

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 669 735**

51 Int. Cl.:

B01D 53/50 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **24.04.2013 PCT/CN2013/074657**

87 Fecha y número de publicación internacional: **30.10.2014 WO14172860**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **24.04.2013 E 13882863 (7)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **21.03.2018 EP 2990096**

54 Título: **Método y aparato para tratar gas de cola ácido usando el proceso con amoníaco**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
29.05.2018

73 Titular/es:

**JIANGNAN ENVIRONMENTAL PROTECTION
GROUP INC. HARNEYS FIDUCIARY (CAYMAN)
LIMITED (100.0%)
Harneys Fiduciary (Cayman) Limited, 4th Floor,
Harbour Place, 103 South Church Street, P.O.
Box 10240,
Grand Cayman, KY**

72 Inventor/es:

**XU, CHANGXIANG;
LUO, JING;
FU, GUOGUANG y
XU, YANZHONG**

74 Agente/Representante:

MILTENYI, Peter

ES 2 669 735 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

Método y aparato para tratar gas de cola ácido usando el proceso con amoniaco

Campo de la invención

5 Esta invención se refiere a una tecnología de purificación y a un aparato para gas de chimenea industrial tal como un gas de cola ácido (gas de chimenea) en un proceso químico (químico con carbón). Específicamente, la invención se refiere a una tecnología de desulfuración y a un aparato que usa amoniaco como absorbente para retirar dióxido de azufre de un gas de chimenea y producir un fertilizante como subproducto. Esta invención pertenece a los campos técnicos de la protección ambiental, las industrias energética o química.

Antecedentes de la invención

10 El dióxido de azufre descargado de procesos industriales es la principal fuente de lluvia ácida y contaminación por dióxido de azufre. Para controlar las emisiones de dióxido de azufre para mejorar la calidad ambiental, es necesaria y debe ejecutarse la desulfuración de gases de chimenea industriales.

15 Gas de cola ácido se refiere generalmente al gas de cola generado a partir de las siguientes etapas: un gas que contiene azufre generado a partir del proceso químico (especialmente químico con carbón) en primer lugar pasa por el proceso de recuperación para recuperar azufre, fenoles, naftalenos, etcétera, y se envía luego a la incineradora para quemar por completo los compuestos orgánicos y el sulfuro de hidrógeno. El principal componente peligroso en el gas de cola ácido es dióxido de azufre a alta concentración, que es necesario tratar en la unidad de desulfuración para cumplir con los reglamentos sobre emisiones.

20 En la industria química del carbón, el proceso de recuperación de azufre de Claus se usa habitualmente para retirar el sulfuro de hidrógeno y recuperar azufre. Para garantizar que el gas de cola cumple con las normas sobre emisiones, la tecnología SuperClaus, EuroClaus o SCOT se usa habitualmente para tratar el gas de cola procedente de la unidad de recuperación de azufre de Claus en dos etapas convencional. Todos estos procesos tienen las desventajas de ser un proceso complicado, alta inversión, alto coste operativo, funcionamiento difícil o similar. Por ejemplo, el documento CN200710049014 mejora el proceso de recuperación de azufre de Claus a baja temperatura mezclando un gas ácido y aire para que tengan lugar reacciones de Claus en el interior de la cámara de combustión, y usando el gas de proceso procedente de la primera etapa de la caldera de calor residual como fuente de recalentamiento. Esta invención contiene un intercambiador de calor gas-gas, que utiliza el gas de proceso en la primera etapa de la caldera de calor residual, o el gas de chimenea en el conducto de salida de la incineradora a 600°C como recurso de recalentamiento para los reactores posteriores. Los reactores de la segunda etapa a la cuarta etapa y los condensadores de azufre de la tercera etapa a la quinta etapa se controlan mediante un programa de válvula de conmutación. En cada ciclo de conmutación, dos de los tres reactores experimentan absorción a baja temperatura mientras que el otro reactor experimenta un aumento en rampa de temperatura, regeneración estable, enfriamiento gradual y enfriamiento estable. Tal control es complicado, y si no puede lograrse un control estable, se verá afectada en gran medida la eficiencia de recuperación de azufre.

35 Se usan previamente carbonato de sodio e hidróxido de sodio para la retirada de dióxido de azufre de gas de cola ácido en procesos químicos a pequeña escala. Este método también tiene las desventajas de altos costes de capital y operativos, y funcionamiento complicado o similar. La industria química del carbón que usa un gasificador de lecho fijo atmosférico con carbón en trozos como materia prima usa a menudo una tecnología de desulfuración a presión atmosférica instalando un absorbedor que se hace funcionar a presión atmosférica (20 kPa) en el proceso de gasificación de carbón. En la actualidad en China, se usan a menudo la circulación y regeneración de disolución de Kauri para desulfuración, y luego se usan dispositivos de recuperación de azufre para generar azufre.

45 En la actualidad, se usa ampliamente desulfuración de piedra caliza para tratar gas de chimenea procedente de calderas de carbón. Los costes de capital y operativos para un dispositivo de desulfuración de piedra caliza son altos, y especialmente, requiere piedra caliza de alta calidad, y el mercado para el subproducto de desulfuración (yeso) es limitado. Las aguas residuales generadas a partir de este proceso han de desecharse. La desulfuración con carbonato de sodio e hidróxido de sodio, que se usa a menudo en el tratamiento de desulfuración de gas de cola ácido, consume carbonato de sodio e hidróxido de sodio, y el mercado para su subproducto, el sulfato de sodio, es limitado, dando como resultado un alto coste operativo y una escasa fiabilidad.

50 Con las amplias aplicaciones de la tecnología de desulfuración con amoniaco, las ventajas de este método se vuelven cada vez más significativas. Al beneficiarse de ventajas tales como alta eficiencia, ausencia de contaminación secundaria, recirculación de subproductos, proceso sencillo y capacidad de integración con la desulfuración de gas de chimenea de calderas, la tecnología de desulfuración con amoniaco puede aplicarse a más procesos industriales. El documento CN101579602A da a conocer un método para tratar gases de chimenea que contienen SO₂ con amoniaco para producir sulfato de amonio. Por ejemplo, en la industria química del carbón, la recuperación de azufre de Claus en dos etapas puede combinarse con desulfuración con amoniaco, logrando una eficiencia de desulfuración de más del 99,5% y una recuperación de azufre del 95%. El subproducto sulfato de amonio puede venderse directamente, hay ausencia de contaminación secundaria, el proceso es sencillo y fácil de

hacer funcionar, y los costes de capital y operativos son bajos. El diseño integrado que combina el subproducto generado a partir del tratamiento de desulfuración con amoníaco con el de la desulfuración con amoníaco de caldera puede reducir adicionalmente la inversión en el sistema de tratamiento posterior y simplificar el flujo del proceso. Este método simplifica el control de emisiones de protección ambiental en estas plantas y produce beneficios en la gestión del funcionamiento de la planta.

Sumario de la invención

El propósito de esta invención es proporcionar un método para tratar gas de cola ácido usando un proceso con amoníaco y un aparato del mismo. Especialmente, la combinación del proceso de Claus y la tecnología de desulfuración con amoníaco puede mejorar eficazmente la eficiencia de desulfuración de gas de cola ácido, y controlar eficazmente el escape de amoníaco y la generación de aerosoles. Además, este proceso es sencillo y el coste operativo es bajo. La eficiencia de desulfuración es del $\geq 95\%$, y la razón de recuperación de amoníaco es del $\geq 96,5\%$.

Solución técnica de la invención:

El problema de la presente invención se resuelve mediante el método de tratamiento de gas de chimenea de la reivindicación 1 adjunta.

La invención también proporciona un aparato de tratamiento de gas de chimenea según la reivindicación 6 adjunta.

La solicitud proporciona un método de tratamiento de gas de chimenea para tratar gas de cola ácido usando un proceso con amoníaco y un aparato del mismo, que incluye lo siguiente:

1) según la concentración de dióxido de azufre en el gas de chimenea (gas de cola), suministrar aire para hacer que la concentración de dióxido de azufre alcance una condición de absorción adecuada; y se lleva a cabo el tratamiento de desulfuración con amoníaco de gas de cola ácido en el interior del absorbedor; la concentración de dióxido de azufre que ha de introducirse en el absorbedor es $\leq 30.000 \text{ mg/Nm}^3$;

2) establecer el enfriamiento de la pulverización de agua de proceso y/o el enfriamiento de la pulverización de disolución de sulfato de amonio en el conducto de entrada del absorbedor o en el interior del absorbedor para enfriar y lavar el gas de cola, de modo que se haga que el gas de chimenea cumpla la condición de absorción de la desulfuración. La concentración de sulfato de amonio aumenta cuando se usa la disolución de sulfato de amonio para el enfriamiento de la pulverización. Tal aumento hace que la disolución de sulfato de amonio se concentre o incluso cristalice, y genera productos con diferentes concentraciones.

3) proporcionar una sección de oxidación en el absorbedor, en el que la sección de oxidación está dotada de distribuidores de oxidación para oxidar la disolución de absorción de desulfuración para garantizar que la eficiencia de oxidación de la disolución de absorción sea de más del 98%.

4) proporcionar una sección de absorción en el absorbedor en el que la sección de absorción logra la absorción de la pulverización de desulfuración usando distribuidores de disolución de absorción mediante una disolución de absorción que contiene amoníaco. Este establecimiento garantiza que la eficiencia de desulfuración sea de más del 95%.

5) proporcionar una capa de lavado de agua por encima de la sección de absorción en el absorbedor, en el que la capa de lavado de agua lava las gotas de disolución de absorción en el gas de cola para reducir el escape de la disolución de absorción así como para controlar el flujo de lavado de agua con el fin de mantener la concentración de la disolución de absorción.

6) proporcionar un desnebulizador por encima de la capa de lavado de agua en el interior del absorbedor para controlar la concentración de gotas de nebulización en el gas de cola depurado.

Se describen realizaciones preferidas de la presente invención en las reivindicaciones dependientes

El flujo del proceso de la invención es tal como sigue:

El proceso del método de tratamiento de gas de chimenea para tratar gas de cola ácido usando un proceso con amoníaco y el aparato se describen tal como sigue: la concentración de dióxido de azufre del gas de chimenea se ajusta a través del suministro de aire desde el soplador de aire 2 en la entrada del absorbedor 8. Entonces el gas de chimenea fluye al absorbedor 16 después de enfriarse a través de la capa de pulverización de enfriamiento de lavado 15 en la entrada del absorbedor 16 o después de enfriarse por la capa de pulverización de enfriamiento 17 usando disolución de sulfato de amonio en el interior del absorbedor. Entonces se retira el dióxido de azufre mediante lavado dentro de la capa de pulverización de absorción 13 en el interior del absorbedor 16. Después de la absorción a través de la capa de lavado de agua 12 y la retirada de gotas de nebulización a través del desnebulizador 11, se descarga el gas depurado de la chimenea 10 a través del conducto de gas depurado 9.

Puede lograrse el enfriamiento del gas de chimenea complementando el aire y pulverizando agua de proceso o/y

disolución de sulfato de amonio.

Además, la circulación de la disolución de absorción puede ser una circulación en una etapa o una circulación en dos etapas. Si se requiere que se genere disolución de sulfato de amonio con baja concentración a partir del absorbedor, el sistema de circulación en una etapa de la disolución de absorción es adecuado. Si se requiere que se genere disolución de sulfato de amonio con alta concentración o suspensión espesa de cristales de sulfato de amonio a partir del absorbedor, deberá usarse el sistema de circulación en dos etapas de la disolución de absorción. Las funciones del sistema de circulación de la disolución de absorción de primera etapa son absorción y oxidación. La bomba de circulación 5 extrae la disolución de absorción de la parte inferior del absorbedor y la lleva a la capa de pulverización de absorción 13 en el interior del absorbedor para la pulverización. La disolución de absorción entra en contacto con el gas de proceso en el interior del absorbedor para lavar y absorber dióxido de azufre, y generar sulfito de amonio. La disolución de absorción que contiene sulfito de amonio entra en contacto con el aire de oxidación suministrado por el soplador de aire de oxidación 1 y lo lleva a la sección de oxidación 4 en la parte inferior del absorbedor 16 para generar sulfato de amonio después de oxidación. Se suministra amoniaco desde el tanque de almacenamiento de disolución de amoniaco 3. El sistema de circulación de la disolución de absorción de segunda etapa es una circulación de pulverización de enfriamiento (concentración y cristalización), en la que el gas de proceso se enfría por la disolución de sulfato de amonio bombeada desde el tanque de almacenamiento de disolución de sulfato de amonio 6 a la capa de pulverización de lavado de enfriamiento 17 en el interior del absorbedor y/o a la capa de lavado de enfriamiento 15 en la entrada del absorbedor, y la disolución de sulfato de amonio se evapora, concentra e incluso cristaliza. La disolución/disolución espesa generada a partir del absorbedor se transporta mediante la bomba de descarga de sulfato de amonio 7, y se usa para producir sulfato de amonio sólido o similar, o se usa directamente.

Principales parámetros en la invención:

La concentración del dióxido de azufre en el gas de proceso que entra en el absorbedor es de no más de 30.000 mg/Nm³;

La temperatura óptima del gas de proceso que entra en la capa de pulverización de absorción del absorbedor es de no más de 80°C;

La temperatura operativa de la capa de pulverización de absorción en el interior del absorbedor es de no más de 65°C;

La temperatura de la disolución de absorción es de no más de 65°C;

La velocidad de gas superficial es de 1,5 m/s a 4 m/s;

La razón líquido-gas del líquido de enfriamiento y lavado es de no más de 6 l/m³;

La razón líquido-gas de la disolución de absorción de pulverización es de 1 l/m³ a 15 l/m³;

La concentración de la disolución de sulfato de amonio es de no menos del 15%.

Esta invención puede ser el proceso de tratamiento de desulfuración con amoniaco de gas de cola ácido que sigue el proceso de recuperación de azufre de Claus (incluyendo el proceso de Claus refinado y la unidad de desulfuración con amoniaco de gas de chimenea de calderas).

La invención proporciona un aparato de tratamiento de gas de chimenea para tratar gas de cola ácido usando un proceso con amoniaco, que comprende un absorbedor 16, un soplador de aire 2, un tanque de almacenamiento de disolución de amoniaco 3, una sección de oxidación de absorbedor (una torre de desulfuración) 4, una bomba de recirculación de absorbedor 5, un tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6, una bomba de descarga de sulfato de amonio 7, un conducto de entrada del absorbedor 8, un conducto de gas depurado 9, una chimenea 10, un desnebulizador 11, una capa de lavado de agua 12, una capa de pulverización de absorción 13 en el interior del absorbedor 16, una bomba de lavado de enfriamiento 14, una capa de pulverización de lavado de enfriamiento de entrada 15 y una bomba de pulverización 17. El conducto de entrada del absorbedor se conecta con el soplador de aire 2 y hay dispositivos de enfriamiento y pulverización 15 y 17 establecidos en el conducto de entrada del absorbedor 16 o en el interior del absorbedor con el agua de proceso o/y la disolución de sulfato de amonio. Hay una sección de oxidación 4 establecida en el interior del absorbedor 16, y se establecen distribuidores de oxidación en el interior de la sección de oxidación 4 para lograr la oxidación de la disolución de absorción de desulfuración. Hay una sección de absorción 13 establecida en el interior del absorbedor 16, y la sección de absorción 13 usa distribuidores de absorción para lograr la absorción de la pulverización de desulfuración mediante la disolución de absorción que contiene amoniaco. La sección de oxidación 4 está equipada con un soplador de oxidación 1, y la disolución generada a partir de la sección de oxidación 4 se transporta al tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6 y se transporta fuera del dispositivo mediante la bomba de descarga de sulfato de amonio 7.

La capa de pulverización de enfriamiento 17 es aquella con la tasa de cobertura de pulverización de más del 200%, mientras que la capa de pulverización de absorción 13 usa de dos a cuatro capas de pulverización del tipo de torre

de pulverización o el tipo de torre de relleno, y la tasa de cobertura de pulverización para cada capa es de más del 250%. La capa de lavado de agua 12 del tipo de torre de relleno se establece por encima de la capa de pulverización de absorción 13. El desnebulizador 11 se establece en la parte superior del absorbedor 16. El conducto de gas depurado 9 y la chimenea 10 se conectan directamente al absorbedor 16 desde su parte superior.

- 5 Un soplador de aire 2 de tipo centrífugo se usa para ajustar la concentración de gas de cola ácido, y pueden ajustarse la presión y la velocidad de flujo según los parámetros del gas de cola ácido, para garantizar que la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola sea de no más de 30.000 mg/Nm³.

10 El soplador de aire de oxidación 1 es el dispositivo para suministrar aire de oxidación para oxidar sulfito de amonio en sulfato de amonio. La presión del soplador se establece según el nivel de líquido de la sección de oxidación y deberá ser de no menos de 0,05 MPa. Además, la velocidad de flujo del aire de oxidación deberá ser mayor del 150% del valor teórico.

15 La altura del absorbedor 16 es de 20 m a 40 m. El tiempo de residencia de oxidación en la sección de oxidación 4 es de no menos de 30 minutos, y se establecen distribuidores gas-líquido del tipo de placa/rejilla en la sección de oxidación 4. La velocidad de gas superficial del absorbedor en la capa de pulverización de absorción 13, la capa de lavado de agua 12 y el desnebulizador 11 es de 1 m/s a 5 m/s. El desnebulizador 11 usa 2-3 placas deflectoras.

Beneficios de la invención:

20 Esta invención proporciona un esquema de proceso de desulfuración de gas de cola ácido con alta eficiencia, baja inversión y aprovechamiento pleno. El diseño integrado que combina el subproducto generado a partir de la unidad de desulfuración con amoníaco de gas ácido con las unidades de desulfuración con amoníaco de caldera puede reducir la inversión en el sistema de tratamiento posterior y simplifica el flujo del proceso. Este método intensifica el control ambiental para plantas, y produce beneficios en la gestión del funcionamiento.

25 El enfriamiento por pulverización con agua de proceso y/o la disolución de sulfato de amonio se establece en el conducto de entrada del absorbedor o en el interior del absorbedor para enfriar el gas de cola ácido que entra en el absorbedor hasta por debajo de 125°C, y también para ahorrar en la energía consumida en la cristalización por evaporación de sulfato de amonio. Además, suministrar aire para lograr una concentración apropiada de gas de cola ácido amplía las aplicaciones industriales del proceso de desulfuración con amoníaco. Por ejemplo, en la industria química del carbón, si el proceso de recuperación de azufre de Claus se combina con la tecnología de desulfuración con amoníaco, pueden lograrse una eficiencia de desulfuración de más del 99,5% y una eficiencia de recuperación de azufre de aproximadamente el 95%. El subproducto sulfato de amonio puede venderse directamente, hay ausencia de contaminación secundaria, el proceso es sencillo y fácil de hacer funcionar, y los costes de capital y operativos son bajos. La tecnología no requiere un control complicado en el proceso de recuperación de azufre de Claus u otros procesos de Claus refinados. El azufre que no puede recuperarse en el proceso de Claus, puede recuperarse mediante el método descrito en esta invención, lo que mejora eficazmente la eficiencia de desulfuración y controla el escape de amoníaco y la generación de aerosoles. Además, este proceso es sencillo y el coste operativo es bajo. Esta invención, con excelente rendimiento en cuanto a la eficiencia de desulfuración y recuperación de amoníaco, proporciona una solución novedosa para problemas de control de contaminación tales como la turbidez que se produce con frecuencia en China recientemente. Los subproductos de la desulfuración con amoníaco pueden usarse eficazmente, haciendo que este proceso sea más viable desde un punto de vista económico. El diseño de los dispositivos en esta invención también es sencillo y fiable. La combinación de una capa de pulverización de enfriamiento y una capa de pulverización de absorción, así como un soplador con velocidad de flujo ajustable lo hacen más conveniente para tratar gas de cola ácido a tiempo.

Breve descripción de los dibujos

La figura 1 muestra un aparato y diagrama de flujo de esta invención;

45 la figura 2 muestra un aparato y diagrama de flujo de desulfuración con amoníaco para tratar gas de cola ácido procedente de una planta de gas natural;

la figura 3 muestra un aparato y diagrama de flujo de desulfuración con amoníaco para tratar gas de cola ácido procedente del proceso de recuperación de azufre de Claus en una planta química de carbón;

la figura 4 muestra un aparato y diagrama de flujo de desulfuración con amoníaco para tratar gas de cola ácido químico;

50 la figura 5 muestra un aparato y diagrama de flujo de desulfuración con amoníaco para tratar gas de cola ácido con recuperación de azufre de Claus de una refinería de petróleo;

Símbolos de referencia

Un soplador de aire de oxidación 1, un soplador de aire 2, un tanque de almacenamiento de disolución de amonio 3, una sección de oxidación de absorbedor (torre de desulfuración) 4, una bomba de recirculación de absorción 5, un

tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6, una bomba de descarga de sulfato de amonio 7, un conducto de entrada del absorbedor 8, un conducto de gas depurado 9, una chimenea 10, un desnebulizador 11, una capa de lavado de agua 12, una capa de pulverización de absorción de absorbedor 13, una bomba de lavado de enfriamiento 14, una capa de pulverización de lavado de enfriamiento de entrada 15, un absorbedor 16, una bomba de pulverización (bomba de disolución de amoniaco) 17, una entrada de gas de cola ácido 18, aire 19, amoniaco 20, agua de proceso 21, sulfato de amonio acabado o sulfato de amonio semiacabado 22.

Descripción detallada de la invención

El proceso de esta invención puede dividirse en las siguientes cinco etapas:

A. Ajuste de la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido

10 La concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido que entra en el absorbedor se ajusta según las especificaciones de producto, el balance de agua y la velocidad de oxidación, etc., y la concentración es de no más de 30.000 mg/Nm³, que puede lograrse suministrando aire al gas de cola ácido a través del soplador de aire.

B. Enfriamiento del gas de cola ácido, y concentración (cristalización) de la disolución de absorción

15 La temperatura del gas de cola ácido es habitualmente de más de 120°C, que se enfriará hasta no más de 80°C antes de la absorción del dióxido de azufre. El método usa agua de proceso y disolución de sulfato de amonio para lavar el gas de cola, y puede establecerse una capa de lavado en el conducto de entrada del absorbedor o en el interior del absorbedor. Cuando se usa disolución de sulfato de amonio para reducir la temperatura del gas de cola ácido, se evapora agua en la disolución de sulfato de amonio para aumentar la concentración e incluso pueden generarse cristales en la disolución. Se determina la concentración del producto según el balance y los requisitos del agua de proceso.

C. Absorción de dióxido de azufre

25 Gas de proceso con una temperatura entre 40°C y 80°C o menos pasa a través de la reacción de absorción después de reaccionar con la disolución de absorción en la capa de enfriamiento de absorción del absorbedor, y entonces se retira dióxido de azufre, y se genera sulfito de amonio. El método hace circular la disolución de absorción mediante una bomba de circulación de absorción, y alimenta luego la disolución de absorción a la sección de oxidación en el absorbedor para la oxidación.

D. Oxidación de sulfito de amonio

30 La sección de oxidación se establece bajo la capa de pulverización de absorción o en la parte inferior del absorbedor. El sulfito de amonio generado a partir de la absorción de dióxido de azufre entra en la sección de oxidación para oxidarse a sulfato de amonio mediante el aire de oxidación (incluyendo aire, aire enriquecido en oxígeno u oxígeno puro). El método establece distribuidores de oxidación en la sección de oxidación en el interior del absorbedor, y se suministra aire de oxidación por un soplador de oxidación. Si la concentración de la disolución de absorción es baja, también pueden usarse métodos tales como flujo de chorro para la oxidación.

E. Lavado y desnebulización del gas de proceso

35 El gas de proceso con dióxido de azufre retirado contiene gotas de disolución de absorción, que se retirarán por lavado con agua en la capa de pulverización. Se retirarán las gotas de agua dentro del gas de proceso después del lavado mediante el desnebulizador anterior para reducir el consumo de agua y el impacto al entorno.

Características de los principales dispositivos relacionados con esta invención:

1) Absorbedor

40 El absorbedor, el dispositivo central usado en este proceso, es habitualmente cilíndrico, pero también puede ser cuadrado u otras formas. De abajo arriba, el absorbedor puede dividirse en una sección de oxidación, una capa de enfriamiento y lavado (una sección de concentración y cristalización), una capa de pulverización de absorción, una capa de lavado de agua y un desnebulizador. La velocidad de gas superficial es de 1,5 m/s a 4 m/s.

A) Sección de oxidación

45 La sección de oxidación puede establecerse en la parte inferior del absorbedor o en el exterior del absorbedor, y se determinan su diámetro y altura según la demanda de oxidación. Normalmente, el tiempo de residencia de oxidación es de no menos de 0,5 h.

Se establecen distribuidores líquido-gas en el interior de la sección de oxidación, para garantizar un buen contacto entre líquido y gas. También pueden usarse dispositivos tales como flujo de chorro para la oxidación.

50 B) Capa de pulverización de enfriamiento

La capa de pulverización de enfriamiento usa agua o/y disolución de sulfato de amonio para enfriar el gas de cola ácido. Normalmente, se establecen un dispositivo de pulverización de agua o/y un dispositivo de pulverización de sulfato de amonio. Se establece el dispositivo de pulverización de agua en el interior del conducto de gas de proceso de entrada, mientras que se establece el dispositivo de pulverización de sulfato de amonio en el conducto mencionado anteriormente o en el interior del absorbedor según los requisitos. La tasa de cobertura de la capa de pulverización de enfriamiento es de más del 200%, la velocidad de flujo de pulverización total es de no menos de 4 veces la tasa de evaporación de agua, y la razón líquido-gas es de no menos de 6 l/m³.

C) Capa de pulverización de absorción

La capa de pulverización de absorción se establece en la parte central-superior del absorbedor normalmente del tipo de torre de pulverización, o de la combinación del tipo de torre de pulverización y del tipo de torre de relleno. Según la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido, se colocan de dos a cuatro capas de pulverización, mientras que la tasa de cobertura de pulverización de cada capa es de más del 250%.

D) Capa de lavado de agua

La capa de lavado de agua del tipo de torre de relleno se establece por encima de la capa de pulverización de absorción. Se determina la velocidad de flujo de agua según el balance de agua.

E) Desnebulizador

El desnebulizador se establece en la parte superior del absorbedor, y el desnebulizador que puede colocarse horizontalmente también puede establecerse en el conducto de gas depurado del absorbedor. El desnebulizador del tipo de placa deflectora se selecciona habitualmente, y también puede usarse un relleno habitual como desnebulizador si no hay deposición de cenizas. La velocidad de gas superficial del desnebulizador es de 3 a 4,5 m/s.

2) Soplador de aire

El soplador de aire se usa para ajustar la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido, y a menudo se usa un soplador centrífugo. La presión de aire y la velocidad de flujo se establecen dependiendo de los parámetros de gas de cola ácido para garantizar que la concentración de dióxido de azufre del gas de cola ácido sea de no más de 30.000 mg/Nm³.

3) Soplador de aire de oxidación

El soplador de aire de oxidación es el dispositivo para suministrar aire de oxidación para oxidar sulfito de amonio en sulfato de amonio. La presión del soplador se establece según el nivel de líquido de la sección de oxidación, y es habitualmente de no menos de 0,05 MPa. Además, la velocidad de flujo deberá ser del 150% del valor teórico o más.

Ejemplo 1: La figura 2 muestra un aparato de desulfuración con amoniaco para tratar gas de cola ácido procedente de una planta de gas natural

La velocidad de flujo total del gas de cola ácido es de 13,375 Nm³/h, la temperatura es de 152°C, la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido es de 31,443 mg/Nm³, y la presión es de 100.000Pa. El absorbente es amoniaco acuoso con una concentración del 15%.

Flujo del proceso y dispositivos: la figura 2 muestra el diagrama de flujo y los dispositivos del proceso. Después de complementarse el gas de cola ácido con aire a la temperatura ambiental mediante el soplador de aire 2, se disminuye la concentración de dióxido de azufre hasta 22.000 mg/Nm³ y se disminuye la temperatura hasta 115°C. Se disminuye adicionalmente la temperatura del gas de cola ácido hasta 70°C en la entrada del absorbedor enfriándose con agua de proceso y capa de pulverización de disolución de sulfato de amonio 15 (la velocidad de flujo de agua de proceso es de 0,2 m³/h y la velocidad de flujo de disolución de sulfato de amonio es de 20 m³/h). Entonces el gas de chimenea entra en el absorbedor 16 para pulverizarse con la disolución de absorción. Entonces el gas de proceso se depura mediante tres capas de pulverización de disolución de absorción 13, y la velocidad de flujo de disolución de absorción es de 40 m³/h en cada capa. Se disminuye la concentración de dióxido de azufre hasta 60 mg/Nm³ (86 mg/Nm³ en las condiciones del gas de cola ácido original una eficiencia de desulfuración del 99,7%). Se depura entonces gas de proceso a 47°C mediante la capa de lavado de agua 12, se desnebuliza mediante el desnebulizador 11, y entonces se descarga de la chimenea 10.

La disolución de absorción con dióxido de azufre absorbido se oxida para dar disolución de sulfato de amonio mediante el aire de oxidación procedente del soplador de aire de oxidación 1 en la sección de oxidación 4 en la parte inferior del absorbedor. La disolución de sulfato de amonio fluye al tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6, y se transporta mediante la bomba de descarga de sulfato de amonio al sistema de sulfato de amonio de la planta de desulfuración con amoniaco de gas de chimenea de calderas. Se bombea amoniaco desde el tanque de almacenamiento de disolución de amoniaco 3 a la parte inferior del absorbedor mediante la bomba de disolución de

amoniaco 17 para ajustar el pH de la disolución de absorción.

Principales características de los dispositivos:

El absorbedor 16 está compuesto por acero inoxidable 316L con una altura total de 29 m.

5 El diámetro de la sección de oxidación 4 es de 4 m y los distribuidores gas-líquido son del tipo de rejilla. La capa de pulverización de absorción 13, con un diámetro de 2 m, tiene tres capas de distribuidores de pulverización y cada capa tiene 3 boquillas de pulverización. El diámetro de la capa de lavado de agua 12 es de 2 m con 200 mm de relleno corrugado.

El diámetro del desnebulizador 11 es de 2 m con dos placas deflectoras y el material es PP mejorado.

10 El tipo del soplador de aire 2 es un soplador centrífugo compuesto por acero al carbono con un flujo nominal de 7.000 Nm³/h y una presión de salida nominal de 2.500 Pa. Se requieren dos sopladores de aire, siendo uno para redundancia. El tanque de almacenamiento de disolución de amoniaco 3 está compuesto por acero al carbono y el volumen es de 50 m³.

La bomba de disolución de amoniaco 17 está compuesta por acero inoxidable con un flujo nominal de 4 m³/h.

15 El soplador de aire de oxidación 1 es un compresor de aire del tipo de pistón con un flujo nominal de 15 m³/min y una presión de salida nominal de 2,0 MPa. Se requieren dos sopladores de aire siendo uno para redundancia.

La bomba de circulación de absorción está compuesta por acero inoxidable 316L con un flujo nominal de 40 m³/h. Se requieren tres bombas de circulación de absorción, y cada bomba de recirculación de absorción cubre hasta una capa de distribuidores de pulverización de absorción.

20 Parámetros operativos y resultados: se consume una disolución de amoniaco al 15% a 1.531 kg/h, y se produce una disolución de sulfato de amonio al 25% a 3.460 kg/h, y la eficiencia de recuperación de amoniaco es del 97%.

La concentración de dióxido de azufre en el gas depurado es de 60 mg/Nm³ (la concentración es de 86 mg/Nm³ en la condición de gas de cola ácido y la eficiencia de desulfuración es del 99,7%).

25 El diagrama de flujo del proceso de la desulfuración con amoniaco para tratar gas de cola ácido procedente de una planta de gas natural mostrado en la figura 2 también incluye gas de cola ácido 23 y disolución de amoniaco 24 de la planta de gas natural.

Ejemplo 2: El aparato de desulfuración con amoniaco para tratar gas de cola del proceso de recuperación de azufre de Claus de una planta química de carbón

30 Se genera gas de cola ácido procedente de la unidad de recuperación de azufre de Claus de una planta química de carbón a partir de gas ácido después de pasar a través de un proceso de recuperación de azufre de Claus en dos etapas, una incineradora de gas de cola y una caldera de calor residual. La velocidad de flujo total de gas de cola ácido es de 59.912 Nm³/h, la temperatura es de 165°C, la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido es de 12.600 mg/Nm³, y la concentración de oxígeno es del 2% y la presión es de 0,02 MPa. El absorbente es amoniaco anhidro al 99,6%.

35 Flujo del proceso: La figura 3 muestra el diagrama de flujo del proceso. El gas de cola ácido fluye al absorbedor 16 después de depurarse y enfriarse hasta aproximadamente 100°C mediante la capa de pulverización (1 m³/h) de agua de proceso 15 en la entrada del absorbedor, y entonces se depura el gas mediante la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 (disolución de sulfato de amonio, 120 m³/h) en el interior del absorbedor. Después de enfriarse el gas de proceso hasta aproximadamente 70°C, el gas de proceso entra en la parte superior del absorbedor 16, y se depura mediante tres capas de pulverización de absorción 13, y la velocidad de flujo de disolución de absorción en cada capa es de 140 m³/h. Se disminuye la concentración de dióxido de azufre hasta 80 mg/Nm³, siendo la eficiencia de desulfuración del 99,4%. Se depura gas de proceso con una temperatura de 47°C mediante la capa de depuración de agua 12, y se eliminan gotas por el desnebulizador 11 y luego se descargan de la chimenea 10.

45 Después de absorber dióxido de azufre, la disolución de absorción se oxida a disolución de sulfato de amonio mediante el aire de oxidación procedente del soplador de aire de oxidación 1 en la sección de oxidación 4 en la parte inferior del absorbedor. Entra disolución de sulfato de amonio en el tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6, y se bombea entonces mediante la bomba de lavado de enfriamiento 14 a la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 en el interior del absorbedor para depurar el gas de proceso. Después de los procesos de lavado y enfriamiento, el sulfato de amonio fluye de vuelta al tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6.

50 La concentración de sulfato de amonio en la disolución de absorción en la sección de oxidación se controla a aproximadamente el 20%, mientras que en el tanque de sulfato de amonio es de aproximadamente el 45%. Se transporta la salida al dispositivo de evaporación y cristalización de sulfato de amonio en la planta mediante la bomba de descarga de sulfato de amonio para la producción de sulfato de amonio sólido.

Se bombea amoniaco anhidro desde el tanque de almacenamiento de amoniaco anhidro 3 al absorbedor mediante la bomba de amoniaco líquido 17 (o mediante su propia presión si la temperatura es lo suficientemente alta) para ajustar el pH de la disolución de absorción.

Principales características de los dispositivos:

5 El absorbedor 16 está compuesto por acero al carbono con un revestimiento de laminillas de vidrio para anticorrosión. Tiene 32 m de altura y el diámetro es de 4 m.

Se establecen distribuidores gas-líquido en el interior de la sección de oxidación 4. Se establece una capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 en el interior del absorbedor con cuatro boquillas de pulverización en cada capa. Se establecen una capa de pulverización de absorción 13 con tres capas de distribuidores de pulverización en la parte superior de la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2, y cada capa tiene 5 boquillas de pulverización. La capa de pulverización de absorción 13 está separada de la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 por soporte de boquilla de aire.

Se establece un relleno ondulado de 200 mm en la capa de lavado de agua 12.

El desnebulizador 11 usa dos capas de placas deflectoras con el material de PP mejorado.

15 El tanque de almacenamiento de disolución de amoniaco 3 está compuesto por acero al carbono con un volumen de 50 m³.

La bomba de disolución de amoniaco está compuesta por acero inoxidable con un flujo nominal de 4 m³/h.

20 El soplador de aire 1 es un compresor de aire de tornillo con un flujo nominal de 40 m³/min, y la presión de salida nominal es de 2,0 MPa. Se requieren dos sopladores de aire, de los que uno está funcionando mientras que el otro está en reposo.

La bomba de circulación de absorción está compuesta por acero inoxidable 2605 con un flujo nominal de 140 m³/h. Se requieren tres bombas de circulación de absorción, y cada bomba de recirculación de absorción cubre hasta una capa de distribuidores de pulverización de absorción.

25 La bomba de lavado de enfriamiento está compuesta por acero inoxidable 2605 con un flujo nominal de 120 m³/h. Se requieren dos bombas, de las que una está funcionando mientras que la otra está en reposo.

Parámetros operativos y resultado: se consume amoniaco anhidro al 99,6% a 412 kg/h, se produce disolución de sulfato de amonio al 45% a 3.438 kg/h, y la eficiencia de recuperación de amoniaco es del 97,1%. La concentración de dióxido de azufre en el gas depurado es de 80 mg/Nm³, siendo la eficiencia de desulfuración del 99,4%.

30 El diagrama de flujo del proceso de la desulfuración con amoniaco proceso para tratar el gas de cola ácido procedente del proceso de recuperación de azufre de Claus de una planta química de carbón mostrado en la figura 3 también incluye gas de cola ácido de recuperación de azufre de Claus de química del carbón 25 y amoniaco líquido 24.

Ejemplo 3: Dispositivos de desulfuración con amoniaco para tratar gas de cola ácido procedente de un proyecto de química

35 Se queman gas ácido con azufre y líquido residual orgánico generado a partir de un proyecto de química en el interior de una incineradora, y se recircula el calor mediante una caldera de calor residual para producir el vapor de agua subproducto, y entonces se genera el gas de cola ácido con dióxido de azufre. La velocidad de flujo de gas de cola ácido total es de 11.018 Nm³/h, la temperatura es de 350°C, la concentración de dióxido de azufre es del 2,57% (%v), que la concentración de oxígeno es del 6,22%, y la presión es de 5.000 Pa.

40 El absorbente es amoniaco anhidro al 99,6%.

Flujo del proceso: la figura 4 muestra el diagrama de flujo del proceso. Se reduce la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido hasta 6680 mg/Nm³ después del complemento de aire a la temperatura ambiental desde el soplador de aire 10, y entonces se disminuye la temperatura hasta 60°C. Se depura el gas de cola ácido y se enfría mediante pulverización de agua de proceso (0,5 m³/h) en la capa de pulverización 15 en la entrada del absorbedor, y entonces el gas de proceso pasa al absorbedor 16, y se depura mediante la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 (el flujo de disolución de sulfato de amonio es de 140 m³/h) en el interior del absorbedor. Después de enfriarse el gas de proceso hasta aproximadamente 50°C, el gas de proceso entra en la parte superior del absorbedor 16, y se depura mediante las tres capas de pulverización de absorción 13, y la velocidad de pulverización de la disolución de absorción en cada capa es de 160 m³/h. Entonces se reduce la concentración de dióxido de azufre hasta 30 mg/Nm³ (la concentración es de 321 mg/Nm³ en la condición de gas de cola ácido, siendo la eficiencia de desulfuración del 99,6%). Se depura gas de proceso a 48°C mediante la capa de depuración de agua 12 y se desnebuliza mediante el desnebulizador 11 antes de descargarse de la chimenea 10.

La disolución de absorción que tiene dióxido de azufre absorbido se oxida a disolución de sulfato de amonio mediante aire de oxidación procedente del soplador de aire de oxidación 1 en la sección de oxidación 4 en la parte inferior del absorbedor. Entra disolución de sulfato de amonio en el tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6, y entonces se bombea mediante la bomba de lavado de enfriamiento 14 a la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 en el interior del absorbedor para depurar gas de proceso. Después de los procesos de lavado y depuración, el sulfato de amonio fluye de vuelta al tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6.

Se controla la concentración de sulfato de amonio en la disolución de absorción en la sección de oxidación a aproximadamente el 30%, mientras que la concentración de sulfato de amonio sólido en el tanque de disolución de absorción de sulfato de amonio es de aproximadamente el 10%. Se transporta la salida mediante la bomba de descarga de sulfato de amonio a la planta para la separación sólido-líquido en el sistema de tratamiento posterior. Las aguas madre generadas a partir de la separación sólido-líquido en el sistema de tratamiento posterior se envían de vuelta al tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6 para cristalización por circulación.

Se bombea amoniaco anhidro del tanque de almacenamiento de amoniaco 3 al absorbedor mediante la bomba de amoniaco líquido 17 (o mediante su propia presión si la temperatura es lo suficientemente alta) para ajustar el pH de la disolución de absorción.

Principales características de los dispositivos:

El absorbedor 16 está compuesto por acero al carbono con revestimiento de laminillas de vidrio para anticorrosión. Tiene 31 m de altura y el diámetro es de 4,8 m. Se establecen distribuidores gas-líquido en el interior de la sección de oxidación 4.

Se establece una capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 en el interior del absorbedor con nueve boquillas de pulverización en cada capa. Una capa de pulverización de absorción 13 con distribuidores de pulverización en tres capas está equipada en la parte superior de la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2, y cada capa tiene 11 boquillas de pulverización. La capa de pulverización de absorción 13 está separada de la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 por un soporte de boquilla de aire. La capa de lavado de agua 12 tiene un relleno con ondulaciones de 200 mm. El desnebulizador 11 usa dos capas de placas deflectoras con PP mejorado.

El tanque de almacenamiento de disolución de amoniaco 3 está compuesto por acero al carbono con un volumen de 120 m³. Se requieren dos tanques, siendo uno para redundancia.

El material de la bomba de disolución de amoniaco 17 es acero inoxidable con un flujo nominal de 1 m³/h. El soplador de aire 1 es un compresor Roots con una velocidad de flujo de 50 m³/min, y una presión de salida nominal de 0,15 MPa. Son necesarias dos piezas, siendo una para redundancia. El material de la bomba de circulación de absorción es acero inoxidable 2605 con un flujo nominal de 160 m³/h. Son necesarias tres piezas, correspondiendo una bomba de circulación de absorción a una capa de distribuidores de pulverización de absorción. El material de la bomba de lavado de enfriamiento es acero inoxidable 2605 con un flujo nominal de 140 m³/h. Se requieren dos piezas, de las que una está funcionando mientras que la otra está en reposo.

Parámetros operativos y resultado: se consume amoniaco anhidro al 99,6% a 431 kg/h, se produce sulfato de amonio sólido a 1618 kg/h, y la eficiencia de recuperación de amoniaco es del 97,1%.

La concentración de dióxido de azufre en el gas depurado es de 30 mg/Nm³, mientras que la de dióxido de azufre en la condición de gas de cola ácido es de 321 mg/Nm³, y la eficiencia de desulfuración es del 99,6%.

El diagrama de flujo del proceso de desulfuración con amoniaco para tratar gas de cola ácido químico mostrado en la figura 4 también incluye las aguas madre 31 en el sistema de proceso posterior de sulfato de amonio, y la descarga de gas depurado 27.

Ejemplo 4: Un aparato de desulfuración con amoniaco para tratar gas de cola ácido procedente del proceso de recuperación de azufre de Claus de una refinería de petróleo

Se genera gas de cola ácido procedente de la unidad de recuperación de azufre de Claus de una refinería de petróleo a partir de gas ácido después de pasar a través de un proceso de recuperación de azufre de Claus en dos etapas, una incineradora de gas de cola y una caldera de calor residual. La velocidad de flujo de gas de cola ácido total es de 61.221 Nm³/h, la temperatura es de 160°C, la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido es de 10.200 mg/Nm³, la concentración de oxígeno es del 7% y la presión es 0,02 MPa. El absorbente es amoniaco anhidro al 99,6%.

Flujo del proceso: Remítase a la figura 5 para el diagrama de flujo de desulfuración con amoniaco para el gas de cola con el proceso de recuperación de azufre de Claus de una refinería de petróleo. Se depura el gas de cola ácido y se enfría mediante la capa de pulverización de agua de proceso (a 1 m³/h) 15 en la entrada del absorbedor, disminuyendo la temperatura hasta aproximadamente 100°C, y entonces fluye al absorbedor 16. Después de eso, se depura el gas de proceso mediante la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 (disolución de sulfato de amonio está a 120 m³/h) en el interior del absorbedor. Después de reducirse la temperatura de gas de proceso hasta

5 aproximadamente 70°C, el gas de proceso fluye a la parte superior del absorbedor 16, y se depura mediante tres capas de pulverización de absorción 13, y la velocidad de flujo de la disolución de absorción en cada capa es de 140 m³/h. Se reduce la concentración de dióxido de azufre hasta 80 mg/Nm³, siendo la eficiencia de desulfuración del 99,2%. Se depura gas de proceso con una temperatura de 46°C mediante la capa de depuración de agua 12, y se eliminan gotas de nebulización mediante el desnebulizador 11 antes de descargarse fuera de la chimenea 10.

10 Se oxida la disolución de absorción con dióxido de azufre absorbido a disolución de sulfato de amonio mediante aire de oxidación procedente del soplador de aire de oxidación 1 en la sección de oxidación 4 en la parte inferior del absorbedor. Entra disolución de sulfato de amonio en el tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6, y entonces se bombea mediante la bomba de lavado de enfriamiento 14 a la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 en el interior del absorbedor para depurar el gas de proceso. Después de los procesos de lavado y enfriamiento, el sulfato de amonio fluye de vuelta al tanque de almacenamiento de sulfato de amonio 6.

15 Se controla la concentración de sulfato de amonio en la disolución de absorción en la sección de oxidación a aproximadamente el 20%, mientras que en el tanque de sulfato de amonio es de aproximadamente el 45%. Se transporta la disolución de sulfato de amonio al 45% a la unidad de evaporación y cristalización de sulfato de amonio mediante la bomba de descarga de sulfato de amonio para la producción de sulfato de amonio sólido.

Se bombea amoniaco anhidro desde el tanque de almacenamiento de amoniaco 3 al absorbedor mediante la bomba de amoniaco 17 (o mediante su propia presión si la temperatura es lo suficientemente alta) para ajustar el pH de la disolución de absorción.

Principales características de los dispositivos:

20 El absorbedor 16 está compuesto por acero al carbono con revestimiento de laminillas de vidrio para anticorrosión. El absorbedor tiene 24 m de altura y el diámetro es de 4 m.

25 Se establece una capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 en el interior del absorbedor con cuatro boquillas de pulverización en cada capa. Se establece una capa de pulverización de absorción 13 con tres capas de distribuidores de pulverización en la parte superior de la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2, y cada capa tiene 5 boquillas de pulverización. La capa de pulverización de absorción 13 está separada de la capa de lavado y pulverización de enfriamiento 2 por el soporte de boquilla de aire.

Se establece un relleno ondulado de 200 mm en la capa de lavado de agua 12.

El desnebulizador 11 se usa en dos placas deflectoras con el material de PP mejorado.

30 El tanque de almacenamiento de disolución de amoniaco 3 está compuesto por acero al carbono con un volumen de 50 m³.

La bomba de disolución de amoniaco 17 está compuesta por acero inoxidable con un flujo nominal de 4 m³/h.

El soplador de aire 1 es un compresor de aire de tornillo con un flujo nominal de 40 m³/min, y la presión de salida nominal es de 2,0 MPa. Se requieren dos sopladores de aire, de los que uno está funcionando mientras que el otro está en reposo.

35 La bomba de circulación de absorción está compuesta por acero inoxidable 2605 con un flujo nominal de 140 m³/h. Se requieren tres bombas de circulación de absorción, y cada bomba de recirculación de absorción cubre hasta una capa de distribuidores de pulverización de absorción.

La bomba de lavado de enfriamiento está compuesta por acero inoxidable 2605 con un flujo nominal de 120 m³/h. Se requieren dos bombas, de las que una está funcionando mientras que la otra está en reposo.

40 El tanque de oxidación está compuesto por acero al carbono con revestimiento de laminillas de vidrio para anticorrosión. Tiene 4,5 m de altura y el diámetro es de 10 m. Se establecen distribuidores gas-líquido en el tanque de oxidación 4.

Parámetros operativos y resultado:

45 Se consume amoniaco anhidro al 99,2% a 341 kg/h, se produce disolución al 45% (en peso) de sulfato de amonio a 2.840 kg/h, y la eficiencia de recuperación de amoniaco es del 97,3%.

La concentración de dióxido de azufre del gas depurado es de 80 mg/Nm³, siendo la eficiencia de retirada del 99,2%. En la figura 5, también se incluye gas de cola ácido 30 procedente de la incineradora de recuperación de azufre.

REIVINDICACIONES

1. Método de tratamiento de gas de chimenea para tratar gas de cola ácido usando un proceso con amoníaco, caracterizado porque, comprende las siguientes etapas:
 - 5 a) ajustar la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola ácido añadiendo aire desde un soplador de aire en el conducto de entrada de un absorbedor para hacer que la concentración del dióxido de azufre introducido en el absorbedor sea $\leq 30.000 \text{ mg/Nm}^3$;
 - 10 b) enfriar y lavar el gas de cola ácido usando una pulverización de agua de proceso y/o pulverización de disolución de sulfato de amonio en el conducto de entrada del absorbedor o en el interior del absorbedor, en el que la concentración de la disolución de sulfato de amonio aumenta cuando se pulveriza el gas de cola ácido con disolución de sulfato de amonio;
 - 15 c) absorber dióxido de azufre mediante absorción por pulverización del gas de cola ácido con una disolución de absorción que contiene amoníaco en una sección de absorción en el absorbedor, en el que la sección de absorción está dotada de distribuidores de disolución de absorción y la disolución de absorción contiene amoníaco suministrado por un tanque de almacenamiento de amoníaco;
 - d) oxidar el sulfito de amonio generado en la etapa c) en una sección de oxidación en el absorbedor, en el que la sección de oxidación está dotada de distribuidores de oxidación;
 - e) retirar por lavado la disolución de absorción dentro del gas de cola con agua en una capa de lavado de agua por encima de la sección de absorción en el absorbedor para reducir el escape de la disolución de absorción;
 - 20 f) retirar las gotas de agua dentro del gas de cola con un desnebulizador previsto por encima de la capa de lavado de agua en el interior del absorbedor para controlar la concentración de gotas de nebulización contenidas en el gas de cola depurado.
2. Método según la reivindicación 1, caracterizado porque, la circulación de la disolución de absorción es una circulación en una etapa de la disolución de absorción o una circulación en dos etapas de la disolución de absorción; el sistema de circulación en dos etapas es una circulación de pulverización de enfriamiento, en el que la disolución de sulfato de amonio se bombea mediante una bomba de lavado de enfriamiento desde un tanque de almacenamiento de sulfato de amonio a la capa de pulverización de lavado de enfriamiento en el interior del absorbedor y/o a la capa de lavado de enfriamiento en la entrada del absorbedor para enfriar el gas de chimenea, mientras la disolución de sulfato de amonio se evapora, concentra o incluso cristaliza parcialmente.
3. Método de tratamiento de gas de chimenea según la reivindicación 1, caracterizado porque la temperatura del gas de cola ácido que fluye a la sección de absorción en el absorbedor es $\leq 80^\circ\text{C}$; la temperatura operativa de la sección de absorción en el absorbedor es $\leq 65^\circ\text{C}$; la temperatura de disolución de absorción es $\leq 65^\circ\text{C}$.
- 35 4. Método según la reivindicación 3, caracterizado porque, la velocidad de gas superficial es de 1,5 m/s a 4 m/s; la razón líquido-gas de la disolución de absorción de enfriamiento es $\leq 6 \text{ l/m}^3$; la razón líquido-gas de pulverización de absorción es de 1 l/m^3 a 15 l/m^3 ; la concentración de la disolución de sulfato de amonio es \geq el 15%.
- 40 5. Método según una cualquiera de las reivindicaciones 1-4, caracterizado porque el tratamiento de desulfuración con amoníaco de gas de cola ácido es un proceso de tratamiento de desulfuración con amoníaco para tratar el gas de cola ácido procedente del proceso de recuperación de azufre de Claus o el proceso de recuperación de azufre de Claus mejorado, y el proceso de enfriamiento se logra mediante complemento de aire, enfriamiento con agua y/o enfriamiento con disolución de sulfato de amonio.
- 45 6. Aparato de tratamiento de gas de chimenea para tratar gas de cola ácido usando un proceso con amoníaco, caracterizado porque comprende un absorbedor (16), un soplador de aire (2), un tanque de disolución de amoníaco (3), una sección de oxidación de absorbedor (4) dotada de distribuidores de oxidación, una bomba de circulación de absorción (5), un tanque de almacenamiento de sulfato de amonio (6), una bomba de descarga de sulfato de amonio (7), un conducto de entrada del absorbedor (8), un conducto de gas depurado (9), una chimenea (10), un desnebulizador (11), una capa de lavado de agua (12), una sección de absorción (13) dotada de distribuidores de disolución de absorción; un soplador de aire de oxidación (1) previsto en la sección de oxidación (4); una bomba de lavado de enfriamiento (14), una capa de pulverización de lavado de enfriamiento de entrada (15) y una bomba de pulverización (17), en el que el conducto de entrada se conecta con el soplador de aire (2), en el que se establece un dispositivo de pulverización de agua de proceso y/o de disolución de sulfato de amonio en el conducto de entrada del absorbedor (8) o en el interior del absorbedor (16), en el que la sección de oxidación (4) está dotada de
- 50
- 55

- distribuidores de oxidación para oxidar la disolución de absorción de desulfuración, en el que el soplador de aire (2) se conecta con el conducto de entrada del absorbedor (8), y en el que la capa de pulverización de enfriamiento es la pulverización de enfriamiento con una tasa de cobertura de más del 200%, mientras que la sección de absorción (13) consiste en de dos a cuatro capas de pulverización con el tipo de torre de pulverización o el tipo de torre de relleno, y la tasa de cobertura de pulverización para cada capa es de más del 250%.
- 5
7. Aparato de tratamiento de gas de chimenea según la reivindicación 6, caracterizado porque la capa de lavado de agua (12) con un tipo de torre de relleno está previsto por encima de la sección de absorción (13), el desnebulizador se establece en la parte superior del absorbedor, y el conducto de gas depurado (9) y la chimenea (10) están previstos por encima del absorbedor (16).
- 10
8. Aparato de tratamiento de gas de chimenea según la reivindicación 6, caracterizado porque el soplador de aire (2) es un soplador de aire centrífugo adaptado para ajustar la concentración de gas de cola ácido suministrando aire, y la presión y la cantidad de flujo del mismo se establecen según los parámetros del gas de cola ácido para garantizar que la concentración de dióxido de azufre en el gas de cola no sea de más de 30.000 mg/Nm³.
- 15
9. Aparato de tratamiento de gas de chimenea según la reivindicación 6 ó 7, caracterizado porque la altura del absorbedor (16) es de 20 m a 40 m; están previstos distribuidores gas-líquido con un tipo de placa o un tipo de rejilla, y el desnebulizador (11) tiene de 2 a 3 placas deflectoras.

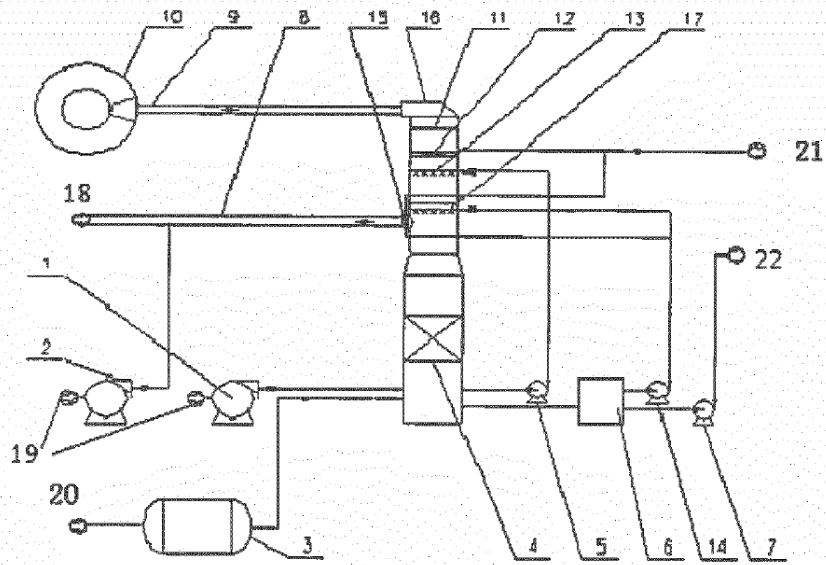


Fig. 1

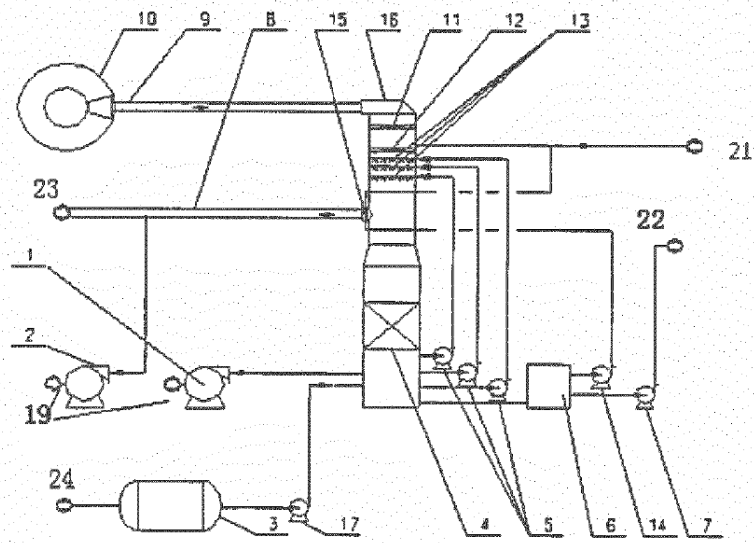


Fig. 2

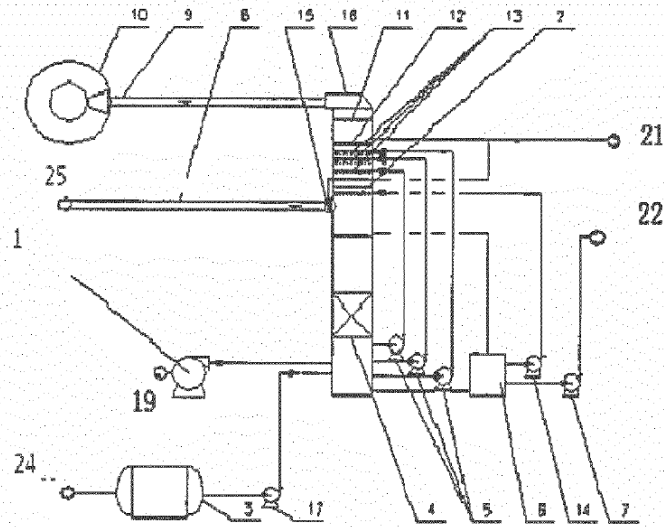


Fig. 3

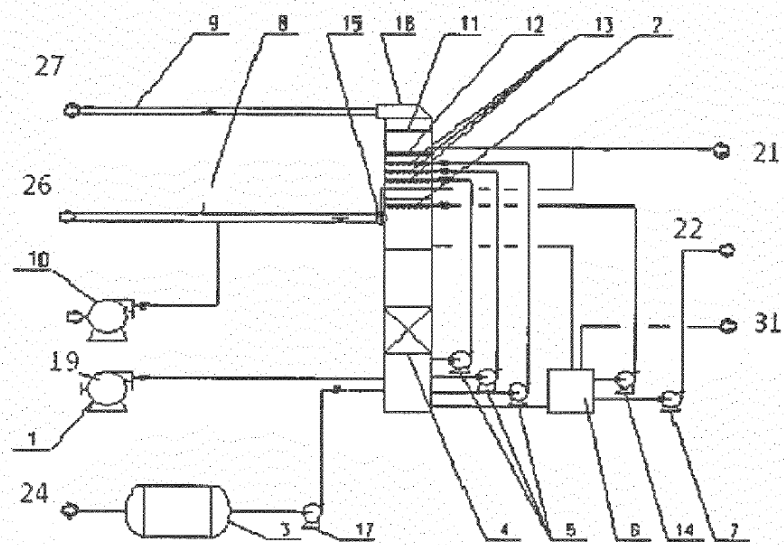


Fig. 4

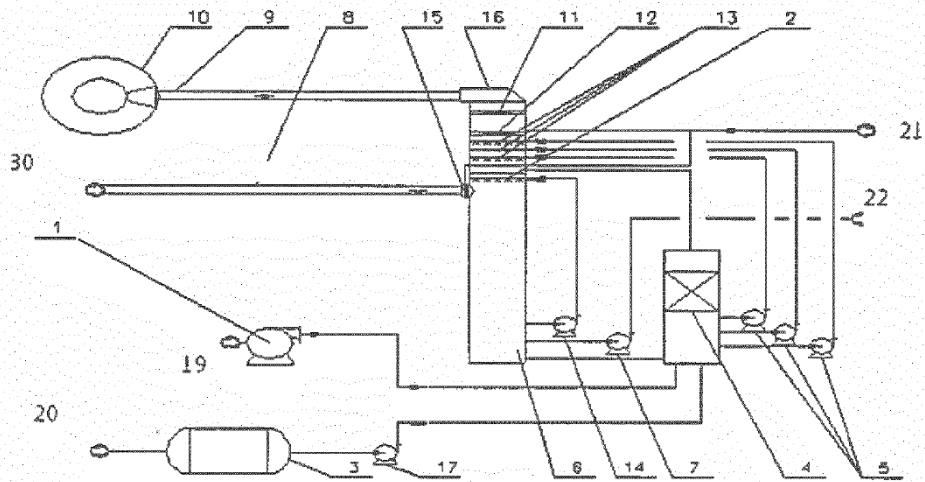


Fig. 5