

SISTEMAS Y PROCESOS PARA ELIMINAR ÁCIDO SULFHÍDRICO DE CORRIENTES DE GAS

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

La presente invención está relacionada en general con sistemas y procesos
5 para eliminar gases ácidos de corrientes de gas, incluyendo aunque sin limitarse a
gas natural, gas de proceso de refinería, gas de síntesis proveniente de
gasificación, tanques de tratamiento de aguas ácidas, digestión anaerobia de
biomasa, y otros gases que pueden contener ácido sulfhídrico (H_2S). La invención
está relacionada en particular con sistemas y procesos para eliminar ácido
10 sulfhídrico de corrientes de gas y oxidar el ácido sulfhídrico capturado para formar
tiosulfato, sulfato o mezcla de tiosulfato y sulfato.

Muchas corrientes de gas, como ejemplos no restrictivos, gas natural y
asociado, corrientes de gas de procesamiento de biomasa, procesos de
gasificación de carbón y petróleo, corrientes de refinería, corrientes de tanques de
15 desorción de aguas ácidas, y muchas más, contienen azufre en forma de ácido
sulfhídrico (H_2S). El ácido sulfhídrico es corrosivo, inflamable, y explosivo, y un
contaminante del aire peligroso y tóxico que produce un olor indeseable. Se sabe
que los gases que contienen ácido sulfhídrico son peligrosos para el medio
ambiente, tóxicos y odoríferos incluso en bajas concentraciones de ácido
20 sulfhídrico. Como consecuencia, la emisión de ácido sulfhídrico hacia la atmósfera
está estrechamente regulada mediante leyes de aire limpio, y la eliminación del
ácido sulfhídrico de las corrientes de gas cobra importancia, particularmente si la
corriente de gas o sus componentes deben ser procesados o vendidos.

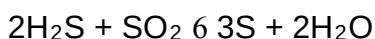
Los depuradores líquidos de gas (a los que también se hace referencia como
25 contactores, absorbedores, etc.) se emplean ampliamente para eliminar ácido
sulfhídrico de los gases producidos por plantas industriales o presente en el gas

natural. Los depuradores emplean en general un medio que contiene líquido, como aminas, glicoles y metanol, que entra en contacto con el gas para eliminar el ácido sulfhídrico mediante absorción. El absorbente rico en H₂S resultante se regenera para producir una corriente de ácido sulfhídrico concentrada que puede ser convertida en azufre elemental en una planta (unidad) Claus o reinyectada en pozos profundos. Ambos son procesos complejos y muy costosos.

Existen numerosos procesos físicos y químicos para la captura de ácido sulfhídrico de gases. Estos procesos incluyen procesos físicos y procesos químicos en base a aminas, un ejemplo notable de los cuales utiliza un solvente en base a glicol disponible comercialmente como SELEXOL®. En estos procesos, el ácido sulfhídrico es absorbido en el solvente y luego tratado en una forma concentrada para convertirse en una corriente de gas con ácido sulfhídrico concentrado. La mayoría de las corrientes que contienen ácido sulfhídrico también contienen dióxido de carbono (CO₂), el cual es capturado y separado junto con ácido sulfhídrico de manera que el gas separado concentrado contiene tanto ácido sulfhídrico como dióxido de carbono. La presencia de dióxido de carbono con ácido sulfhídrico hace que el tratamiento corriente abajo de una corriente de gas que contiene H₂S sea más complejo y costoso.

La corriente de gas con ácido sulfhídrico concentrado puede ser enviada a una unidad Claus para convertir el ácido sulfhídrico en azufre elemental. El proceso Claus en general oxida y convierte aproximadamente un tercio del contenido de ácido sulfhídrico de la corriente de gas concentrado en dióxido de azufre, que luego reacciona con el ácido sulfhídrico restante para producir azufre elemental (reacción Claus).

25



El vapor de agua, dióxido de carbono, ácido sulfhídrico residual y otras especies de gas son emitidas desde una unidad Claus como un gas residual. Está prohibido emitir el gas residual a la atmósfera, y, en cambio, debe ser tratado en un
5 proceso de tratamiento de gas residual a fin de capturar los compuestos de azufre residuales.

Una alternativa al proceso Claus es oxidar ácido sulfhídrico proveniente de la corriente concentrada en dióxido de azufre mediante combustión. El dióxido de azufre se oxida luego en trióxido de azufre (SO_3) mediante una reacción catalítica
10 para producir, mediante la reacción con agua, ácido sulfúrico (H_2SO_4) como producto final.

Los procesos existentes para la captura y tratamiento del ácido sulfhídrico tienen varias desventajas, por ejemplo, instalaciones complejas y costosas que requieren una gran superficie, altas temperaturas de funcionamiento, gran cantidad
15 de energía y la producción de productos de bajo valor o valor negativo. Por consiguiente, sigue existiendo la necesidad de procesos más simples y de menor costo para capturar ácido sulfhídrico y convertir el ácido sulfhídrico capturado en un producto con valor.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LA INVENCION

20 La presente invención proporciona sistemas y procesos que pueden capturar ácido sulfhídrico de corrientes de gas y luego oxidar el ácido sulfhídrico capturado para producir tiosulfato, sulfato o una mezcla de los mismos.

De acuerdo con un aspecto de la invención, dicho proceso puede incluir poner en contacto una corriente de gas que contiene ácido sulfhídrico con una
25 primera solución absorbente para formar sulfuros en la primera solución absorbente, controlar el pH de la primera solución absorbente durante el paso de

poner en contacto, oxidar la primera solución absorbente para convertir por lo menos algunos de los sulfuros de la misma en un tiosulfato y/o sulfato para producir así una segunda solución absorbente que contiene el tiosulfato y/o sulfato y tiene un menor contenido de sulfuro que la primera solución absorbente, y suministrar

5 una primera porción de la segunda solución absorbente para usar en el paso de poner en contacto y descargar una segunda porción de la segunda solución absorbente del sistema.

De acuerdo con otro aspecto de la invención, dicho proceso puede incluir poner en contacto una corriente de gas que contiene ácido sulfhídrico con una

10 solución absorbente acuosa con amoníaco para formar sulfuros en la solución absorbente acuosa con amoníaco, controlar el pH de la solución absorbente acuosa con amoníaco durante el paso de poner en contacto agregando amoníaco a la solución absorbente acuosa con amoníaco, oxidar la solución absorbente acuosa con amoníaco para convertir por lo menos algunos de los sulfuros de la misma en

15 tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio para producir así una segunda solución absorbente que contiene el tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio y tiene un menor contenido de sulfuro que la solución absorbente acuosa con amoníaco, y suministrar una primera porción de la segunda solución absorbente para usar en el

20 paso de poner en contacto y descargar una segunda porción de la segunda solución absorbente del sistema.

La invención también abarca sistemas para llevar adelante los procesos descritos más arriba. Dicho sistema incluye un recipiente absorbedor configurado para recibir la corriente de gas que contiene ácido sulfhídrico y recibir un suministro de la solución absorbente. El recipiente absorbedor incluye un dispositivo de

25 transferencia de masa gaseosa a líquida que pone en contacto la corriente de gas con la solución absorbente para absorber el ácido sulfhídrico en la solución

absorbente. La oxidación de la primera solución absorbente puede realizarse en el recipiente absorbedor o en un segundo tanque para formar la segunda solución absorbente, que preferentemente contiene tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio altamente concentrado.

- 5 Los aspectos técnicos de los sistemas y procesos descritos más arriba preferentemente incluyen la capacidad para producir tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio como un producto fertilizante útil.

 Otros sistemas, procesos, características y ventajas de la presente invención serán evidentes para los expertos en la técnica al examinar los siguientes dibujos
10 y la descripción detallada. Se pretende que todos dichos sistemas, procesos, características y ventajas adicionales queden incluidos dentro de esta descripción, queden dentro del alcance de la presente invención y queden protegidos por las reivindicaciones adjuntas.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

- 15 Los aspectos de la invención pueden entenderse mejor con referencia a los siguientes dibujos. Los componentes en los dibujos no están necesariamente a escala, sino que se pone énfasis en ilustrar claramente los principios de la presente invención.

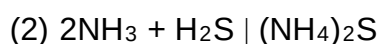
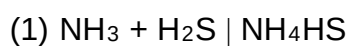
 La FIG. 1 es un diagrama que ilustra en general determinados detalles de un
20 sistema de absorción de ácido sulfhídrico adaptado para capturar ácido sulfhídrico y un sistema de oxidación de sulfuro adaptado para convertir ácido sulfhídrico capturado en tiosulfato y/o sulfato.

 La FIG. 2 es un diagrama que ilustra en general determinados detalles de un sistema adaptado para capturar ácido sulfhídrico y convertir el ácido sulfhídrico
25 capturado en tiosulfato y/o sulfato.

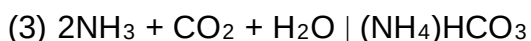
DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

La presente invención en general está relacionada con sistemas y procesos para eliminar ácido sulfhídrico de corrientes de gas, incluyendo aunque sin limitarse a gas natural y asociado, corrientes de gas provenientes de procesamiento de biomasa, procesos de gasificación de carbón y petróleo, corrientes de refinería, corrientes de tanques de desorción de aguas ácidas, etc., mediante los cuales al ácido sulfhídrico se lo captura, se lo hace reaccionar y se lo oxida para formar tiosulfato y/o sulfato. La invención es preferentemente un sistema de alta eficacia que puede usar una solución absorbente para capturar ácido sulfhídrico de corrientes de gas. En realizaciones particulares, se usa una solución absorbente acuosa con amoníaco que contiene amoníaco disuelto libre (amoníaco anhidro, NH_3) y tiosulfato de amonio ($(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_3$) y/o sulfato de amonio ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$), y hace reaccionar y oxida ácido sulfhídrico capturado en la solución absorbente para producir tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio adicional. Si bien la siguiente exposición estará dirigida al uso de dicha solución absorbente acuosa con amoníaco, los expertos en la técnica entenderán que una especie químicamente similar podría sustituir la solución absorbente acuosa con amoníaco, donde algunos ejemplos incluyen hidróxido de sodio, hidróxido de potasio, carbonato de sodio, bicarbonato de sodio, carbonato de potasio y bicarbonato de sodio.

El proceso de capturar ácido sulfhídrico usando una solución absorbente acuosa con amoníaco (que puede realizarse en un absorbedor, por ejemplo) produce principalmente bisulfuro amónico ($(\text{NH}_4)\text{HS}$; hidrosulfuro amónico) y/o sulfuro amónico ($(\text{NH}_4)_2\text{S}$) de la siguiente manera:

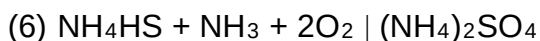
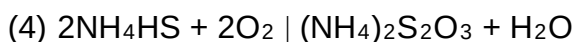


En el caso típico en el cual dióxido de carbono también es capturado y está presente en la solución absorbente, una porción del dióxido de carbono puede hacerse reaccionar para formar bicarbonato amónico ((NH₄)HCO₃) de la siguiente manera:



El pH de la solución absorbente está en general en un rango de aproximadamente 5 a aproximadamente 10, y bisulfuro amónico de la Ecuación (1) y bicarbonato amónico de la Ecuación (3) son típicamente los productos principales de las reacciones. El proceso puede ser selectivo para capturar ácido sulfhídrico haciendo funcionar el absorbedor en un rango de pH de aproximadamente 5 a aproximadamente 8. En el extremo inferior de este rango de pH, solo el bisulfuro amónico de la Ecuación (1) se produce habitualmente.

La conversión del bisulfuro amónico y/o sulfuro amónico en tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio puede lograrse mediante burbujeo de un gas que contiene oxígeno (por ejemplo, aire o aire enriquecido con oxígeno) a través de la solución absorbente, de manera tal que las siguientes reacciones pueden producirse:





5

Como se muestra en las Ecuaciones (4) y (5), 2 moles de O₂ oxidan 2 moles de sulfuro amónico o 2 moles de bisulfuro amónico para formar 1 mol de tiosulfato de amonio. Como se muestra en las Ecuaciones (6) y (7), 2 moles de O₂ oxidan 1 mol de sulfuro amónico o 1 mol de bisulfuro amónico para formar 1 un mol de sulfato de amonio. Además, la Ecuación (8) muestra que la oxidación de bisulfuro amónico está acompañada por la separación de dióxido de carbono de la solución absorbente. Las cantidades relativas de sulfato de amonio y tiosulfato de amonio que se forman pueden controlarse de manera que, por ejemplo, se puede producir predominantemente tiosulfato de amonio. Por conveniencia, excepto que se indique lo contrario, el término sulfuro amónico o simplemente sulfuro puede usarse en la presente para referirse colectivamente a bisulfuro amónico y sulfuro amónico y el término sulfato de amonio o simplemente sulfato puede usarse en la presente para referirse colectivamente a tiosulfato de amonio y sulfato de amonio.

La FIG. 1 es un diagrama que ilustra en general una realización de un sistema configurado para capturar ácido sulfhídrico de una corriente de gas 121 y hacer reaccionar y oxidar el ácido sulfhídrico capturado para producir tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio de acuerdo con las reacciones descriptas más arriba. En la FIG. 1, un recipiente absorbedor 100 está configurado para recibir la corriente de gas 121 que contiene ácido sulfhídrico. El recipiente absorbedor 100 puede hacerse funcionar sobre un rango de presiones, por ejemplo, de aproximadamente 1 bar a aproximadamente 100 bar. La corriente de gas 121 puede ser de un tipo

producido por una variedad de instalaciones industriales, o gas natural producido en un pozo de gas natural, o un gas producido por cualquier otro proceso mencionado más arriba. El recipiente absorbedor 100 también está configurado para recibir amoníaco en forma de una corriente que contiene amoníaco 120 de una solución anhidra o acuosa. La realización no restrictiva del recipiente absorbedor 100 representada en la FIG. 1 comprende un tanque 110 y múltiples dispositivos de transferencia de masa gaseosa a líquida de cualquier tipo adecuado, que se representan en la FIG. 1 como que comprenden una primera sección de contacto gas-líquido 111 por encima del tanque 110, una segunda sección de contacto gas-líquido 112 por encima de la primera sección de contacto gas-líquido 111, y una tercera sección de contacto gas-líquido opcional 113 por encima de la primera y segunda secciones de contacto gas-líquido 111 y 112. La corriente de gas 121 se muestra en la FIG. 1 como introducida inmediatamente por encima de un volumen de una solución absorbente acuosa con amoníaco 123 contenida en el tanque 110, que también recibe la corriente que contiene amoníaco 120. Una corriente de reciclado 131 de la solución absorbente 123 es extraída del tanque 110 con una bomba 114 u otro medio adecuado. Una porción 132 de la corriente de reciclado 131 es enviada a una región del recipiente absorbedor 100 por encima del tanque 110, por ejemplo, en o por encima de la parte superior de la primera sección de contacto gas-líquido 111.

La mayor parte del ácido sulfhídrico y una fracción del dióxido de carbono contenido en la corriente de gas 121 son preferentemente capturadas por la porción reciclada 132 de la solución absorbente dentro de la primera sección de contacto gas-líquido 111. Como consecuencia de las Ecuaciones (4) a (7) expuestas más arriba, la solución absorbente 123 que cae de la sección de contacto 111 y se recoge en el tanque 110 contiene bisulfuro amónico y/o sulfuro amónico y, por

consiguiente, se puede nombrar en la presente como una solución absorbente acuosa amoniacal que contiene sulfuro 123, o simplemente una solución absorbente que contiene sulfuro 123. El contacto gas-líquido que se produce dentro de la primera sección de contacto gas-líquido 111 puede ser aleatorio o puede
5 utilizar un empaquetamiento estructural, bandejas o cualquier otro sistema de contacto gas-líquido usado comúnmente.

La segunda sección de contacto gas-líquido 112 recibe una corriente 130 de una solución 223 desde un recipiente de oxidación 200 para capturar ácido sulfhídrico residual y también capturar amoníaco que puede ser emitido desde la
10 solución absorbente dentro de la primera sección de contacto gas-líquido 111. Por motivos que se exponen más abajo, la solución 223 contiene tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio, pero por conveniencia se hará referencia a la misma en la presente simplemente como la segunda solución absorbente 223. La segunda solución absorbente 223 se usa como una solución absorbente en la segunda
15 sección de contacto gas-líquido 112. La segunda solución absorbente 223 contiene una concentración menor de ácido sulfhídrico y tiene un pH menor que la solución absorbente 123 en el tanque 110 y, de este modo, tiene una presión de vapor menor de amoníaco y ácido sulfhídrico y una mejor capacidad de absorción para el amoníaco y el ácido sulfhídrico. La concentración de sulfuros amónicos y/o
20 bisulfuros amónicos en la solución absorbente 123 puede mantenerse en un rango deseado, por ejemplo, aproximadamente 100 a aproximadamente 50.000 mg/l, regulando el pH de la solución 123 y regulando la cantidad de la segunda solución absorbente 223 enviada a la torre de absorción 100 mediante la corriente 130. El contacto gas-líquido que se produce dentro de la segunda sección de contacto gas-
25 líquido 112 puede ser aleatorio o puede utilizar un empaquetamiento estructural, bandejas o cualquier otro sistema de contacto usado comúnmente.

Una corriente de agua de lavado opcional 134 puede introducirse en la tercera sección de contacto gas-líquido 113 para capturar amoníaco y ácido sulfhídrico residual, preferentemente reduciendo sus niveles a concentraciones extremadamente bajas de manera que una corriente de gas limpio 122 emitida desde el recipiente 100 no contiene prácticamente amoníaco o ácido sulfhídrico. La cantidad de agua de lavado en la corriente 134 puede controlarse para minimizar la emisión a la vez que se mantiene una concentración relativamente alta de sulfato de amonio dentro de la solución absorbente 123 que se recoge en el tanque 110, por ejemplo, en un rango de aproximadamente 10 a aproximadamente 60 % de sulfato de amonio por peso. Para lograr este aspecto, se pueden usar bandejas de bajo caudal en la tercera sección de contacto gas-líquido 113, aunque también se prevé el uso de otros sistemas de contacto gas-líquido.

Con referencia aún a la FIG. 1, el recipiente de oxidación 200 está configurado para recibir una corriente de drenaje 133 de la solución absorbente extraída de la corriente de reciclado 131. El recipiente de oxidación 200 incluye un tanque 210 configurado para recibir una corriente 220 de aire (o de manera alternativa o adicionalmente, otro gas o fluido que contiene oxígeno, por ejemplo, oxígeno, aire enriquecido con oxígeno, peróxido de hidrógeno, etc.), por ejemplo, enviada con un compresor 212. El tanque 210 contiene la segunda solución absorbente 223, que también contiene sulfuro amónico y/o bisulfuro amónico como consecuencia de recibir la corriente de drenaje 133 de solución absorbente del recipiente absorbedor 100. La corriente de aire 220 es puesta en contacto con la segunda solución absorbente 223 dentro del tanque 210 para llevar a cabo un paso de oxidación a baja temperatura mediante el cual el sulfuro amónico y/o bisulfuro amónico se oxidan para formar tiosulfato de amonio (Ecuaciones (4) y (5)) y/o sulfato de amonio (Ecuaciones (6) a (8)). Un catalizador puede usarse para mejorar

la oxidación del sulfuro amónico y/o bisulfuro amónico en tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio, por ejemplo, hierro en estado férrico o ferroso.

La segunda solución absorbente 223 dentro del tanque 210 es un producto del proceso representado en la FIG. 1 y contiene compuestos de azufre como consecuencia de capturar sulfuros en el recipiente absorbedor 100 y oxidar los sulfuros en el recipiente de oxidación 200. La corriente de aire 220 introducida en el tanque 210 también separa el dióxido de carbono de la segunda solución absorbente 223. El gas (por ejemplo, aire) que sube de la solución 223 en el tanque 210 tendrá un nivel reducido de oxígeno (aire con deficiencia de oxígeno) y contendrá dióxido de carbono y bajas concentraciones de amoníaco. El aire con deficiencia de oxígeno sube a través del recipiente 200 hacia una sección de contacto gas-líquido 211, donde el aire con deficiencia de oxígeno entra en contacto con una corriente 234 de agua de lavado para capturar el amoníaco del aire con deficiencia de oxígeno de manera tal que una corriente de aire 221 que contiene bajas concentraciones de amoníaco y dióxido de carbono es descargada del sistema. Una bomba 213 está representada como enviando una porción de la segunda solución absorbente 223 al recipiente absorbedor 100 mediante la corriente 130. Una corriente de drenaje 222 de la segunda solución absorbente 223 puede ser extraída del recipiente de oxidación 200 como un subproducto del proceso, por ejemplo, como una solución fertilizante altamente concentrada, o puede ser enviada a un cristalizador (que no se muestra) para producir cristales de sulfato de amonio.

La FIG. 2 es un diagrama que ilustra en general otra realización de un sistema configurado para capturar ácido sulfhídrico de una corriente de gas 321 y oxidar el ácido sulfhídrico capturado para producir tiosulfato de amonio y/o sulfato de amonio de acuerdo con las reacciones descriptas más arriba. El sistema de la

FIG. 2 está particularmente adaptado para tratar corrientes de gas que contienen compuestos no combustibles, como corrientes de gas producidas por instalaciones de tratamiento de aguas ácidas. En vista de las similitudes entre las realizaciones de las FIGS. 1 y 2, la siguiente exposición de la FIG. 2 se concentrará principalmente en aspectos de la segunda realización que difieren de la primera realización de manera notable o significativa. Otros aspectos de la segunda realización que no se exponen detalladamente pueden ser, en términos de estructura, función, materiales, etc., esencialmente como se describieron para la primera realización.

El sistema representado en la FIG. 2 combina las funciones de absorción de ácido sulfhídrico y oxidación de sulfuro en un solo recipiente 300, en lugar del recipiente absorbedor y de oxidación separados 100 y 200 de la FIG. 1. El recipiente 300 está configurado para recibir la corriente de gas 321 que contiene ácido sulfhídrico inmediatamente por encima de un volumen de una solución absorbente acuosa con amoníaco 323 contenida en un tanque 310, que también recibe una corriente 320 de amoníaco en forma de solución anhidra o acuosa. Una corriente de reciclado 331 de la solución absorbente es extraída del tanque 310 con una bomba 413 u otro medio adecuado, y es enviada a una región del recipiente 300 por encima del tanque 310, por ejemplo, en o por encima de la parte superior de una sección de contacto gas-líquido 311, donde la mayoría del ácido sulfhídrico y una fracción del dióxido de carbono contenido en la corriente de gas 321 son capturadas por la corriente de reciclado 331 de la solución absorbente 323. La corriente que contiene amoníaco 320 es introducida en el tanque 300 para reaccionar con el ácido sulfhídrico capturado, y una corriente 420 de aire (o de manera alternativa o adicionalmente, otro gas o fluido que contiene oxígeno, por ejemplo, oxígeno, aire enriquecido con oxígeno, peróxido de hidrógeno, etc.) es

introducida en el tanque 310 con un compresor 412 para oxidar el sulfuro amónico y bisulfuro amónico para formar tiosulfato de amonio (Ecuaciones (4) y (5)) y/o sulfato de amonio (Ecuaciones (6) a (8)), de manera que la solución absorbente 323 dentro del tanque 310 es un producto del proceso representado en la FIG. 2 y
5 contiene compuestos de azufre que fueron capturados y oxidados en el recipiente 300. Una porción de la solución absorbente resultante 323 extraída del tanque 310 con la bomba 413 puede ser drenada desde la corriente de reciclado 331 para producir una corriente de fertilizante con sulfato de amonio 422 como un producto del proceso.

10 Aún en referencia a la FIG. 2, la corriente de aire 420 introducida en el tanque 300 sube a través de la solución 323 para combinarse con la corriente de gas que contiene ácido sulfhídrico 321 y sigue subiendo a través de la sección de contacto gas-líquido 311, donde el ácido sulfhídrico de la corriente de gas 321 es capturado en la corriente de reciclado 331 enviada por la bomba 413. El gas resultante (por
15 ejemplo, aire) que sube a través del recipiente 300 por encima de la sección de contacto gas-líquido 311 es pobre en ácido sulfhídrico y contiene amoníaco residual. Una corriente de agua de lavado 334 se muestra en la FIG. 2 como siendo introducida en una segunda sección de contacto gas-líquido 313 para capturar el amoníaco y ácido sulfhídrico residual, preferentemente reduciendo sus niveles a
20 concentraciones extremadamente bajas de manera que una corriente de gas limpio 322 emitida desde el recipiente 300 contiene concentraciones muy bajas de ácido sulfhídrico y amoníaco.

Una realización no restrictiva de la invención se describirá a continuación con referencia a un ejemplo previsto para ilustrar determinados aspectos de los
25 sistemas y procesos descritos más arriba. Los expertos en la técnica observarán que los sistemas y procesos dentro del alcance de la invención pueden funcionar

en distintas condiciones además de las descritas para el ejemplo. Por conveniencia, el ejemplo se describe con referencia a la FIG. 1.

Una corriente 121 de gas natural (GN) con una composición de entrada como se identifica en la Tabla 1 (debajo) ingresa en el recipiente absorbedor 100 a un caudal de 300.000 Nm³/día (aproximadamente 11 millones de pies cúbicos estándar por día (MMscfd) y a una presión de 20 bar, fluye hacia arriba a través de las secciones de contacto gas-líquido 111, 112 y 113, y es descargada como una corriente de gas 122 del recipiente 100 con una composición de salida identificada en la Tabla 1. Prácticamente todo el ácido sulfhídrico de la corriente de gas natural 121 (0,2 % de concentración de moles, o aproximadamente 38 kg/h) es capturado con las soluciones absorbentes 123 y 223 que son introducidas al recipiente absorbedor 100 mediante las corrientes 130 y 132 y fluye hacia abajo a través de las secciones de contacto gas-líquido 111 y 112. El caudal de reciclado logrado con la solución absorbente 123 dentro de la sección de contacto 111 corresponde a una proporción de peso líquido/gas de aproximadamente 5 a aproximadamente 10 kg/kg para un caudal total de aproximadamente 50.000 a aproximadamente 100.000 kg/h de solución de sulfato de amonio. El pH es controlado en el rango de 6,5-7,0 y se logra agregando amoníaco anhidro a la parte inferior del tanque 110 a una velocidad de aproximadamente 38 kg/h de amoníaco mediante la corriente 120.

Se permite que la concentración de sulfuro en el recipiente absorbedor 100 se acumule hasta por debajo de 2000 ppm mediante la introducción de aproximadamente 20.000 kg/h de solución de sulfato de amonio enviada por la corriente 130 desde el recipiente de oxidación 200 a la sección de contacto gas-líquido 112 y mediante la extracción de una cantidad similar de la solución absorbente por medio de la corriente 133 desde el recipiente absorbedor 100 hasta el recipiente de oxidación 200.

Dentro de la sección de contacto 112, la corriente 130 de la segunda solución absorbente captura el ácido sulfhídrico residual que no fue capturado en la sección de contacto inferior 111, y también captura una baja concentración de amoníaco que se ha evaporado de la primera y segunda soluciones absorbentes 123 y 223.

5 El lavado con agua final del gas que sube desde la sección de contacto 112 se lleva a cabo en la sección de contacto gas-líquido superior 113, donde aproximadamente 300 kg/h de agua se introducen mediante la corriente 134. La cantidad de agua usada para lavado se controla para producir 20 a 60 % por peso de contenido de sulfato y/o tiosulfato de amonio en la solución absorbente 123 en el recipiente
10 absorbedor 100. La corriente 133 de solución absorbente 123 es la solución de alimentación al recipiente de oxidación 200 y en el presente ejemplo es preferentemente igual en volumen por unidad de tiempo de la suma de soluciones que circulan en las corrientes 130, 134 y 120 y el ácido sulfhídrico y dióxido de carbono capturado de la corriente de GN 121.

15 El sulfuro y/o bisulfuro en la corriente 133 se oxida en sulfato y/o tiosulfato en el recipiente de oxidación 200. La Tabla 2 proporciona información del caudal de aire típico calculado para completar la oxidación de sulfuro/bisulfuro en sulfato/tiosulfato en el recipiente de oxidación 200. Aproximadamente 28.560 Nm³/día de aire se suministra mediante la corriente 220 para oxidar completamente
20 los 38 kg/h (912 kg/día) de sulfuro capturado en el proceso de absorción realizado en el recipiente absorbedor 100. La corriente de gas 221 descargada del recipiente de oxidación 200 preferentemente no contiene ácido sulfhídrico o amoníaco medible, cuyos residuos son lavados en la sección de contacto gas-líquido 211 del recipiente de oxidación 200 por la corriente de agua de lavado 234 a una velocidad
25 de aproximadamente 100 kg/h. El dióxido de carbono que fue capturado en la solución de sulfato de amonio para producir bicarbonato amónico es separado de

la solución por el gas que contiene oxígeno (por ejemplo, aire) que sube a través del recipiente 200 y sale del recipiente 200 por medio de la corriente 221. La corriente de drenaje 222 que sale del tanque 210 es una solución de sulfato de amonio completamente oxidada que puede usarse como una solución fertilizante o enviarse a un cristalizador para producir fertilizante de sulfato de amonio sólido. En el presente ejemplo, la corriente 222 contiene aproximadamente 148 kg/h de sulfato de amonio y aproximadamente 400 kg/h de agua, produciendo una solución de 27 % por peso de sulfato de amonio. El proceso consume aproximadamente 38 kg/h de amoníaco anhidro suministrado al recipiente absorbedor 100 mediante la corriente 120.

Tabla 1: Corrientes de gas de entrada y salida del absorbedor

	<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
Caudal, Nm ³ /día	300.000	298.800
Caudal, kg/día	228.630	226.560
Presión, bar	20,0	19,5
Temperatura, C	30,0	30,0
Composición, % mol		
CH ₄	94,10	94,48
C ₂ H ₆	4,00	4,02
C ₃ H ₈	1,00	1,00
CO ₂	0,70	0,50
H ₂ S	0,20	0,00
Total	100,00	100,00

15

Tabla 2: Corrientes de gas de entrada y salida del oxidador

	<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
Caudal, Nm ³ /día	28.560	27.660

Caudal, kg/día	37.414	35.849
Presión, bar	10,0	9,7
Temperatura, C	30,0	30,0
Composición, % mol		
N ₂	78,96	81,60
O ₂	21,00	16,30
CO ₂	0,04	2,10
H ₂ S	0,00	0,00
Total	100,00	100,00

Si bien la invención ha sido descripta en términos de realizaciones y ejemplos particulares, será evidente que un experto en la técnica podría adoptar algunas alternativas. Por ejemplo, los sistemas y componentes representados esquemáticamente en los dibujos podrían variar ampliamente en aspecto y construcción, las funciones de determinados componentes de los sistemas podrían ser realizadas por componentes de construcción distinta pero capaces de una función similar (aunque no necesariamente equivalente), los parámetros de proceso pueden modificarse y se pueden usar varios materiales en la fabricación de los sistemas. Asimismo, la invención abarca realizaciones adicionales o alternativas en las cuales se pueden combinar una o más características o aspectos de las distintas realizaciones reveladas. Por consiguiente, cabe señalar que la invención no se limita necesariamente a alguna realización descripta en la presente o representada en los dibujos. Cabe señalar que las frases y la terminología empleadas más arriba tienen como fin describir las realizaciones ilustradas, y no necesariamente sirven como limitaciones al alcance de la invención. Por lo tanto, el alcance de la invención solo queda limitado por las siguientes reivindicaciones.

FIG. 1

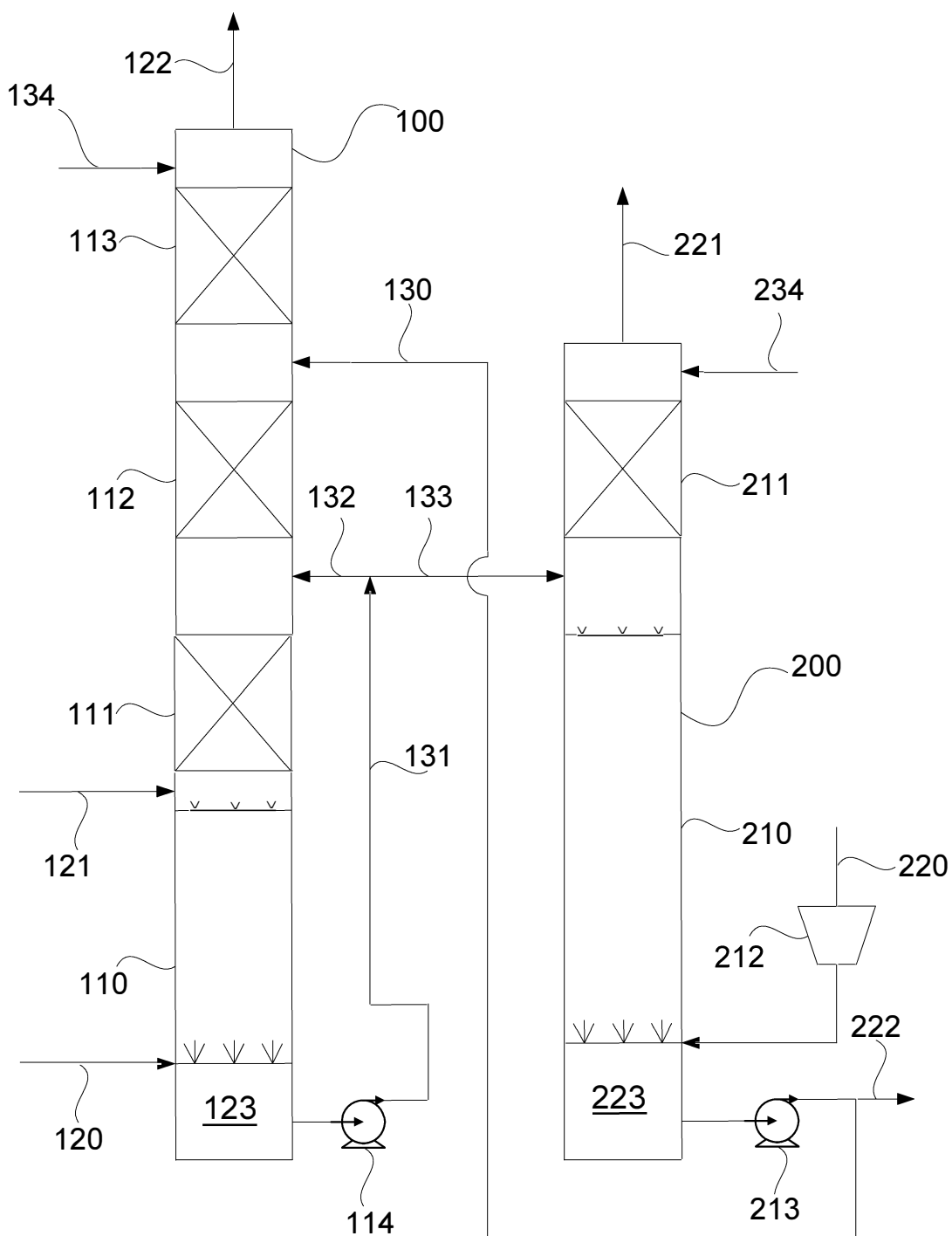


FIG. 2

