

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 811 153**

51 Int. Cl.:

C01B 17/04 (2006.01)

B01D 53/52 (2006.01)

B01J 19/24 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **26.02.2015 PCT/US2015/017836**

87 Fecha y número de publicación internacional: **03.09.2015 WO15130977**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **26.02.2015 E 15754911 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.05.2020 EP 3110753**

54 Título: **Configuraciones y procedimientos para el enriquecimiento avanzado de oxígeno para la recuperación del azufre**

30 Prioridad:
28.02.2014 US 201461946298 P

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
10.03.2021

73 Titular/es:
**FLUOR TECHNOLOGIES CORPORATION
(100.0%)
One Fluor Daniel Drive
Sugar Land, TX 77478, US**

72 Inventor/es:
**CHOW, RYAN y
CHOW, THOMAS**

74 Agente/Representante:
MARTÍN SANTOS, Victoria Sofia

ES 2 811 153 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

5 Configuraciones y procedimientos para el enriquecimiento avanzado de oxígeno para la recuperación del azufre

Campo de la invención

10 El campo de la invención es el procesamiento de gas utilizando plantas Claus, especialmente en lo que se refiere a sistemas y procedimientos para aumentar la capacidad de las unidades Claus para el tratamiento del gas residual [gas de cola o de escape] y/o de recuperación de azufre mediante el enriquecimiento de oxígeno (SRU por sus siglas en inglés de "sulfur recovery units" o "unidades de recuperación de azufre" y TGTU por sus siglas en inglés de "tail gas treating units" o "unidades de tratamiento de gas residual") .

15

Antecedentes de la invención

20 La descripción de antecedentes incluye información que puede ser útil para comprender la presente invención. No se admite que la información proporcionada en este documento sea de la técnica anterior o que sea relevante para la invención actualmente reivindicada, o que cualquier publicación a la que se haga referencia específica o implícitamente sea de la técnica anterior.

25 Cuando una definición o uso de un término en una referencia es inconsistente o contraria a la definición de ese término proporcionada en este documento, se aplica la definición de ese término proporcionada en este documento y no se aplica la definición de ese término en la referencia.

30 Las unidades de recuperación de azufre se utilizan comúnmente en refinerías, plantas de gas y/o en plantas de gasificación, y con el aumento de la acidez del petróleo crudo, del gas y/o del carbón, existe una mayor demanda en la capacidad de procesamiento de las unidades de recuperación de azufre (SRU) existentes y/o una demanda de nuevas SRU.

35 La tecnología Claus convencional normalmente emplea aire como medio de combustión en el horno de reacción para facilitar la reacción Claus para la recuperación de azufre. Si bien el componente de nitrógeno del aire no participa en la reacción Claus, ocupa una cantidad significativa de la capacidad de procesamiento del equipo, contribuyendo así a un mayor tamaño del equipo.

40 Para reducir tal desventaja, al menos parte del nitrógeno se puede reemplazar con oxígeno, lo que permite una mayor capacidad de procesamiento de gas ácido y, a su vez, permite un tamaño más pequeño del equipo para las nuevas instalaciones de SRU/TGTU (unidades de tratamiento de gas residual) y un aumento de la capacidad de procesamiento de gas ácido de las SRU/TGTU existentes.

45 Sin embargo, el uso de este enriquecimiento de oxígeno está generalmente limitado porque la temperatura de funcionamiento de la llama del incinerador aumenta con los niveles de oxígeno aumentados y puede alcanzar o incluso superar la temperatura concebida para el material refractario.

50 Por lo tanto, la temperatura de la llama es típicamente el factor limitante que controla los niveles máximos tolerables de oxígeno en el aire enriquecido con oxígeno, lo que a su vez limita el aumento en la capacidad de procesamiento de los equipos existentes.

55 Por ejemplo, los niveles de H₂S en los gases de alimentación de SRU en las plantas de refinación a menudo se encuentran en el rango de 70% a 90%, y la temperatura de la llama generalmente alcanzará o excederá las limitaciones de temperatura concebidas en el diseño refractario a niveles de oxígeno de 40-45% y superiores, lo que limita el aumento de la capacidad de procesamiento a aproximadamente un 50-70% de la capacidad del diseño del equipo original.

60 Más recientemente, los avances en el enriquecimiento de oxígeno han permitido altos niveles de enriquecimiento de oxígeno para maximizar el aumento en la capacidad de procesamiento de las SRU existentes (por ejemplo, 50% - 200% de su capacidad de diseño original), y ejemplos de estas mejoras se comercializan como tecnología SURE™ (enriquecimiento de oxígeno, de BOC, Guildford, Surrey, Inglaterra) y tecnología COPE™ (proceso de expansión Claus basado en oxígeno, de Goar, Allison & Associates).

65 La tecnología SURE utiliza un nuevo horno de reacción/ caldera de calor residual (RF/WHB por sus siglas en inglés de "reaction furnace/waste heat boiler") para acomodar el oxígeno adicional necesario y al mismo tiempo limitar la cantidad de oxígeno que se utilizará en el horno de reacción existente para que la llama se mantenga por debajo del límite de temperatura de diseño refractario.

Como consecuencia, se necesita un nuevo horno de reacción / caldera de calor residual (RF/WHB) y, en la mayoría de los casos, un nuevo condensador de azufre en una SRU existente para lograr el aumento de capacidad de procesamiento deseado.

5 La tecnología COPE emplea una corriente de gas enfriado mediante el reciclaje desde la primera salida del condensador de azufre de regreso al horno de reacción a una temperatura de llama tan moderada que está por debajo del límite de temperatura de diseño del material refractario.

10 Sin embargo, debido a las cantidades relativamente altas de gas de reciclaje necesarias para moderar la temperatura de la llama, a menudo se requiere de un horno de reacción / WHB novedoso y más grande para lograr un aumento de capacidad de procesamiento deseado.

15 El documento de patente de los Estados Unidos de América US,552,747 describe un proceso y un sistema establecidos para mejorar una planta Claus enriquecida con oxígeno reciclando el efluente del primer condensador de vuelta al horno de reacción a altas temperaturas moderadas inducidas por oxígeno y para permitir un enriquecimiento adicional de oxígeno y el rendimiento correspondiente en la planta Claus.

20 Por tanto, aunque se han realizado varias mejoras para el enriquecimiento de oxígeno en SRU/TGTU, aún siguen existiendo varios inconvenientes. Entre otras cosas, los volúmenes relativamente altos de gas de reciclaje o los nuevos equipos para manejar el aumento de la temperatura de la llama son a menudo económicamente poco atractivos. En consecuencia, todavía existe la necesidad de proporcionar un enriquecimiento de oxígeno mejorado mediante las SRU/TGTU.

25 Sumario de la invención

30 De acuerdo con la presente invención, se proporciona una planta de procesamiento de gas de acuerdo con la reivindicación 1 y un procedimiento para hacer funcionar una planta Claus de acuerdo con la reivindicación 7. Las configuraciones y procedimientos preferidos minimizarán ventajosamente la cantidad de gas de reciclaje y así minimizarán el tamaño de un nuevo horno de reacción Claus, caldera de calor residual y/o un primer condensador de azufre, o incluso eliminar por completo la necesidad de actualizar o reemplazar el equipo existente.

35 En un aspecto del objeto de la actividad inventiva, una planta de procesamiento de gas según la reivindicación 1 incluye un sistema de reactor Claus con una fase térmica y una etapa catalítica con uno o más reactores catalíticos, y un condensador de azufre que está acoplado de manera fluida entre la etapa térmica y la etapa catalítica. Las plantas de acuerdo con la presente invención también incluirán una fuente de oxígeno que produce o proporciona una corriente de gas rica en oxígeno.

40 Según la invención, la fase térmica recibe una corriente de gas ácido, una corriente de aire según sea necesario, un flujo de reciclaje y una primera parte de la corriente de gas rico en oxígeno, a la vez que el reactor catalítico recibe un efluente gaseoso del condensador de azufre y una segunda parte de la corriente rica en oxígeno, produciendo así un primer efluente del reactor catalítico.

45 En las plantas de acuerdo con la presente invención, el flujo de reciclaje es una parte del primer efluente gaseoso del condensador de azufre y un segundo condensador de azufre se acopla al reactor catalítico para recibir el efluente del reactor catalítico y producir un segundo efluente gaseoso.

50 Según una realización, el segundo y tercer reactor catalítico pueden incluir condensadores de azufre asociados. En tales configuraciones, se debe considerar que se pueden suministrar partes adicionales de la corriente de gas rico en oxígeno a los reactores catalíticos adicionales de manera que los reactores catalíticos adicionales reciban una parte de la corriente rica en oxígeno y los efluentes del condensador de azufre aguas arriba.

55 Se contempla además que la corriente de gas rico en oxígeno de la fuente de oxígeno tenga un contenido de oxígeno de al menos 30% en moles, y/o que se implemente una unidad de control para ajustar el flujo de las corrientes de gas rico en oxígeno y el flujo de reciclaje para mantenerlo así a una temperatura predeterminada en la fase térmica.

60 En consecuencia, de acuerdo con la presente invención también se proporciona un procedimiento para hacer funcionar una planta Claus de acuerdo con la reivindicación 7 que incluye una etapa que proporciona un sistema de reactor Claus que tiene una fase térmica con un incinerador y un horno de reacción, una fase catalítica con un primer reactor catalítico, un primer condensador de azufre acoplado de manera fluida entre la fase térmica y la fase catalítica, y una fuente de oxígeno que proporciona una corriente de gas rico en oxígeno.

65 En otra etapa, una corriente de gas ácido, una corriente de aire, un flujo de reciclaje y una primera parte de la corriente de gas rico en oxígeno se suministran a la fase térmica, y en una etapa adicional, un primer efluente

gaseoso del primer condensador de azufre y una segunda parte de la corriente de oxígeno se suministra al primer reactor catalítico para producir así un efluente del primer reactor catalítico.

5 Una parte del primer efluente gaseoso del primer condensador de azufre se usa luego como flujo de reciclaje. En otra etapa más, se acopla un segundo condensador de azufre al primer reactor catalítico para recibir el efluente del primer reactor catalítico y producir un segundo efluente gaseoso.

10 Cuando se desee o sea necesario, las realizaciones adicionales también incluirán una etapa de suministrar el segundo efluente gaseoso del segundo condensador de azufre y una segunda parte de la corriente de gas rico en oxígeno a un segundo reactor catalítico para producir un segundo efluente del reactor catalítico, y suministrar el segundo el efluente del reactor catalítico a un tercer condensador de azufre para producir un tercer efluente gaseoso y, cuando se desee o necesite, una etapa adicional para suministrar el tercer efluente gaseoso del tercer condensador de azufre y una tercera parte de la corriente de gas rico en oxígeno a un tercer reactor catalítico para producir un tercer efluente del reactor catalítico, y suministrar el efluente del tercer reactor catalítico a un cuarto condensador de azufre para producir un cuarto efluente gaseoso.

15 Según otras realizaciones, la fase térmica se hace funcionar para producir en el primer efluente gaseoso una relación $H_2S : SO_2$ mayor de 2:1, y/o el primer reactor catalítico comprende uno o más catalizadores que catalizan la dirección de oxidación de H_2S hacia azufre elemental o hacia SO_2 y una reacción de Claus del H_2S hacia el azufre elemental.

20 Entre otras opciones, el primer reactor catalítico comprende un catalizador de alúmina activada promovida por hierro o un catalizador de óxido de titanio, o el primer reactor catalítico puede comprender un catalizador aguas arriba que cataliza la dirección de la oxidación de H_2S hacia azufre elemental o SO_2 y un lecho inferior de catalizador que cataliza una reacción Claus del H_2S al azufre elemental.

25 Tal y como se señaló anteriormente, la corriente de gas rico en oxígeno de la fuente de oxígeno puede tener un contenido de oxígeno de al menos 30% en moles, y se contempla además que menos del 80% de la corriente de gas rico en oxígeno se pueda suministrar a la fase térmica como primera la parte de la corriente de gas rico en oxígeno. Cuando se desee, los procedimientos contemplados también incluirán una etapa que utiliza una unidad de control para ajustar el flujo de la primera y segunda corrientes de gas rico en oxígeno y el flujo de reciclaje para mantener así una temperatura predeterminada en la fase térmica.

30 En ejemplos de procedimientos, la segunda parte de la corriente de gas rico en oxígeno es de al menos el 5% en volumen de la corriente de gas rico en oxígeno de la fuente de oxígeno, y/o la corriente de gas rico en oxígeno de la fuente de oxígeno tiene un contenido de oxígeno de al menos 30% en moles. Además, se contempla que el primer reactor catalítico en estos procedimientos incluya uno o más catalizadores que catalizan la dirección de la oxidación de H_2S hacia azufre elemental o hacia SO_2 y una reacción Claus de H_2S hacia azufre elemental.

35 Diversos objetos, características, aspectos y ventajas de la materia objeto de la invención resultarán más evidentes a partir de la siguiente descripción detallada de las realizaciones preferidas, junto con las figuras de los dibujos adjuntos en las que números similares representan componentes similares.

45 Breve descripción del dibujo

50 La figura 1 es un ejemplo de un esquema de una tecnología avanzada de enriquecimiento de oxígeno para una planta Claus que aumenta la capacidad de procesamiento de gases ácidos.

Descripción detallada

55 Los inventores han descubierto que la capacidad de procesamiento de azufre se puede incrementar en una planta Claus de enriquecimiento con oxígeno o una planta Claus regular a la vez que se evita o reduce la necesidad de incrementar el tamaño del equipo en una SRU / TGTU de una manera relativamente simple y eficaz.

60 En aspectos especialmente preferidos del objeto de la invención, una parte de la corriente de oxígeno que se suministra al incinerador Claus de la fase térmica también se suministra al menos a un reactor catalítico aguas abajo que normalmente cataliza una reacción de Claus como se describe con más detalle a continuación.

65 En estas configuraciones y procedimientos, se debe apreciar que la cantidad de gas de reciclaje que de otro modo se necesita para moderar la temperatura en la fase térmica puede reducirse sustancialmente a medida que parte del oxígeno se desvía a uno o más de los reactores catalíticos aguas abajo. Por tanto, también se debe apreciar que las configuraciones de plantas y los procedimientos presentados en este documento utilizan un suministro de oxígeno a una reacción Claus en la fase catalítica.

En un ejemplo de un aspecto de la actividad inventiva tal y como se ilustra esquemáticamente en figura 1, una planta Claus 100 con enriquecimiento de oxígeno tiene una fase térmica 110 y una fase catalítica 120. La fuente de oxígeno 130 está acoplada a la fase térmica 110 y la fase catalítica 120 tal y como se describe con más detalle a continuación.

Tal y como se usa en este documento, y a menos que el contexto indique lo contrario, el término "acoplado a" pretende incluir tanto el acoplamiento directo (en el que dos elementos que están acoplados entre sí y contactan entre sí) como el acoplamiento indirecto (en el que al menos un elemento adicional se encuentra entre los dos elementos). Por lo tanto, los términos "acoplado a" y "acoplado con" se utilizan como sinónimos.

En el ejemplo de la figura 1, la fuente de oxígeno 130 proporciona una corriente de gas rico en oxígeno 132, que típicamente tiene un contenido de oxígeno superior al del aire del ambiente (por ejemplo, al menos 30% en moles). La fase térmica 110 incluye un incinerador 112 y un horno de reacción 114 y está acoplado a una caldera de calor residual 116. El incinerador 112 está configurado para recibir una primera parte de la corriente de gas rico en oxígeno 132A, una corriente de gas ácido 117, un flujo de reciclaje 118, y cuando se desee o sea necesario, una corriente de aire 113.

Más habitualmente, la corriente de gas ácido 117 incluirá al menos 5% en moles de H₂S (por ejemplo, entre 15-80% en moles), y el incinerador 112 se hace funcionar utilizando la primera parte de la corriente de gas rico en oxígeno 132A y la corriente de aire 113 de modo que una fracción deseada del H₂S se convierta en SO₂ para soportar así una reacción Claus en la que se produce azufre elemental.

Más típicamente, una unidad de control (no se muestra en el presente documento) está acoplada a la fase térmica y a los conductos que suministran las diversas corrientes a las fases térmica y catalítica y controla el flujo de las corrientes de manera que el efluente de la fase térmica tenga una proporción de H₂S:SO₂ de al menos 2:1 (por ejemplo, 2.5:1, ó 3:1, ó 5:1, ó incluso más).

El efluente de la fase térmica 119 se suministra en el primer condensador de azufre 122A y se enfría por debajo del punto de rocío del azufre para producir un producto de azufre líquido 123A y un primer efluente gaseoso 124A, del cual una parte se recicla como un flujo o una corriente 118 hacia la fase térmica 110 para el control de la temperatura en el incinerador / horno para mantener la temperatura en o por debajo de una temperatura nominal de funcionamiento para el material refractario. Por supuesto, se debe apreciar que la cantidad de gas de reciclaje dependerá predominantemente de la concentración de H₂S en la corriente de gas ácido 117 y de la cantidad de oxígeno suministrada a través de la corriente 132A.

Más habitualmente, el flujo de reciclaje 118 estará entre aproximadamente un 5% y un 25% del volumen total del primer efluente gaseoso 124A. Después de recalentar el resto del primer efluente gaseoso 124A en el recalentador 125A, la corriente recalentada se suministra a un primer reactor catalítico 126A que también recibe una segunda parte de la corriente de oxígeno 132B.

Más típicamente, la segunda parte de la corriente de oxígeno 132B estará entre aproximadamente el 2 y el 20% en volumen de la corriente de gas rico en oxígeno 132, y la cantidad exacta dependerá en la mayoría de los casos del tipo y actividad del catalizador en el primer reactor catalítico 126A y la relación de H₂S:SO₂ en el primer efluente gaseoso 124A.

El primer reactor catalítico 126A es normalmente un reactor catalítico convencional para una planta Claus y la configuración y/o tamaño particular pueden variar considerablemente y dependerán principalmente de los requisitos de la planta Claus y del volumen / composición del gas ácido que se va a tratar. Sin embargo, con respecto al catalizador o catalizadores empleados en el primer reactor catalítico 126A, se debe tener en cuenta que el reactor catalítico tendrá un catalizador o catalizadores que catalizan la oxidación directa de H₂S a azufre elemental (en contraste con la oxidación selectiva de H₂S a SO₂), o hacia SO₂ y que también catalizan una reacción de Claus de H₂S y SO₂ hacia azufre elemental. En tal caso, un lecho eliminador de oxígeno intermedio se ubica preferiblemente entre el catalizador de oxidación directa aguas arriba y el catalizador Claus aguas abajo.

Alternativamente, los catalizadores adecuados también incluyen aquellos que son tolerantes al oxígeno y catalizan una reacción de Claus (por ejemplo, los catalizadores de alúmina activada promovida por hierro y catalizadores de tipo titanio que tienen la capacidad de convertir H₂S en SO₂ o en azufre elemental en presencia de O₂ y que también catalizan la reacción (Claus) de H₂S/SO₂ en azufre elemental.

El primer reactor catalítico 126A produce el efluente 128A del primer reactor catalítico que se suministra al segundo condensador 122B de azufre donde se elimina el azufre elemental del efluente del reactor catalítico enfriado. Siguiendo la misma secuencia que para el primer reactor catalítico 126A, el segundo efluente gaseoso 124B del segundo condensador de azufre 122B se recalienta en el recalentador 125B y luego se suministra al segundo reactor catalítico 126B junto con la tercera parte de la corriente de oxígeno 132C.

Con respecto al segundo reactor catalítico 126B, se aplican las mismas consideraciones y conceptos que se

proporcionan para el primer reactor catalítico 126A.

El segundo reactor catalítico 126B produce por tanto el efluente 128B del segundo reactor catalítico que se suministra al tercer condensador 122C de azufre donde se elimina el azufre elemental del efluente del reactor catalítico enfriado.

El tercer efluente gaseoso 124C así generado del tercer condensador de azufre 122C se recalienta en el recalentador 125C y se suministra al tercer reactor catalítico 126C junto con la cuarta parte de la corriente de oxígeno 132D.

Con respecto al tercer reactor catalítico 126C, se aplican las mismas consideraciones y conceptos que se proporcionan para el primer reactor catalítico 126A. El tercer reactor catalítico 126C produce así el efluente 128C del tercer reactor catalítico que se suministra al cuarto condensador 122D de azufre donde se elimina el azufre elemental del efluente del reactor catalítico enfriado.

El cuarto efluente gaseoso 124D así generado del cuarto condensador de azufre 122D se suministra luego a una planta de procesamiento de gas residual o un incinerador, según sea más apropiado.

Se debe observar que las mejoras típicas actualmente conocidas de la tecnología Claus (COPE) requieren el reciclaje de cantidades sustanciales de gas ácido enfriado desde el primer condensador de azufre hacia el horno de reacción Claus tal y como ya se indicó anteriormente.

Desafortunadamente, cantidades tan altas de gas de reciclaje a menudo requerirán un equipo nuevo que es significativamente más grande que el de una instalación Claus convencional basada en aire y, en el caso de renovar las instalaciones Claus existentes, será necesario reemplazar el equipo existente (es decir, el incinerador Claus, la caldera de calor residual y/o primer el equipo condensador de azufre). Por lo tanto, y visto desde una perspectiva diferente, el nivel de enriquecimiento de oxígeno está generalmente limitado por el rápido aumento de temperatura y la demanda sustancial concurrente de gas de reciclaje.

Por el contrario, cuando una parte adecuada de oxígeno se desvía hacia los reactores catalíticos aguas abajo (además del suministro de oxígeno al horno), y donde el gas de reciclaje se retro suministra o introduce en el incinerador / horno de la fase térmica, se obtienen numerosos beneficios más allá del control de temperatura.

Por ejemplo, se debe apreciar que la desviación de oxígeno minimizará la cantidad de gas de reciclaje necesaria para la moderación de la temperatura de la llama, lo que a su vez minimiza el tamaño del horno de reacción Claus, la caldera de calor residual y/o el primer condensador de azufre, e incluso elimina completamente la necesidad de reemplazar el equipo existente en una situación de actualización [remodelación] de la planta.

Además, aunque parte del aumento de temperatura en la fase térmica se podría cambiar a una configuración de gas sin reciclado a una fase catalítica que incluye un catalizador de oxidación selectiva (es decir, un catalizador que selectivamente convierte H₂S en SO₂ solamente) falta el control de temperatura en la fase térmica. Por el contrario, donde se emplea gas reciclado para el control de la temperatura y donde un catalizador de oxidación directa (es decir, se usa un catalizador que convierte H₂S en S elemental) o un catalizador Claus tolerante al oxígeno, se puede lograr una mayor capacidad de producción de azufre.

Además, cabe señalar que la adición de oxígeno a un reactor catalítico Claus convencional generalmente se evita en la técnica ya que la presencia de oxígeno conduce típicamente a una rápida degradación del catalizador (por ejemplo, debido a la sulfatación y/o inactivación superficial).

Con respecto a los catalizadores en el primer, segundo y/o subsiguientes reactores catalíticos, se contempla que todos los catalizadores sean adecuados y que catalicen directa o indirectamente una reacción entre oxígeno y H₂S para formar azufre elemental, y los catalizadores especialmente preferidos incluyen catalizadores de oxidación directa (es decir, que catalizan la oxidación de H₂S a azufre elemental), catalizadores Claus sensibles al oxígeno, así como catalizadores tolerantes al oxígeno que catalicen una reacción Claus (por ejemplo, catalizadores de tipo titanio que tienen la capacidad de (a) convertir componentes de H₂S en SO₂ en presencia de oxígeno, y (b) llevar a cabo la reacción (Claus) de H₂S/SO₂ a azufre elemental).

Además, se debe apreciar que el reactor catalítico también puede incluir uno o más lechos captadores de oxígeno, típicamente aguas arriba de un lecho catalítico que es sensible al oxígeno.

Por lo tanto, los reactores catalíticos contemplados pueden incluir solo un tipo de catalizador, y los reactores de catalizador único especialmente preferidos funcionarán con un catalizador tolerante al oxígeno que cataliza una reacción de Claus (por ejemplo, un catalizador de tipo titanio). En tal caso, el oxígeno se consumirá preferiblemente mediante una reacción con H₂S para producir finalmente azufre elemental usando el mismo catalizador que se indicó anteriormente.

Por otro lado, se pueden emplear dos o más tipos de catalizadores donde el primer catalizador cataliza una

oxidación directa de H₂S a azufre elemental, y donde el segundo catalizador es un catalizador Claus convencional que convierte H₂S y SO₂ en azufre elemental.

5 Cuando se desee, se puede interponer un lecho / catalizador eliminador de oxígeno entre el primer y el segundo catalizador. Cabe señalar que debido al uso de oxígeno de derivación a los reactores catalíticos, el uso de gas de reciclaje a la fase térmica y la formación mejorada de azufre elemental usando los catalizadores anteriores, la capacidad de procesamiento para H₂S aumenta significativamente.

10 También se debe tener en cuenta que se espera que los sistemas y procedimientos presentados en este documento no solo ahorren gastos de capital, sino que también acorten los cronogramas del proyecto de renovación y/o mitiguen los cierres innecesarios o prolongados de las unidades de recuperación de azufre existentes durante la renovación [restauración].

15 En aspectos adicionales contemplados en la actividad inventiva, se debe apreciar que la fase térmica generalmente se hace funcionar para asegurar un exceso estequiométrico de H₂S sobre SO₂ (con respecto a una reacción Claus convencional) para acomodar así el oxígeno de derivación a los reactores catalíticos.

20 Por lo tanto, las proporciones adecuadas de H₂S:SO₂ estarán entre 2,0:1 y 2,3:1, entre 2,3:1 y 3:1, entre 3:1 y 4:1, entre 4:1 y 5:1, o entre 5:1 y 6:1, e incluso más. Visto desde una perspectiva diferente, las proporciones adecuadas de H₂S:SO₂ serán al menos 2,5:1, al menos 3:1, al menos 4:1, o al menos 5:1.

Con respecto a la corriente de oxígeno, se debe reconocer que son adecuados todos los tipos de corrientes que contienen oxígeno que tienen una concentración de oxígeno superior a la del aire ambiente.

25 Por lo tanto, las corrientes de oxígeno adecuadas incluyen aquellas que tienen al menos un 30% en moles, más típicamente al menos un 70% en moles y más típicamente al menos un 90% en moles de O₂ (por ejemplo, al menos 98 ó 99% en moles). En la mayoría de los casos, la cantidad de oxígeno desviado hacia los convertidores aguas abajo dependerá, entre otros factores, de la concentración de gas ácido, la cantidad de oxígeno suministrado al incinerador principal y el número de reactores catalíticos Claus aguas abajo.

30 Sin embargo, generalmente se contempla que la fracción de oxígeno desviado total está entre 0,1 y 80% en volumen, más típicamente entre 1 y 60% en volumen, y más típicamente entre 10 y 50% en volumen de la corriente de la fuente de oxígeno.

35 A menos que el contexto dicte lo contrario, todos los rangos establecidos en este documento deben interpretarse como que incluyen sus puntos finales, y los rangos abiertos deben interpretarse para incluir valores comercialmente prácticos. La enumeración de rangos de valores en el presente documento está destinada simplemente a servir como un procedimiento abreviado para hacer referencia individualmente a cada valor separado que se encuentre dentro del rango. A menos que se indique lo contrario en el presente documento, cada valor individual se incorpora

40 en la especificación como si se recitara individualmente en el presente documento.

Además, se debe apreciar que los reactores catalíticos Claus aguas abajo no necesitan recibir necesariamente las mismas cantidades de oxígeno y que, de hecho, uno o más de los convertidores pueden no recibir oxígeno en absoluto. Asimismo, generalmente se prefiere que el gas de reciclaje enfriado se obtenga del primer condensador de azufre. Sin embargo, una parte del gas de reciclaje también se puede obtener de un segundo o tercer condensador

45 (o incluso más aguas abajo).

En particular, los términos "comprende" y "que comprende" deben interpretarse en el sentido de que se refieren a elementos, componentes o etapas de manera no exclusiva, lo que indica que los elementos, componentes o etapas referenciados pueden estar presentes, utilizarse o combinarse con otros elementos, componentes o etapas a los que expresamente no se hace referencia.

50

Cuando las reivindicaciones de la especificación se refieren a al menos uno de algo seleccionado del grupo que consta de A, B, C ... y N, el texto se debe interpretar como que requiere solo un elemento del grupo, no A más N ó B más N, etc.

55

Por último, tal y como se usa en la descripción de este documento y en todas las reivindicaciones que siguen a continuación, el significado de "un", "una" y "el", incluye una referencia en plural a menos que el contexto indique claramente lo contrario, y el significado de "en" incluye "en" y "sobre" a menos que el contexto indique claramente lo contrario.

60

REIVINDICACIONES

- 5 1. Planta de procesamiento de gas, que comprende:
- un sistema de reactor Claus que tiene una fase térmica que comprende un incinerador y un horno de reacción, una fase catalítica que comprende un primer reactor catalítico, un primer condensador de azufre acoplado de manera fluida entre la fase térmica y la fase catalítica, y una fuente de oxígeno configurada para proporcionar una corriente de oxígeno;
- 10 en el que la fase térmica está configurada para recibir una corriente de gas ácido, una corriente de aire, un flujo de reciclaje y una primera parte de la corriente de oxígeno;
- en el que el primer reactor catalítico está configurado para recibir un primer efluente gaseoso del primer condensador de azufre y una segunda parte de la corriente de oxígeno, y para producir un primer efluente del reactor catalítico;
- 15 en el que el flujo de reciclaje es una parte del primer efluente gaseoso del primer condensador de azufre;
- 20 en el que la planta está configurada además de modo que la temperatura de la fase térmica sea controlable mediante el flujo de reciclaje;
- en el que la planta está configurada de tal manera que una corriente del flujo de reciclaje se puede reducir mediante el uso de la segunda parte de la corriente de oxígeno; y
- 25 en el que la planta está configurada además de manera que el flujo de la corriente de gas ácido se pueda incrementar mediante el uso de la segunda parte de la corriente de oxígeno; y
- 30 un segundo condensador de azufre acoplado de forma fluida al primer reactor catalítico y configurado para recibir el efluente del primer reactor catalítico y producir un segundo efluente gaseoso.
2. La planta de procesamiento de gas de la reivindicación 1, que comprende además un segundo reactor catalítico que está configurado para recibir el segundo efluente gaseoso del segundo condensador de azufre y una tercera parte de la corriente de oxígeno, y que comprende además un tercer condensador de azufre acoplado de forma fluida al segundo reactor catalítico y que está configurado para producir un tercer efluente gaseoso.
- 35 3. La planta de procesamiento de gas de la reivindicación 2 que comprende además un tercer reactor catalítico que está configurado para recibir el tercer efluente gaseoso del tercer condensador de azufre y una cuarta parte de la corriente de oxígeno, y que comprende además un cuarto condensador de azufre acoplado de forma fluida al tercer reactor catalítico y que está configurado para producir un cuarto efluente gaseoso.
- 40 4. La planta de procesamiento de gas de la reivindicación 1, en la que el primer reactor catalítico comprende un lecho de catalizador aguas arriba que tiene un primer catalizador que cataliza una oxidación directa de sulfuro de hidrógeno a azufre o a SO₂ y un lecho de catalizador aguas abajo que tiene un segundo catalizador que cataliza una reacción Claus.
- 45 5. La planta de procesamiento de gas de la reivindicación 1, en la que la corriente de oxígeno de la fuente de oxígeno tiene un contenido de oxígeno de al menos 30% en moles.
- 50 6. La planta de procesamiento de gas de la reivindicación 1 que comprende además una unidad de control que está configurada para ajustar el flujo de las primeras y segundas partes de las corrientes de oxígeno y el flujo de reciclaje para mantener así una temperatura predeterminada en la etapa térmica.
- 55 7. Un procedimiento para hacer funcionar una planta Claus, que comprende:
- proporcionar un sistema de reactor Claus que tiene una fase térmica con un incinerador y un horno de reacción, una fase catalítica con un primer reactor catalítico, un primer condensador de azufre acoplado de manera fluida entre la fase térmica y la fase catalítica, y una fuente de oxígeno que proporciona una corriente de oxígeno;
- 60 suministrar a la fase térmica una corriente de gas ácido, una corriente de aire, un flujo de reciclaje y una primera parte de la corriente de oxígeno;
- suministrar al primer reactor catalítico un primer efluente gaseoso del primer condensador de azufre y una segunda parte de la corriente de oxígeno para producir así un efluente del primer reactor catalítico;
- 65 en el que la corriente de reciclaje se usa para controlar la temperatura en la fase térmica y en el que la

segunda parte de la corriente de oxígeno se usa para reducir el flujo de la corriente de reciclaje y aumentar el flujo de la corriente de gas ácido;

5 utilizar una parte del primer efluente gaseoso del primer condensador de azufre como flujo de reciclaje; y
 acoplar un segundo condensador de azufre al primer reactor catalítico para recibir el efluente del primer reactor catalítico y producir un segundo efluente gaseoso.

10 8. El procedimiento de la reivindicación 7, que comprende además una etapa de suministrar el segundo efluente gaseoso del segundo condensador de azufre y una tercera parte de la corriente de oxígeno a un segundo reactor catalítico para producir un segundo efluente del reactor catalítico, y suministrar el efluente del segundo reactor catalítico a un tercer condensador de azufre para producir un tercer efluente gaseoso.

15 9. El procedimiento de la reivindicación 8, que comprende además la etapa de suministrar el tercer efluente gaseoso del tercer condensador de azufre y una cuarta parte de la corriente de oxígeno a un tercer reactor catalítico para producir un tercer efluente del reactor catalítico, y suministrar el efluente del tercer reactor catalítico a un cuarto condensador de azufre para producir un cuarto efluente gaseoso.

20 10. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que la fase térmica se hace funcionar para producir en el primer efluente gaseoso una relación H₂S:SO₂ mayor que 2:1.

25 11. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que el primer reactor catalítico comprende uno o más catalizadores que catalizan una oxidación directa de H₂S a azufre elemental o hacia SO₂ y una reacción Claus de H₂S a azufre elemental; preferiblemente en el que el primer reactor catalítico comprende un catalizador corriente arriba que cataliza la oxidación en la dirección de H₂S a azufre elemental y un catalizador corriente abajo que cataliza una reacción de Claus de H₂S a azufre elemental.

30 12. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que el primer reactor catalítico comprende un catalizador de alúmina activada promovida por hierro o un catalizador de oxidación de titanio.

13. El procedimiento de la reivindicación 7, que comprende además una etapa de usar una unidad de control para ajustar el flujo de las primeras y segundas partes de las corrientes de oxígeno y el flujo de reciclaje para mantener así una temperatura predeterminada en la fase térmica.

35 14. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que menos del 80% del oxígeno enriquecido se suministra a la fase térmica como la primera parte de la corriente de gas rico en oxígeno; o en el que la corriente de gas rico en oxígeno de la fuente de oxígeno tiene un contenido de oxígeno de al menos 30% en moles.

40 15. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que la segunda parte de la corriente de oxígeno es al menos el 5% en volumen de la corriente de gas rico en oxígeno de la fuente de oxígeno.

