

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 644 341**

51 Int. Cl.:

C01B 17/765 (2006.01)

C01B 17/80 (2006.01)

F01K 17/06 (2006.01)

F01K 23/06 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **24.10.2013 PCT/EP2013/072309**

87 Fecha y número de publicación internacional: **30.04.2015 WO15058804**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **24.10.2013 E 13780165 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.09.2017 EP 3060518**

54 Título: **Procedimiento para operar una planta de ácido sulfúrico**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
28.11.2017

73 Titular/es:
**OUTOTEC (FINLAND) OY (100.0%)
Rauhalanpuisto 9
02230 Espoo, FI**

72 Inventor/es:
**DAUM, KARL-HEINZ;
STORCH, HANNES;
NEUMANN, RALF y
SCHALK, WOLFRAM**

74 Agente/Representante:
ELZABURU, S.L.P

ES 2 644 341 T3

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

DESCRIPCIÓN

Procedimiento para operar una planta de ácido sulfúrico

Campo de la invención

5 La presente invención se refiere a un procedimiento para operar una planta para la producción de ácido sulfúrico, en el que un gas que contiene trióxido de azufre se suministra a un sistema de absorción intermedio o a un absorbente final que se absorbe al menos parcialmente en ácido sulfúrico, en el que el sistema de absorción intermedio comprende un absorbente co-corriente de 1ª etapa y un absorbente contracorriente de 2 etapas y en el que la instalación comprende además un sistema de recuperación de calor para producir vapor de baja presión utilizando el calor generado por la absorción exotérmica del trióxido de azufre en el ácido sulfúrico.

10 El ácido sulfúrico generalmente se produce por el denominado proceso de doble absorción tal como se describe en Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5ª edición, vol. A25, páginas 635 a 700. El dióxido de azufre (SO₂) obtenido como gas residual de plantas metalúrgicas o por combustión de azufre se convierte en trióxido de azufre (SO₃) en un convertidor de múltiples etapas por medio de un catalizador sólido, p. ej. con pentóxido de vanadio como componente activo. El SO₃ obtenido se retira después de las etapas de contacto del convertidor y se
15 suministra a un absorbedor intermedio o después de la última etapa de contacto del convertidor a un absorbedor final en el que el gas que contiene SO₃ es guiado en flujo contracorriente o co-corriente a ácido sulfúrico concentrado y absorbido en el mismo.

La absorción del SO₃ en ácido sulfúrico es un proceso fuertemente exotérmico, de modo que el ácido se calienta y debe enfriarse de nuevo. Al mismo tiempo, el calor del ácido, que es claramente > 140°C, puede ser utilizado para la
20 generación de vapor y la recuperación de energía. Varios sistemas de recuperación de calor son conocidos y empleados en la técnica, tales como el denominado sistema HEROS implementado por el solicitante (véase, p. ej. el documento WO 2005/095272 A o el documento WO 2011/091950 A) o el denominado sistema HRS de Monsanto como se describe en el documento EP 0 499 290 B1. En el sistema HEROS, el sistema de absorción intermedio comprende un absorbedor de Venturi y una torre de absorción intermedia en la que en el absorbedor de Venturi
25 generalmente la cantidad principal (80-90%) del SO₃ suministrado se absorbe en ácido sulfúrico y sólo se alimenta la cantidad restante de SO₃ en la torre de absorción intermedia.

El documento WO 2011/091950 A2 trata sobre un enfriamiento fiable del ácido sulfúrico y para aumentar la seguridad de la planta. El trióxido de azufre gaseoso se introduce en un absorbedor de Venturi en flujo co-corriente con ácido sulfúrico concentrado suministrado a través de un conducto y se absorbe en parte en el ácido caliente,
30 cuya concentración aumenta de este modo. El ácido sulfúrico retirado en la parte inferior del absorbedor de Venturi se suministra a un tanque de bombeo ácido y se suministra adicionalmente a un espacio envolvente del intercambiador de calor. Se suministra agua a los elementos de transferencia de calor dispuestos en el espacio de la envuelta y se convierte al menos parcialmente en vapor por enfriamiento del ácido sulfúrico. El vapor generado en el intercambiador de calor se separa del agua en un tambor de vapor, por lo que el agua así obtenida es recirculada desde el tambor de vapor al intercambiador de calor por medio de una bomba de circulación.

A través de un conducto, el trióxido de azufre no absorbido se introduce en un absorbedor intermedio, que atraviesa en contracorriente al ácido sulfúrico concentrado para su posterior absorción. El trióxido de azufre no absorbido se
40 retira de la parte superior del absorbedor intermedio, mientras que el ácido sulfúrico enriquecido se extrae en el fondo, se elimina parcialmente como producto o se utiliza de otro modo en la planta y se diluye con agua en un tanque de bombeo ácido y enfriando en un intercambiador de calor el resto se recircula por medio de una bomba a través del conducto al absorbedor intermedio.

El documento US 2013/115159 A1 muestra un procedimiento para producir ácido sulfúrico, con el que se obtiene una recuperación mejorada de energía a partir de la zona de absorción en la que el SO₃ se absorbe en ácido sulfúrico. La energía se recupera en forma útil, por ejemplo, como vapor de presión intermedio. Se consigue una
45 recuperación energética mejorada mientras se preserva el control de la corrosión en las superficies de intercambio de calor que se humedecen con ácido de absorción y sin generación excesiva o intolerable de niebla ácida. La cantidad de vapor de presión intermedio que puede generarse a partir del bucle de absorción puede aumentarse.

El documento WO 2008/064698 A1 muestra un proceso de producción de ácido sulfúrico concentrado a partir de un gas de alimentación que contiene de 0,1% en volumen a 30% en volumen de SO₂. Un gas de alimentación fuerte que contiene preferiblemente de 6% en volumen a 30% en volumen de SO₂ permite que el gas que entra en la etapa de condensación húmeda final tenga un punto de rocío ácido de más de 260°C, mientras que al mismo tiempo alcanza los requerimientos actuales de emisiones de niebla ácida de aproximadamente 20 ppmv sin recurrir a una dilución de aire sustancial de dicho gas de alimentación fuerte.

Los sistemas de recuperación de calor existentes en la etapa de absorción intermedia de una planta de ácido sulfúrico tienen, sin embargo, desventajas cuando no se usa vapor de baja presión o cuando falla el sistema de recuperación de calor. Si esto ocurre en el sistema HRS, la planta completa de ácido sulfúrico tiene que ser cerrada. En el sistema HEROS, el absorbedor de Venturi se puede utilizar como un conducto de gas en el que no se

introduce ácido sulfúrico, pero debido a la baja velocidad de irrigación en la torre de absorción intermedia, la capacidad de la planta tiene que ser reducida.

Sumario de la invención

5 Un objeto de la presente invención es permitir el funcionamiento de una planta de ácido sulfúrico a escala completa incluso en el caso de que el sistema de recuperación de calor no funcione.

De acuerdo con la presente invención, este problema se resuelve mediante un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1 que permite un funcionamiento de modo dual de la planta de ácido sulfúrico. Cuando el sistema de recuperación de calor está en funcionamiento y se produce vapor de baja presión, todo el ácido extraído del absorbedor de la etapa 1ª y de la 2ª etapa se hace circular en el circuito ácido del absorbente de la etapa 1ª, mientras que cuando el sistema de recuperación de calor no está en funcionamiento, no se suministra ácido al absorbente de etapa 1ª y la etapa 2ª preferiblemente se alimenta exclusivamente de un sistema de circulación de ácido independiente, tal como el sistema de circulación de ácido del absorbedor final o el flujo cruzado de una torre de secado según se proporciona en plantas convencionales de ácido sulfúrico.

15 De acuerdo con una realización preferida de la invención, la etapa 1ª está diseñada como un absorbedor de tipo Venturi y la etapa 2ª está diseñada como un absorbedor de lecho empaquetado.

Cuando el sistema de recuperación de calor está en funcionamiento, preferiblemente la velocidad de irrigación del absorbente de la etapa 2ª se ajusta a 5 a 30%, preferiblemente de 10 a 20% del flujo total de ácido requerido para absorber todo el SO₃ contenido en el gas que contiene trióxido de azufre suministrado al sistema de absorción intermedio. En este modo de funcionamiento, de acuerdo con la invención, se retira el ácido suministrado al absorbedor de la fase 2ª del circuito ácido del absorbedor final. La bomba de ácido del absorbente de la fase 2ª está preferiblemente fuera de funcionamiento. La temperatura por debajo del empaquetamiento es más de 130°C, preferiblemente más de 150°C. Toda la energía térmica generada en el sistema de absorción intermedio se recupera en el sistema de recuperación de calor.

25 Si, por otro lado, el sistema de recuperación de calor no está en funcionamiento, la velocidad de irrigación del absorbedor de la etapa 2ª se incrementa hasta > 90%, preferiblemente 100% del flujo total de ácido requerido para absorber todo el SO₃ que está contenido en el gas que contiene el trióxido de azufre suministrado al sistema de absorción intermedio, mientras que no se suministra ácido sulfúrico al absorbedor de la etapa 1ª.

Si el absorbente de la etapa 1ª no es activo, en las plantas de la técnica anterior no se proporciona suficiente ácido sulfúrico en el absorbente de la fase 2ª para absorber todo el SO₃ introducido en el absorbedor. Por lo tanto, la capacidad de la planta tiene que ser reducida. Al contrario, la invención propone mantener la capacidad de la planta. Con este fin, todo el SO₃ se alimenta en el absorbente de la fase 2ª y el suministro de ácido al absorbente de la fase 2ª aumenta de manera que incluso la gran cantidad de SO₃ puede ser todavía absorbida. De este modo, la planta de ácido sulfúrico puede seguir funcionando a gran escala incluso si el sistema de recuperación de calor está sin funcionamiento.

35 La invención se refiere también a una planta para la producción de ácido sulfúrico de acuerdo con la reivindicación 8, que es adecuada para llevar a cabo el procedimiento como se ha descrito anteriormente. La planta consiste en un sistema de absorción intermedio con un absorbente de la etapa 1ª, preferiblemente un absorbedor de tipo Venturi, y un absorbedor de la fase 2ª, preferiblemente un absorbedor de lecho empaquetado, y un sistema de recuperación de calor para producir vapor de baja presión, el absorbente de la etapa 2ª comprende un sistema distribuidor para suministrar el ácido sulfúrico sobre un empaquetamiento en el que el ácido gotea desde arriba a abajo en flujo a contracorriente a un gas que contiene trióxido de azufre. El sistema distribuidor comprende dos cabezales separados para suministrar el ácido al absorbedor de la etapa 2ª, en el que un primer cabezal tiene un tamaño mayor que un segundo cabezal para suministrar una mayor cantidad de ácido al absorbente de la etapa 2ª.

45 Debajo del cabezal, el sistema distribuidor comprende una cámara de distribución adaptada en tamaño a la cantidad deseada de ácido a suministrar al empaquetamiento en el absorbedor de la etapa 2ª.

El cambio de un modo de funcionamiento al otro permite la continuidad del funcionamiento de la instalación sin interrupción.

La capacidad de suministro del primer cabezal es de 4 a 20 veces, preferiblemente de 5 a 10 veces mayor que la capacidad de suministro del segundo cabezal.

50 La invención se describirá ahora con más detalle sobre la base de una realización preferida y los dibujos. Todas las características descritas y/o ilustradas constituyen el objeto de la invención en sí o en cualquier combinación, independientemente de su combinación en las reivindicaciones o de su referencia posterior.

Breve descripción de los dibujos

La figura 1 muestra esquemáticamente una planta para llevar a cabo el procedimiento de acuerdo con la invención.

La Fig. 2 muestra el sistema distribuidor empleado en el absorbedor de la etapa 2ª de la planta de acuerdo con la Fig. 1.

Descripción detallada de una realización preferida

5 Como puede deducirse del diagrama de flujo del procedimiento de la invención mostrado en la figura 1, se introduce un gas que contiene trióxido de azufre (SO₃) de un convertidor no ilustrado para convertir SO₂ en SO₃ en un absorbedor 2 de la etapa 1ª en flujo co-corriente con ácido sulfúrico concentrado suministrado a través de un conducto 1. El SO₃ se absorbe al menos parcialmente en el ácido caliente, aumentando así la concentración de ácido. A través de un conducto 3, el trióxido de azufre no absorbido se introduce en un absorbente 4 de la etapa 2ª. El gas que contiene SO₃ atraviesa el absorbedor 4 de la etapa 2ª en flujo contra corriente hasta el ácido sulfúrico concentrado para su absorción adicional. El gas de proceso se retira del absorbente 4 de la etapa 2ª. El ácido sulfúrico enriquecido se retira en la parte inferior del absorbedor de la etapa 2ª a través del conducto 5. Después de la dilución con agua en un tanque de bombeo de ácido 8 o en el sumidero del absorbedor 4 de la etapa 2ª y enfriamiento en un intercambiador de calor 9 el resto se recircula por medio de una bomba 8a a través del conducto 10a al absorbedor 4 de la etapa 2ª (circuito de ácido del absorbedor de la etapa 2ª).

15 El sistema de riego mediante el cual el ácido se suministra en el absorbente 4 de la etapa 2ª que gotea desde arriba a través de un PA de relleno puede corresponder básicamente a un sistema como el descrito en la solicitud de patente internacional PCT/EP2008/005668 (documento WO 2009/015723 A1).

20 El ácido sulfúrico retirado en el fondo del absorbedor 2 de la etapa 1ª se introduce en un tanque de bombeo ácido 13 y desde allí se suministra por medio de una bomba 13a a través del conducto 14 a un intercambiador de calor 15 situado a un nivel más alto, en el que el ácido es enfriado por medio de agua.

25 El intercambiador de calor 15 preferiblemente es un intercambiador de calor de envoltura y tubo con una pluralidad de tubos 16 de transporte de ácido que sirven como elementos de transferencia de calor. Alternativamente, puede usarse un intercambiador de calor de placa o una caldera de tipo caldera convencional. El intercambiador de calor de evaporación de agua 15 es alimentado en el lado de agua por circulación forzada preferiblemente a través de la bomba 23a, o alternativamente por circulación natural.

A través del conducto 17, el ácido enfriado fluye a una cámara de mezcla 18 en la que su concentración se ajusta al valor deseado por medio de agua de alimentación de proceso suministrada por el conducto 19, antes de suministrar el ácido sulfúrico a la parte superior del absorbedor 2 de la etapa 1ª. Parte del ácido se puede ramificar a través de un conducto 20.

30 El agua de alimentación de caldera (BFW) se suministra a un tambor de vapor 22. Para producir vapor de baja presión (LP) usando el calor transmitido desde el intercambiador de calor 15, BFW es recirculado a través de la tubería 23 y la bomba 23a a través de dicho intercambiador de calor 15 y es devuelto finalmente como una mezcla de agua/vapor de nuevo al tambor de vapor 22 a través del conducto 21. En el tambor de vapor 22, el agua y el vapor se segregan. El vapor se retira de la parte superior del tambor de vapor 22.

35 Dado que el intercambiador de calor 15 está dispuesto por encima del depósito de bomba de ácido 13, el ácido regresa automáticamente al tanque de bomba de ácido 13 simplemente por gravedad cuando se apaga la bomba 13a.

40 La planta está diseñada para una operación de modo dual en la que en un primer modo de funcionamiento, cuando el sistema de recuperación de calor está trabajando para producir vapor de LP en el intercambiador de calor 15, todo el ácido del absorbedor 2 de la 1ª etapa y el absorbedor 4 de la 2ª etapa se hace circular en el circuito ácido del sistema de recuperación de calor por la bomba 13a. En este caso, la bomba de ácido 8a del absorbedor 4 de la etapa 2ª está fuera de funcionamiento. La velocidad de irrigación del absorbedor 4 de la etapa 2ª se reduce a 5 a 30%, preferiblemente 10 a 20% del flujo total de ácido que se requeriría para absorber todo el SO₃ contenido en el gas que contiene trióxido de azufre suministrado al sistema de absorción intermedio. La temperatura del ácido por debajo del empaquetamiento PA en el absorbedor 4 de la etapa 2ª es > 130°C, preferiblemente > 150°C. El ácido adicional requerido para el absorbedor 4 de la etapa 2ª se suministra desde el circuito de absorción final a través del conducto 11b. En este modo de funcionamiento, la tasa de riego preferida en el absorbedor 4 de la etapa 2ª es de 4-10 m³/m²*h. El ácido del absorbedor 4 de la etapa 2ª fluye hacia el depósito de la bomba 13 a través del sumidero del absorbedor 2 de la etapa 1ª a través del conducto 5. Si el sistema de recuperación de calor está en funcionamiento, básicamente todo el calor generado en el sistema de absorción intermedio se recupera para producir vapor de LP.

55 En caso de que el sistema de recuperación de calor esté fuera de servicio, no se suministra ácido al absorbedor 2 de la etapa 1ª. En este caso, el absorbedor 4 de la etapa 2ª se alimenta con ácido del sistema de absorción de la etapa 2ª que consiste en el depósito de bomba 8, la bomba 8a, el refrigerador ácido 9 y los conductos asociados 7, 10 y 10a. La bomba de ácido 13a del sistema de recuperación de calor está fuera de funcionamiento. La velocidad de irrigación del absorbedor 4 de la etapa 2ª se ajusta al 100% del flujo de ácido total requerido para absorber todo el SO₃ suministrado al sistema de absorción intermedio. El absorbedor 2 de la etapa 1ª funciona como un conducto de

ES 2 644 341 T3

gas sólo. En este modo de funcionamiento, la velocidad de riego preferida en el absorbedor 4 de la etapa 2ª es típicamente de 35 - 60 m³/m²*h.

5 El cambio entre los dos modos de operación permite la continuidad del funcionamiento de la planta sin interrupción o la demanda de una disminución de capacidad. Por lo general, el cambio se realiza iniciando el circuito de ácido no operativo y cerrando el otro una vez que ambos circuitos estén funcionando completamente.

El cabezal 31 es alimentado básicamente a través del conducto 10b por dos conductos ácidos, 11a y 11b. En el modo de recuperación de calor, el conducto 11b procede del circuito de la torre de absorción final mientras que el conducto 11a procede del flujo cruzado de la torre de secado.

10 Como se muestra en la figura 2, el sistema distribuidor para suministrar el ácido sulfúrico al absorbedor 4 de la etapa 2ª comprende dos cabezales separados 30, 31. El cabezal 30 se utiliza en el modo de funcionamiento sin recuperación de calor mientras que el cabezal 31 se utiliza en el modo de funcionamiento con recuperación de calor. Sin embargo, el cabezal 31 se utiliza continuamente para alimentar el flujo cruzado desde la torre de secado al absorbedor de la fase 2ª, independientemente del modo de funcionamiento de la planta. Por consiguiente, el cabezal 30 tiene un tamaño mayor que el cabezal 31 para suministrar una mayor cantidad de ácido al absorbedor 4 de la etapa 2ª. La capacidad de suministro del cabezal 30 es de 4 a 20 veces, preferiblemente de 5 a 10 veces mayor que la capacidad de suministro del cabezal 31, de manera que ambos cabezales son capaces de proporcionar las respectivas velocidades de riego deseadas para los dos modos de funcionamiento.

20 En el modo de funcionamiento sin recuperación de calor, el ácido es suministrado al cabezal 30 a través del conducto 10a desde el tanque 8 de bomba de ácido. En ambos modos de funcionamiento, el ácido es suministrado al cabezal 31 a través del conducto 10b directamente desde el circuito de absorción final a través del conducto 11b y el flujo cruzado desde la torre de secado a través del conducto 11a.

25 Desde los cabezales 30, 31 el ácido entra en las cámaras colectoras 32 y 33, respectivamente, proporcionadas por debajo de los cabezales 30, 31, desde donde es descargado en las cámaras de distribución subsiguientes 34 y 35, respectivamente, y pasadas a la velocidad deseada al empaquetamiento PA a través de los canales 36 y 37, respectivamente.

Lista de números de referencia:

	1	conducto
	2	absorbedor de la etapa 1ª, p. ej. absorbedor de Venturi
	3	conducto
30	4	absorbedor de la etapa 2ª, p. ej., torre de lecho relleno
	5	conducto
	7	conducto
	8	tanque de bomba de ácido
	8a	bomba
35	9	intercambiador de calor
	10, 10a, 10b	conductos
	11a, 11b	conductos
	13	tanque de bomba de ácido
	13a	bomba
40	14	conducto
	15	intercambiador de calor
	16	tubos
	17	conducto
	18	cámara de mezclado
45	19 - 21	conductos

ES 2 644 341 T3

	22	tambor de vapor
	23	conducto
	23a	bomba
	30	cabezal
5	31	cabezal
	32,33	cámaras colectoras
	34,35	cámaras de distribución
	36,37	canales
	BFW	agua de alimentación de la caldera
10	PA	empaquetamiento

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para hacer funcionar una planta para la producción de ácido sulfúrico, en el que un gas que contiene trióxido de azufre se suministra a un sistema de absorción intermedio o a un absorbedor final para ser absorbido, al menos parcialmente, en ácido sulfúrico, en donde el sistema de absorción intermedio comprende un sistema de absorción de dos etapas, en el que la etapa 1ª es un absorbedor de co-corriente, y en el que la etapa 2ª está diseñada como absorbedor de contracorriente, y en el que la planta comprende además un sistema de recuperación de calor para producir vapor de baja presión usando el calor generado por la absorción exotérmica del trióxido de azufre en el ácido sulfúrico, caracterizado porque:
- 5 a) cuando el sistema de recuperación de calor está en funcionamiento, todo el ácido extraído del absorbedor de la etapa 1ª y del absorbedor de la etapa 2ª se hace circular en un circuito de ácido del absorbedor de etapa 1ª, y
- 10 b) cuando el sistema de recuperación de calor no está en funcionamiento, no se suministra ácido al absorbedor de la etapa 1ª y el absorbedor de la etapa 2ª se alimenta desde un sistema de circulación de ácido independiente.
2. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque la etapa 1ª está diseñada como un absorbedor de tipo Venturi y la etapa 2ª está diseñada como un absorbedor de lecho empaquetado.
- 15 3. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque cuando el sistema de recuperación de calor está en funcionamiento, se ajusta una tasa de riego del absorbedor de la etapa 2ª a 5 a 30%, preferiblemente 10 a 20% del flujo total de ácido requerido para absorber todo el SO₃ contenido en el gas que contiene trióxido de azufre suministrado al sistema de absorción intermedio.
- 20 4. El procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque cuando el sistema de recuperación de calor está en funcionamiento, el ácido suministrado al absorbedor de la etapa 2ª se retira de un circuito ácido del absorbedor final.
5. El procedimiento de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizado porque el ácido suministrado al absorbedor de la etapa 2ª es una combinación del ácido extraído de un circuito ácido del absorbedor final y el ácido del flujo cruzado suministrado desde un sistema de torre de secado.
- 25 6. El procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones precedentes, en el que en el absorbedor de la etapa 2ª el trióxido de azufre es guiado a través de un empaquetamiento en flujo contracorriente al ácido sulfúrico regado desde arriba del empaquetamiento, caracterizado porque cuando el sistema de recuperación de calor está en funcionamiento, la temperatura por debajo del empaquetamiento se ajusta a más de 130°C, preferiblemente a más de 150°C.
- 30 7. El procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque cuando el sistema de recuperación de calor no está en funcionamiento, se ajusta una velocidad de irrigación del absorbedor de la etapa 2ª a > 90%, preferiblemente aproximadamente 100% del flujo de ácido total necesario para absorber todo el SO₃ contenido en el gas que contiene trióxido de azufre suministrado al sistema de absorción, mientras que no se suministra ácido sulfúrico al absorbedor de la etapa 1ª.
- 35 8. Una planta para la producción de ácido sulfúrico, que comprende un sistema de absorción intermedio con un absorbedor (2) de la etapa 1ª y un absorbedor (4) de la fase 2ª, y un sistema de recuperación de calor para producir vapor a baja presión, en el que el absorbedor (4) de la etapa 2ª comprende un sistema distribuidor para suministrar el ácido sulfúrico sobre un empaquetamiento (PA) en el que el ácido gotee de arriba a abajo en flujo en contracorriente a un gas que contiene trióxido de azufre, caracterizado por dos cabezales (30, 31) separados para
- 40 suministrar el ácido al absorbedor (4) de la etapa 2ª, en el que un primer cabezal (30) tiene un tamaño mayor que un segundo cabezal (31) para suministrar una mayor cantidad de ácido al absorbedor de la fase 2ª.
9. La instalación según la reivindicación 8, caracterizada porque, por debajo de los cabezales (30, 31), el sistema distribuidor comprende cámaras de distribución (34, 35) adaptadas en tamaño a la cantidad deseada de ácido a suministrar al empaquetamiento (PA) en el absorbedor (4) de la etapa 2ª.
- 45 10. La instalación según cualquiera de las reivindicaciones 8 a 9, caracterizada porque la capacidad de alimentación del primer cabezal (30) es de 4 a 20 veces, preferiblemente de 5 a 10 veces mayor que la capacidad de suministro del segundo cabezal (31).

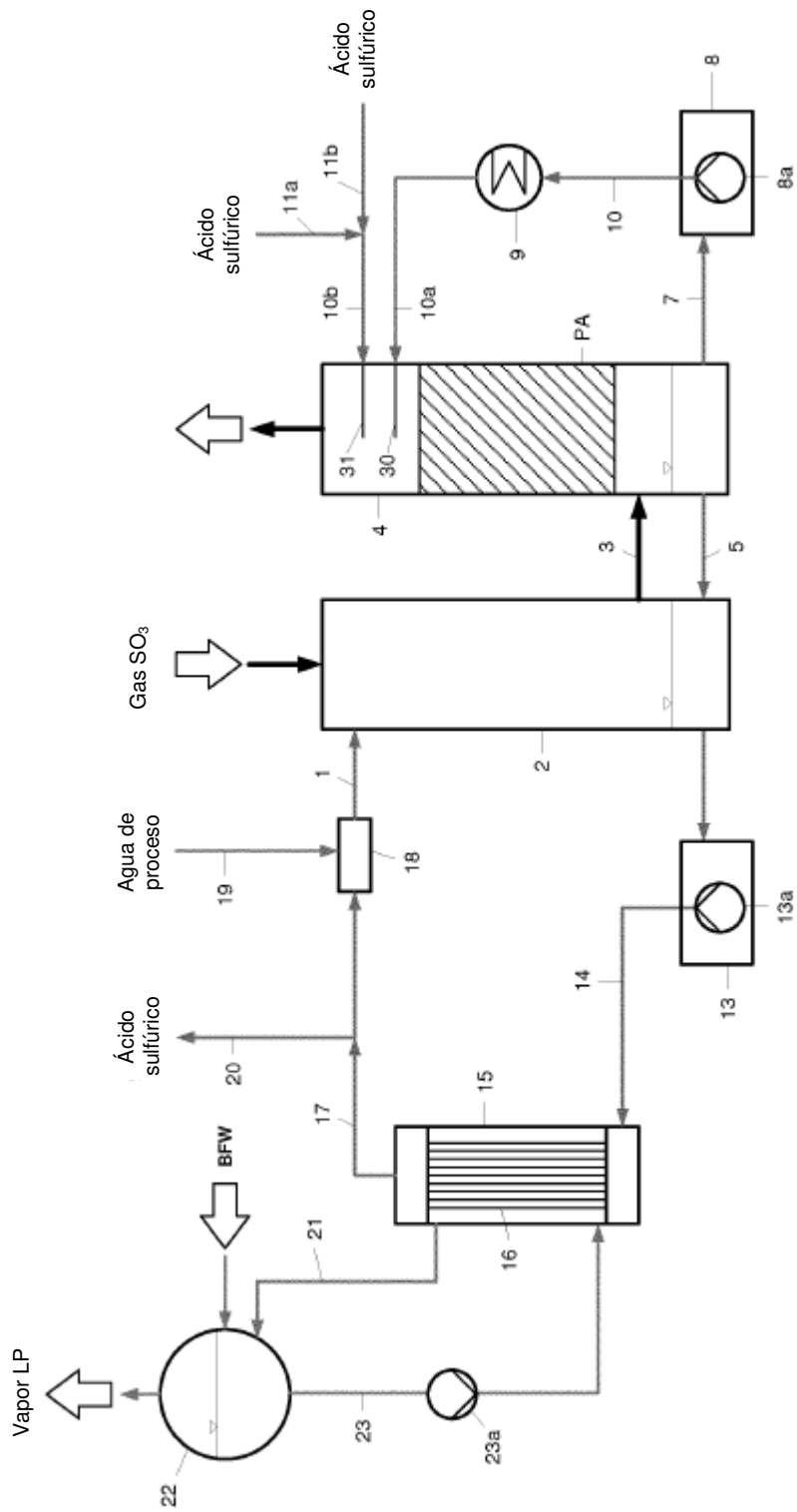


Fig. 1

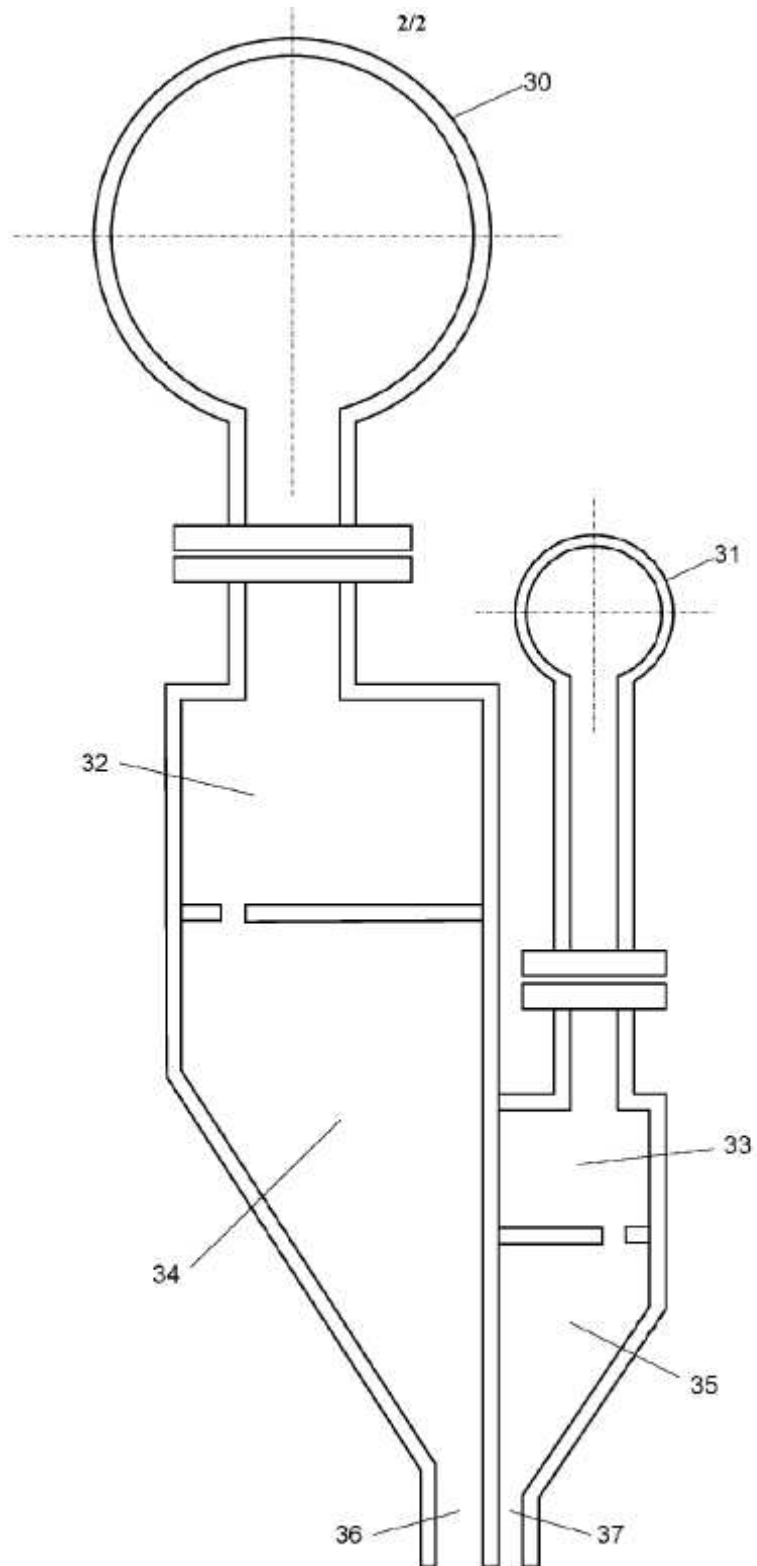


Fig. 2