendo dicho procedimiento en

- a) mezclar una corriente gaseosa (1) que contiene sulfuro de hidrógeno con un gas que contiene oxígeno (2) para obtener una corriente gaseosa que contiene tanto sulfuro de hidrógeno como oxígeno;
- b) transferir la corriente gaseosa que contiene tanto sulfuro de hidrógeno como oxígeno a una primera sección (8) de un primer reactor (20), donde dicha primera sección (8) contiene un lecho adiabático no enfriado que contiene un primer catalizador que cataliza la oxidación del sulfuro de hidrógeno con oxígeno y la oxidación del sulfuro de hidrógeno con dióxido de azufre, donde la temperatura del lecho adiabático es T_1 ;
- c) transferir la corriente gaseosa de la primera sección (8) del primer reactor (20) a una segunda sección (9) del primer reactor (20), donde dicha segunda sección (9) contiene un segundo catalizador que es diferente del primer catalizador y donde dicha segunda sección (9) es mantenida a una temperatura T_2 , donde $T_2 \leq T_1$ y T_2 es superior a la temperatura del punto de rocío del azufre elemental y no mayor de 300 °C, mediante lo cual se obtiene una corriente gaseosa empobrecida en sulfuro de hidrógeno;
- d) transferir la corriente gaseosa empobrecida en sulfuro de hidrógeno a un condensador de azufre (30) para obtener una corriente gaseosa empobrecida en azufre;
- e) transferir la corriente gaseosa empobrecida en azufre a la primera sección (22) de un segundo reactor (21), donde dicha primera sección (22) contiene el mismo catalizador que la primera sección (8) del primer reactor (20), donde la primera sección (22) del segundo reactor (21) es mantenida a una temperatura que está por encima del punto de rocío del azufre elemental, de tal forma que, en la primera sección (22) del segundo reactor (21) no precipita ningún azufre elemental como líquido o sólido sobre el catalizador;
- f) transferir la corriente gaseosa de la primera sección (22) del segundo reactor (21) a la segunda sección (23) del segundo reactor (21), que contiene el mismo catalizador que la segunda sección (9) del primer reactor (20), y donde dicha segunda sección (23) es mantenida a una temperatura que es igual o inferior al punto de rocío del azufre elemental, de tal forma que, en la segunda sección (23) del segundo reactor (21), precipita azufre elemental como líquido o sólido sobre el catalizador;
- g) retirar la corriente gaseosa desazufrada del segundo reactor (21), y
- h) después de un tiempo definido, cambiar las condiciones de operación del primer reactor (20) y del segundo reactor (21) y cambiar el flujo de gas simultáneamente, de tal forma que el anterior segundo reactor (21) se convierte en el nuevo primer reactor y el anterior primer reactor (20) se convierte en el nuevo segundo reactor,
- i) donde la corriente gaseosa que contiene sulfuro de hidrógeno (1) que se introduce en el primer reactor no ha sido previamente sometida a la etapa de combustión de un procedimiento Claus.

2. Procedimiento según la reivindicación 1, donde el catalizador en la primera sección (8, 22) del primer (20) y del segundo reactor (21) es seleccionado entre óxido de titanio, cobalto molibdeno, níquel molibdeno y hierro.

3. Procedimiento según las reivindicaciones 1 o 2, donde el catalizador en la segunda sección (9, 23) del primer (20) y del segundo reactor (21) es seleccionado entre óxido de aluminio u óxido de aluminio activado, por ejemplo, por adición de Ni.

4. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde el primer reactor (20) y el segundo reactor (21) comprenden termoplacas (41) en la segunda sección (9, 23) del reactor correspondiente (20, 21).

5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la temperatura en la primera sección (22) del segundo reactor (21) es de entre 160 y 260 °C, preferiblemente de entre 180 y 220 °C, y en la segunda sección (23) del segundo reactor (21) es igual o inferior a 125 °C.

6. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la temperatura de la primera sección (8) del primer reactor (20) está en el intervalo de 180 a 300 °C.

7. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la corriente gaseosa que contiene sulfuro de hidrógeno y oxígeno que se transfiere a la primera sección (8) del primer reactor (20) también contiene hidrógeno.

8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la corriente gaseosa que contiene sulfuro de hidrógeno es hidrógeno gaseoso, biogás o un gas que contiene hidrocarburos, cada uno de los anteriores eventualmente en combinación con uno o más de un gas inerte, nitrógeno y dióxido de carbono.

9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la corriente gaseosa (1) que contiene sulfuro de hidrógeno contiene hasta un 4 % en volumen de sulfuro de hidrógeno.

10. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, donde la corriente gaseosa (1) que contiene sulfuro de hidrógeno contiene de un 3 % en volumen a un 100 % en volumen, preferiblemente de un 3 % en volumen a un 15 % en volumen, de sulfuro de hidrógeno.

11. Procedimiento según la reivindicación 10, donde parte de la corriente gaseosa desazufrada de la etapa g) es reciclada a la primera sección (8) del primer reactor (20).

5 12. Procedimiento según las reivindicaciones 10 u 11, donde se introduce un gas que contiene oxígeno (2) tanto en el primer reactor (20) como en el segundo reactor (21).

10 13. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la corriente gaseosa que contiene sulfuro de hidrógeno y oxígeno que se introduce en el primer reactor (20) tiene una presión de 1 bar absoluto a 70 bares absolutos, preferiblemente de 2 bares absolutos a 20 bares absolutos.

15 14. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde el cambio de los flujos de gas en la etapa h) es efectuado mediante un distribuidor (10, 11), que comprende una carcasa (106) con al menos una primera (101), una segunda (102), una tercera (103) y una cuarta (104) aberturas y un elemento de barrera (105), donde al menos dos espacios (108, 109) están dispuestos dentro de la carcasa (106) entre el elemento de barrera (105) y la carcasa (106), y el elemento de barrera (105) puede girar alrededor de un eje de rotación entre una primera posición y una segunda posición, de tal forma que en la primera y en la segunda posiciones existe una conexión de fluido entre al menos dos aberturas (101, 102, 103, 104) de la carcasa (106) y uno de los espacios (108, 109), de tal forma que uno de los espacios (108, 109) proporciona una conexión de fluido entre las dos aberturas (101, 102, 103, 104) de la carcasa (106), y donde al menos uno de los espacios (108, 109) contiene al menos un elemento de guía (110) entre el elemento de barrera (105) y la carcasa (106).

20 15. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, donde la eficacia de la recuperación de azufre es de al menos el 99 %.

Figura 1

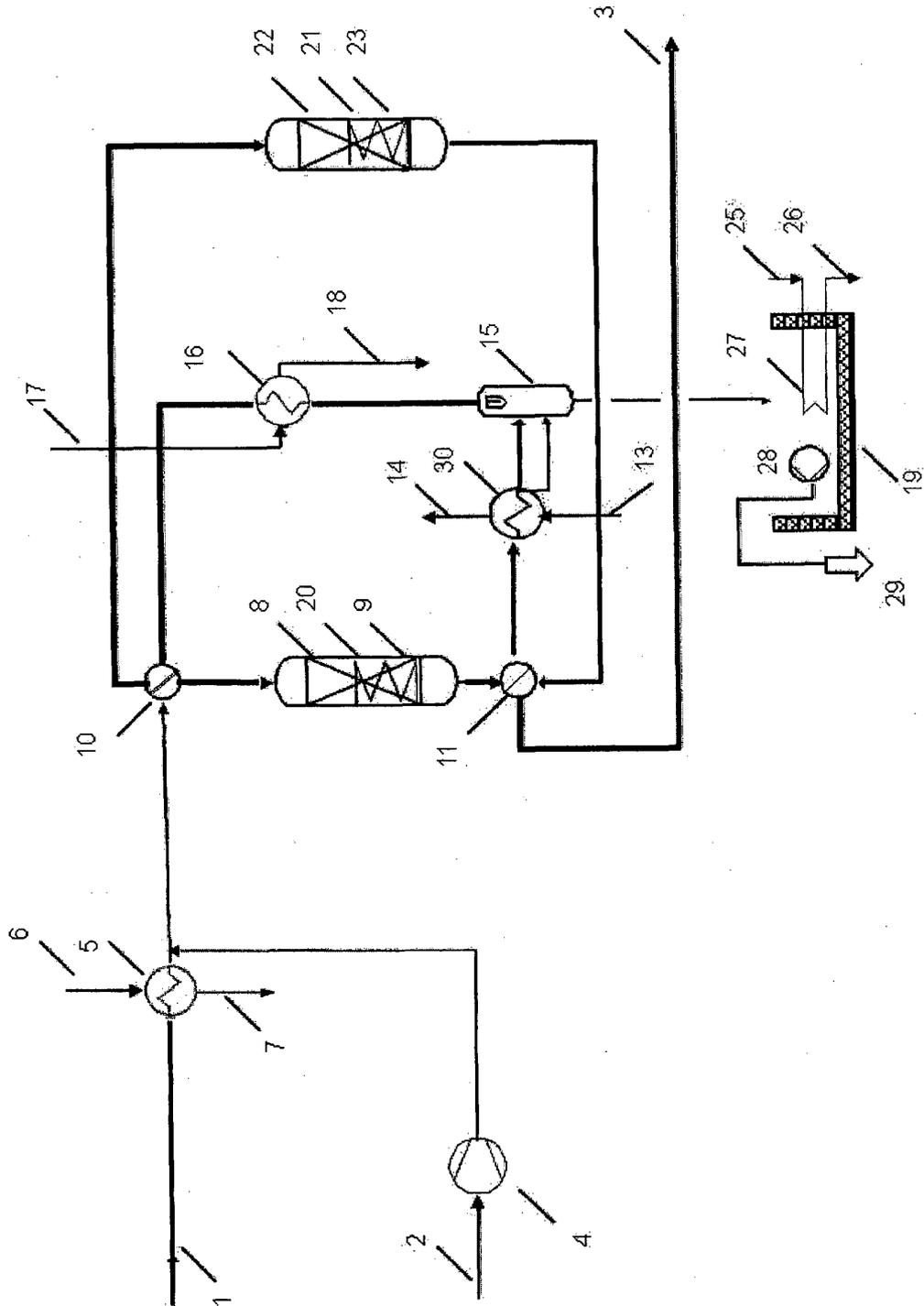


Figura 2

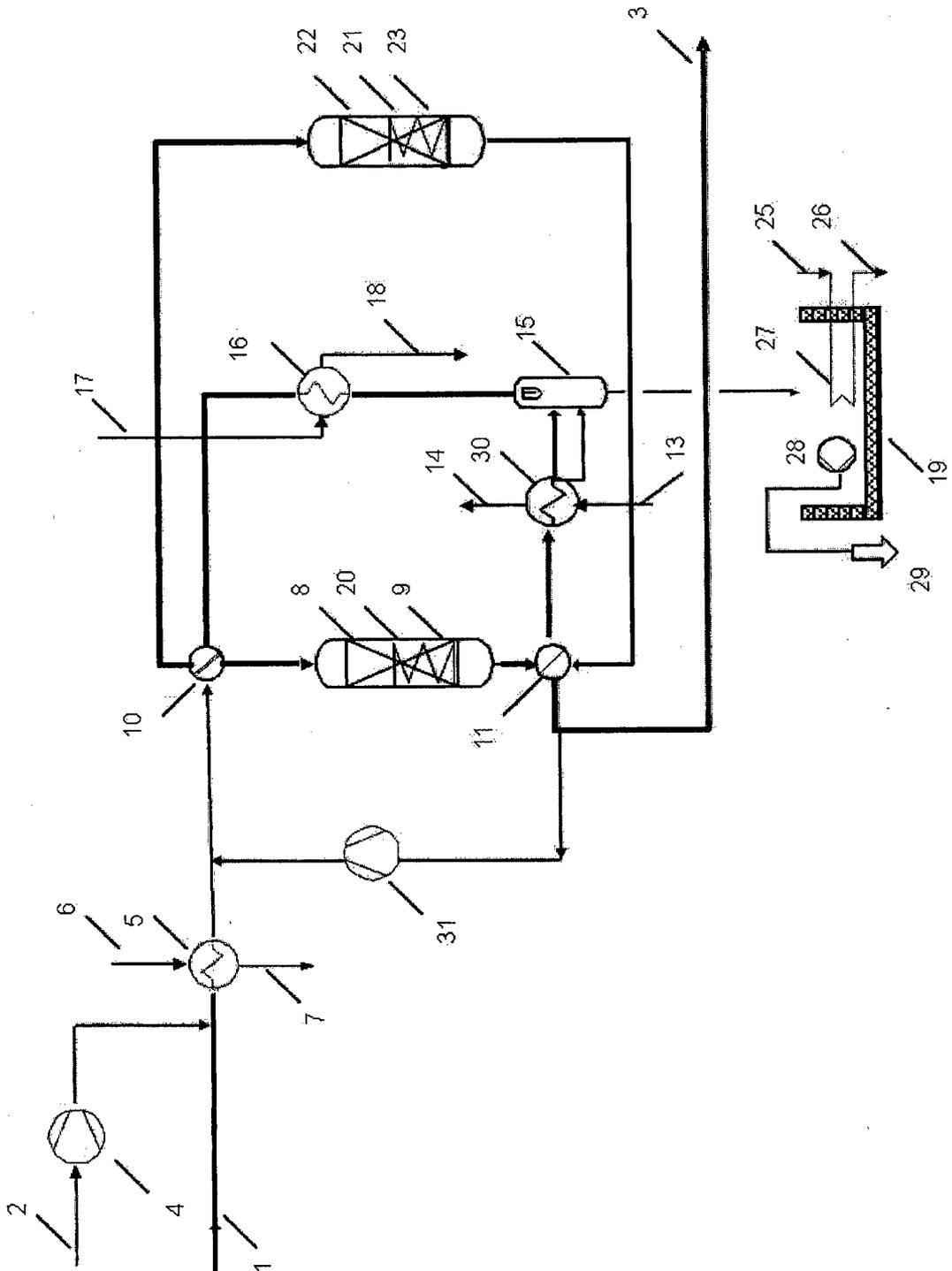


Figura 3

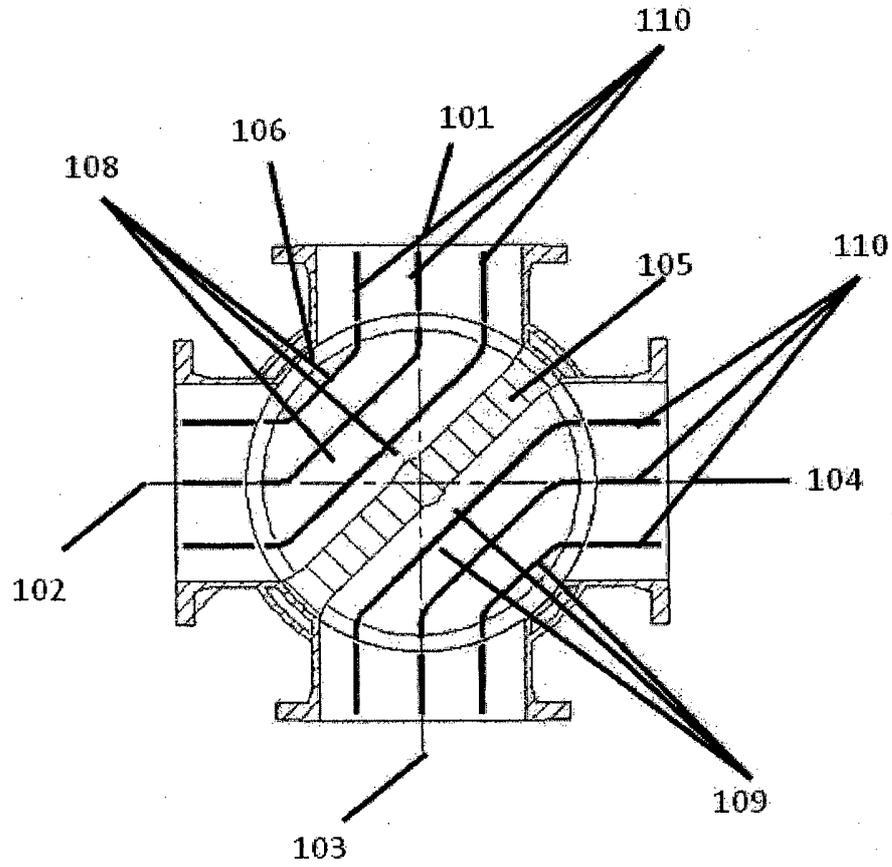


Figura 4

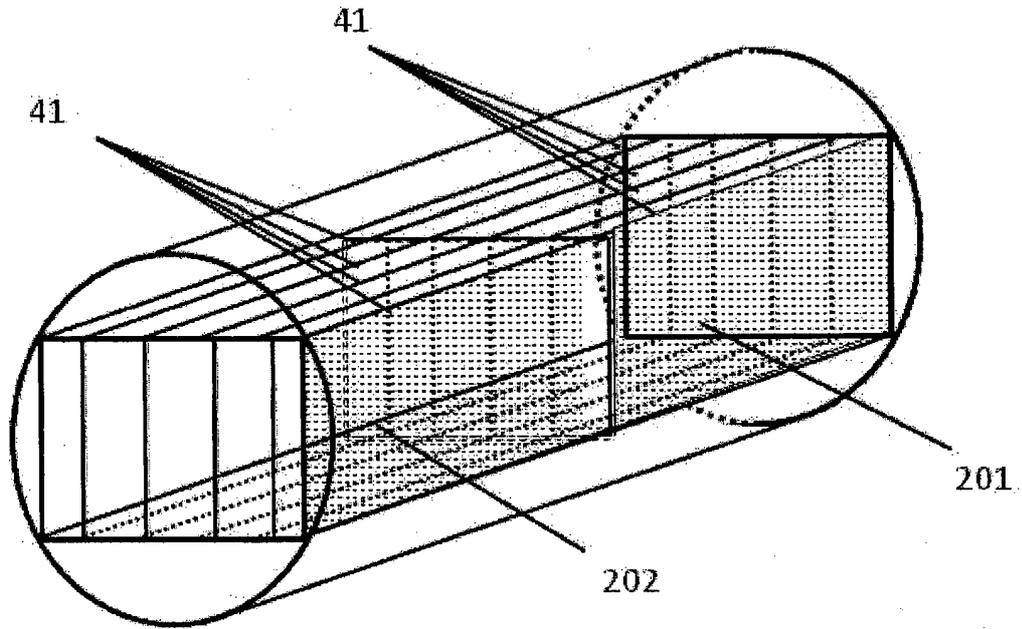


Figura 5

