

19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 686 706**

51 Int. Cl.:

**B01D 53/50** (2006.01)

**B01D 53/86** (2006.01)

**B01D 53/75** (2006.01)

**C01B 17/765** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **16.09.2015 PCT/EP2015/071153**

87 Fecha y número de publicación internacional: **24.03.2016 WO16042005**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **16.09.2015 E 15763341 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **13.06.2018 EP 3194050**

54 Título: **Procedimiento para la eliminación catalítica de dióxido de azufre de gases residuales**

30 Prioridad:

**17.09.2014 LU 92547**

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

**19.10.2018**

73 Titular/es:

**CPPE CARBON PROCESS&PLANT  
ENGINEERING S.A. (100.0%)  
Rue de la Cimenterie  
1337 Luxembourg-Dommeldange, LU**

72 Inventor/es:

**STRICKROTH, ALAIN**

74 Agente/Representante:

**CURELL AGUILÁ, Mireia**

ES 2 686 706 T3

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

## DESCRIPCIÓN

Procedimiento para la eliminación catalítica de dióxido de azufre de gases residuales.

5 **Campo técnico**

La presente invención se refiere, en general, a un procedimiento para la eliminación catalítica de dióxido de azufre de gases residuales.

10 **Estado de la técnica**

A comienzos del siglo XX se desarrollaron los primeros procedimientos para producir de forma catalítica ácido sulfúrico a partir de dióxido de azufre. Estos desarrollos dieron como resultado las denominadas primeras plantas de contacto, en las que se producía ácido sulfúrico con una concentración elevada (98-99%). En una primera etapa se oxida  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  a temperaturas muy elevadas (300 - 500 °C) y en una segunda etapa se convierte  $\text{SO}_3$  a  $\text{H}_2\text{SO}_4$  mediante la adición de agua a temperaturas más bajas. Estas denominadas plantas de contacto se han modificado muy poco con el transcurso de los últimos decenios en su modo de funcionamiento. Una mejora, entre otras, fue la introducción de la planta de contacto doble, que en principio se consideró que era una constituida por dos plantas de contacto (sencillas) conectadas en serie. A este respecto, el rendimiento y, por lo tanto, la conversión de  $\text{SO}_2$  en  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , aumentó a más del 99%.

En el documento EP 2 404 654 A1, se describe, por ejemplo, un procedimiento de este tipo, en el que se convierte  $\text{SO}_2$  en  $\text{H}_2\text{SO}_4$  a alta temperatura (de 300 °C a 700 °C) y a alta presión (entre 2 bar y 50 bar) en dos etapas. Se mencionan específicamente óxidos metálicos como catalizadores preferidos.

Otras plantas que pertenecen al estado de la técnica actual, se describen, por ejemplo, en el documento "Stand der Technik in der Schwefelsäureerzeugung im Hinblick auf die IPPC-Richtlinie" de Herbert Wiesenberger y Joachim Kircher, Umweltbundesamt GmbH, Viena, 2001 o en Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5ª edición, Volumen A 25, páginas 635 a 700.

Los problemas esenciales de estas plantas de contacto son:

1. Las diferencias de temperatura para conversiones  $\text{SO}_2/\text{SO}_3$  y  $\text{SO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$ , así como los sobrepasos del valor límite de emisiones asociados a las mismas al ponerse en marcha las plantas.
2. La corrosión general debida a la temperatura y a la concentración de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  de las plantas y la deficiente fiabilidad y el envejecimiento rápido de las plantas de contacto asociados a la misma.
3. Los elevados costes en inversiones asociados con costes operativos elevados para reemplazar del catalizador y reparaciones.
4. Las plantas de contacto precisan concentraciones mínimas en la entrada de  $\text{SO}_2$  de más del 3% en volumen, por debajo de las cuales no se produce una conversión a  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .
5. Por la naturaleza del sistema, los reactores están constituidos por acero noble con unas necesidades de espacio relativamente grandes debido a las altas temperaturas de catálisis.

Un descubrimiento paralelo interesante en la década de 1960 fue el procedimiento SULFACID®. En este procedimiento, se oxida sobre un lecho de carbón activo a temperatura ambiente  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ , y mediante la adición simultánea de agua sobre el mismo lecho de carbón activo se convierte en  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . A este respecto, se puede producir un ácido diluido (10-20%). En este caso, se trata de un procedimiento en húmedo, que, no obstante, solo puede transformar  $\text{SO}_2$  a  $\text{H}_2\text{SO}_4$  en una medida limitada. La concentración de entrada de  $\text{SO}_2$  es interesante económicamente solo hasta aproximadamente 2500 ppm, dado que si no los espesores de la capa de carbón activo aumentan extremadamente y acarrear una pérdida de presión elevada. Además, el rendimiento de una planta clásica de SULFACID® permanece, de esta forma, relativamente reducido (aproximadamente el 90-95%). Además, la necesidad de espacio de dichas plantas aumenta extremadamente, de forma que las plantas clásicas de Sulfacid® son desventajosas con respecto a los costes de inversión y de funcionamiento. Este hecho se ve más claramente cuanto mayores sean las plantas en flujo volumétrico.

En varios procedimientos, se lleva a cabo la eliminación catalítica de dióxido de azufre de gases residuales en un reactor cargado con carbón activo, en los que el catalizador se lava repetidamente con agua o una solución que contiene agua y a continuación, se seca de nuevo. El catalizador se carga con  $\text{SO}_2$  hasta que disminuye la conversión de  $\text{SO}_2$ , a continuación se desconecta la alimentación de  $\text{SO}_2$  y el catalizador se carga con agua y se lixivia el  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . A continuación, el catalizador se seca y, después, puede reutilizarse.

65

Dichos procedimientos se conocen, por ejemplo, por las patentes US nº 3.486.852; US nº 4.122.150; US nº 5 679 238 o US nº 2012/251404 A1.

5 La desventaja de estos últimos procedimientos consiste en que el catalizador debe lavarse con agua repetidamente y, a continuación, secarse de nuevo. Un procedimiento en continuo, sin embargo, no es posible y deben operarse, por lo tanto, siempre por lo menos dos reactores en operación alterna.

10 Además, con los procedimientos mencionados anteriormente solo se puede obtener ácido sulfúrico poco concentrado, que después debe desecharse o si no concentrarse de una forma compleja para introducirlo en el mercado.

Otro procedimiento del estado de la técnica se conoce por la patente US nº 4.410.752.

### 15 **Objetivo de la invención**

Un objetivo de la presente invención es proporcionar un procedimiento en continuo para eliminar SO<sub>2</sub> a temperaturas reducidas de gases residuales.

### 20 **Descripción general de la invención**

Este objetivo se alcanza según la invención mediante un procedimiento para la eliminación catalítica de dióxido de azufre de gases residuales en dos reactores, estando el primer reactor cargado con un catalizador de carbón activo. El procedimiento comprende las etapas siguientes:

- 25 a. proporcionar un gas residual con un contenido de agua inferior a 1 g de H<sub>2</sub>O/Nm<sup>3</sup> y un contenido de SO<sub>2</sub> de por lo menos 5 ppm,
- b. introducir los gases residuales en un primer reactor,
- 30 c. convertir catalíticamente el SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub> gaseoso en el primer reactor mediante el catalizador de carbón activo, realizándose la conversión catalítica sobre el catalizador de carbón activo a una temperatura inferior a 100 °C,
- d. introducir los gases residuales prepurificados procedentes del primer reactor en un segundo reactor,
- 35 e. convertir el SO<sub>3</sub> con agua en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el segundo reactor.

El procedimiento funciona eficazmente en todas las condiciones de operación.

40 El procedimiento permite tratar en continuo gases residuales de plantas industriales que contienen sobre todo dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) como contaminante y este dióxido de azufre en un procedimiento se elimina totalmente o en una parte considerable de los gases residuales y, a este respecto, se convierte por último en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> líquido.

45 En un primer reactor se introducen los gases residuales secos en el reactor y el SO<sub>2</sub> se deposita sobre el catalizador de carbón activo y se convierte en SO<sub>3</sub>. Esta conversión catalítica se realiza sobre un catalizador de carbón activo a una temperatura inferior a 100 °C. A diferencia de lo que se ha asumido hasta la fecha, sin embargo, no es necesario retirar por lavado el SO<sub>3</sub> del catalizador de carbón activo. Si los gases residuales y el catalizador están secos, el dióxido de azufre se convierte sobre el catalizador de carbón activo en SO<sub>3</sub> y se descarga también de nuevo en forma gaseosa. No tiene lugar ninguna saturación del catalizador con SO<sub>3</sub>, es decir, la actividad del catalizador de carbón activo permanece constante.

50 Por lo tanto, no es necesario limpiar el catalizador de carbón activo con agua o con una solución acuosa.

El SO<sub>3</sub> gaseoso obtenido se pone en contacto con H<sub>2</sub>O solo en un segundo reactor y, de esta forma, se convierte en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

55 Esta conversión de SO<sub>3</sub> en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> puede llevarse a cabo según un procedimiento conocido. A este respecto, se puede utilizar muy poca agua, y, por lo tanto, obtenerse un ácido más concentrado que en el procedimiento de SULFACID.

60 Debe indicarse que los gases residuales tratados deben estar secos, es decir, deben contener la menor cantidad de agua posible. Los gases residuales que se van a tratar contienen preferentemente como máximo 0,8 g de agua por Nm<sup>3</sup> de gas residual, de forma particularmente preferida como máximo 0,7 g de agua por Nm<sup>3</sup> de gas residual y en particular como máximo 0,4 g de agua por Nm<sup>3</sup> de gas residual. Si el contenido de agua es demasiado elevado o el catalizador está húmedo, el SO<sub>3</sub> producido se convierte inmediatamente sobre el catalizador de carbón activo en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y permanece en el catalizador de carbón activo. Después de algún tiempo se reduce la actividad del catalizador de carbón activo, es decir, la conversión de SO<sub>2</sub> disminuye.

65

Otra ventaja de este procedimiento consiste en que el catalizador de carbón activo se conserva más tiempo, dado que no debe exponerse ya al  $H_2SO_4$  y tampoco debe lavarse y secarse alternativamente.

5 Otra ventaja de este procedimiento consiste en que pueden tratarse gases residuales con una concentración de hasta 180'000 ppm de  $SO_2$ , preferentemente como máximo de 130'000 ppm, de forma particularmente preferida como máximo de 110'000 ppm, y en particular como máximo de 100'000 ppm. Este procedimiento permite también  
10 tratar gases residuales con una concentración de contaminante esencialmente más reducida que los procedimientos de contacto tradicionales y tratar gases residuales con una concentración de contaminante esencialmente superior que los procedimientos de SULFACID tradicionales.

15 Las temperaturas de entrada de los gases residuales están preferentemente comprendidas entre la temperatura ambiente y 150 °C. Temperaturas más elevadas en una operación en continuo podrían dañar el catalizador a largo plazo. Si es preciso puede enfriarse el catalizador de carbón activo introduciendo, por ejemplo, un serpentín de refrigeración en el catalizador de carbón activo presente en el reactor.

20 La presión del gas de los gases residuales en la entrada del primer reactor es preferentemente de entre 800 y 1400 mbar, de forma particularmente preferida de entre 900 y 1100 mbar y en particular de entre 950 y 1050 mbar, y por lo tanto, relativamente próxima a la presión atmosférica.

Dado que este procedimiento se realiza a temperaturas reducidas, no es necesario que los reactores estén constituidos por acero noble, tal como, por ejemplo, en los procedimientos de contacto, sino que pueden fabricarse de forma económica de, por ejemplo, fibra de vidrio.

25 En el procedimiento se convierte por lo menos el 60% en volumen del  $SO_2$  contenido en los gases residuales, preferentemente por lo menos el 75% en volumen, de forma particularmente preferida por lo menos el 90% en volumen y en particular por lo menos el 98% en volumen.

30 El contenido de oxígeno de los gases residuales no es realmente crítico; debería ascender, no obstante, de forma ideal, a por lo menos el 2% en volumen, preferentemente a por lo menos el 5% en volumen, de forma particularmente preferida a por lo menos el 8% en volumen y en particular a por lo menos el 10% en volumen.

Preferentemente, el contenido de  $O_2$  debería ser más de 8 veces superior al contenido de  $SO_2$ .

35 El catalizador de carbón activo es preferentemente un catalizador de carbón activo de turba natural o un catalizador de carbón activo extruido de madera, por ejemplo: Norit-RST3, PK 2.5, Calgon Carbon - Centaur HSV, Jacobi-Ecosorb G- SWC80, VRX-Super, CPPE 25, CPPE 30.

40 Otra ventaja del procedimiento consiste en que el ácido sulfúrico obtenido puede ser muy concentrado, es decir, puede obtenerse ácido sulfúrico con una concentración de por lo menos el 10% en peso, preferentemente de por lo menos el 50% en peso, de forma particularmente preferida del 70% en peso, y en particular, de por lo menos el 96% en peso.

45 En una forma de realización preferida, se utiliza ácido sulfúrico diluido para la conversión de  $SO_3$  en  $H_2SO_4$ .

El procedimiento puede realizarse en un primer reactor, que comprende un lecho catalizador de carbón activo o una pluralidad de lechos catalizadores de carbón activo conectados en paralelo o en serie.

#### Breve descripción de las figuras

50 Pueden extraerse otros detalles y otras ventajas de la invención de la descripción indicada a continuación de diferentes formas de realización posibles de la invención con respecto a las figuras adjuntas. Estas muestran:

Figura 1: una representación esquemática de una primera disposición de ensayo,

55 Figura 2: una representación esquemática de una segunda disposición de ensayo,

Figura 3: una representación esquemática de una tercera disposición de ensayo,

60 Figura 4: una representación esquemática de una cuarta disposición de ensayo,

Figura 5 y figura 6: una representación esquemática de los valores medidos en ensayos del contenido de  $SO_2$  de los gases residuales a la entrada del reactor o la salida del reactor.

**Descripción de una forma de realización de la invención**

5 La primera disposición de ensayo mostrada en la figura 1 como ilustración de la invención comprende un reactor de lecho fijo 10, en cuya parte inferior a través de una entrada 12 se alimenta un gas residual que contiene  $\text{SO}_2$ . El gas residual se conduce desde abajo hacia arriba a través de un lecho fijo 14 con un catalizador de carbón activo y se conduce desde la parte superior del reactor 10 a través de una salida 16 por una tubería 18 a un absorbedor 20.

10 En el reactor de lecho fijo 10 se convierte utilizando un catalizador de carbón activo el  $\text{SO}_2$  gaseoso en  $\text{SO}_3$  gaseoso. A diferencia de los procedimientos conocidos, el  $\text{SO}_3$  no se fija en el catalizador de carbón activo y se convierte en  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , sino que después de la reacción se retira de nuevo como gas. La conversión de  $\text{SO}_2$  en  $\text{SO}_3$  se produce prácticamente 1:1, por consiguiente en aproximadamente el 100%, es decir, el  $\text{SO}_2$  desaparece (casi) completamente de los gases residuales y se reemplaza la misma cantidad por  $\text{SO}_3$ .

15 En el lecho fijo 14, se introduce un serpentín de calentamiento/refrigeración 22, para regular la temperatura del lecho fijo 14. Debe prestarse atención a que la temperatura del lecho fijo 14 no aumente a más de 100 °C, para no forzar al catalizador de carbón activo y no acortar innecesariamente su vida útil.

20 Después de su salida del reactor de lecho fijo 10, los gases residuales prepurificados se conducen a un absorbedor 20 y en el mismo se conducen a través de una solución de lavado de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  al 30-98%. Preferentemente, se utiliza ácido sulfúrico al 96%. Los gases prepurificados se introducen a través de la tubería 18 en la región inferior del absorbedor 20 y ascienden a través de ácido sulfúrico líquido y, a continuación, se retiran como gas puro a través de una salida 24 dispuesta en el extremo superior del absorbedor 20.

25 El  $\text{SO}_3$  gaseoso se disuelve, por lo tanto, en el ácido sulfúrico líquido. A este respecto, se forma rápidamente ácido disulfúrico  $\text{H}_2\text{S}_2\text{O}_7$ , que reacciona con el agua que está contenida en el ácido sulfúrico, para formar  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Este es un procedimiento clásico para convertir  $\text{SO}_3$  en  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

30 Desde un tanque 26, a través de una bomba 28 y a través de una tubería 30 se introduce ácido sulfúrico diluido en la región superior del absorbedor 20. El ácido sulfúrico se descarga del fondo 32 del absorbedor 20 y fluye a través de una salida 34 y una tubería 36 al tanque 26 de nuevo.

35 A través de otra tubería 38 con una bomba 40 puede bombearse al exterior el ácido sulfúrico obtenido desde el tanque 26. En este procedimiento, el ácido sulfúrico, por lo tanto, se concentra, pues el agua disuelta en el ácido sulfúrico se consume gradualmente para convertir  $\text{SO}_3$  en  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Si el ácido sulfúrico del tanque 26 ha alcanzado la concentración deseada, se bombea al exterior una parte del mismo y, de forma correspondiente, se reemplaza por agua/ácido sulfúrico diluido.

40 Las disposiciones de ensayo mostradas en las figuras 2 y 3 se diferencian de la disposición de ensayo de la figura 1 en que el absorbedor 20, como segundo reactor, se reemplaza por un separador 42 (figura 2) o por un reactor SULFACID 44 (figura 3). Ambos reactores 42, 44 se rellenan con sustancias sólidas. El separador 42 de la figura 2 contiene un lecho fijo de material de relleno de plástico 48 (ejemplo: gres especial VFF Acidur®), mientras que el reactor SULFACID 54 contiene un lecho fijo de carbón activo 50.

45 En el caso de estos reactores 42, 44, se conduce el gas residual prepurificado del primer reactor 10 a la región superior de los reactores 42, 44. También en este caso se introduce el ácido sulfúrico diluido desde el tanque 26 mediante una bomba 28 a través de una tubería 30 en la región superior del separador 42 o del reactor SULFACID 44. En estas dos formas de realización, está instalado en la región superior del separador 42 o del reactor SULFACID 44 un dispositivo de pulverización 46, mediante el cual se logra una distribución uniforme del ácido sulfúrico diluido sobre el material de relleno plástico 48 del separador 42 o sobre el carbón activo 50 del reactor SULFACID 44.

50 El gas residual prepurificado no se pone en contacto como en la figura 1 en un procedimiento en contracorriente con el ácido sulfúrico, sino en corriente paralela. El gas residual prepurificado se introduce, por lo tanto, a través de una tubería 18 en la región superior del separador 42 o del reactor SULFACID 44 y después de la reacción se extrae como gas puro en la región inferior del separador 42 o del reactor SULFACID 44 a través de una salida 52.

55 También en estos reactores 42, 44 se disuelve el  $\text{SO}_3$  gaseoso en el ácido sulfúrico líquido. A este respecto, se forma rápidamente ácido disulfúrico  $\text{H}_2\text{S}_2\text{O}_7$ , que reacciona con el agua que está contenida en el ácido sulfúrico para formar  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

60 La figura 4 muestra una construcción de ensayo algo más compleja en la que el reactor 10 corresponde a los reactores 10 de las figuras anteriores. En esta disposición de ensayo se secan los gases residuales que contienen  $\text{SO}_2$  en una torre de secado 54 antes de introducirlos en el reactor 10.

65

## ES 2 686 706 T3

La torre de secado 54 corresponde en esta construcción a grandes rasgos al absorbedor 20 de la figura 1. Esta torre de secado 54 se encuentra, de todas las maneras, aguas arriba del reactor 10 y sirve, por lo tanto, para extraer el agua de los gases residuales que contienen  $\text{SO}_2$  antes de que alcancen el reactor 10.

5 Los gases residuales que contienen  $\text{SO}_2$  se introducen, por lo tanto, en la región inferior de la torre de secado 54 y en la misma se secan a contracorriente con el ácido sulfúrico. El ácido sulfúrico con una concentración del 30% en peso al 98% en peso se introduce desde el tanque 26 en la región superior de la torre de secado 54 a través de una tubería 56, una bomba 58 y unos dispositivos de pulverización 60.

10 El ácido sulfúrico, después de que se haya extraído el agua de los gases residuales que contienen  $\text{SO}_2$ , se conduce a través de una tubería 64 desde el fondo de la torre de secado 54 a través de una salida 62 de nuevo de vuelta al tanque 26.

15 Los gases residuales que contienen  $\text{SO}_2$  secados en la torre de secado 54 se extraen desde la región superior de la torre de secado 54 y a través de un soplante 66 y una tubería 68 se introducen a través de la entrada 12 en la región inferior del reactor 10.

20 En el reactor de lecho fijo 10, se convierte el  $\text{SO}_2$  gaseoso en  $\text{SO}_3$  gaseoso utilizando un catalizador de carbón activo. En el lecho fijo 14 del reactor 10, está instalado un serpentín de calentamiento/refrigeración 22, para regular la temperatura del lecho fijo 14.

25 Después de su salida del reactor de lecho fijo 14, los gases residuales prepurificados, es decir, los gases residuales que contienen  $\text{SO}_3$ , se introducen en la región superior de un reactor 70 y en el mismo se llevan a contracorriente a través de la solución de lavado de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  al 30-98%. Preferentemente se utiliza ácido sulfúrico al 96%. Después de la reacción se extrae el gas residual purificado como gas puro en la región inferior a través de una salida 52 del reactor 70.

30 El reactor 70 presenta, en este caso, dos zonas que se encuentran una sobre otra, estando dispuesto en la zona superior un reactor SULFACID 44 y en la zona inferior un separador 42. Ambas zonas están separadas una de otra por un colector de gotas 72.

35 El ácido sulfúrico se lleva desde el tanque 26 por una tubería a través de una bomba 28 a un dispositivo de pulverización 74, que se encuentra por encima del reactor SULFACID, con el que el ácido sulfúrico se riega a través del lecho de carbón activo del reactor SULFACID y el  $\text{SO}_3$  disuelto en el gas residual se absorbe y se convierte en ácido sulfúrico. El ácido sulfúrico enriquecido se recoge en el colector de gotas 72 y se conduce desde el mismo de nuevo al tanque 26.

40 Además, se pulveriza ácido sulfúrico desde el tanque 26 a través de la misma bomba 28 y la misma tubería 30 por debajo del separador de gotas sobre el lecho del separador mediante otro dispositivo de pulverización 76. El  $\text{SO}_3$  restante que se puede encontrar en el gas residual se absorbe en el interior del separador por el ácido sulfúrico y se convierte mediante la reacción con el agua disuelta en el ácido sulfúrico en ácido sulfúrico. El ácido sulfúrico se conduce, a continuación, a través de la salida 34 presente en el fondo del reactor 70 por la tubería 36 de nuevo al tanque 26.

45 Si en el ácido sulfúrico presente en el tanque 36 se ha logrado la concentración deseada, se bombea al exterior una parte del mismo desde el tanque a través de la tubería 38 y la bomba 40 y se reemplaza de forma correspondiente por agua/ácido sulfúrico diluido que se suministra a través de la tubería 76.

50 La figura 5 muestra los resultados de una primera serie de ensayos en la que un gas de humo de una planta de contacto con un contenido de agua inferior a 0,2 g de  $\text{H}_2\text{O}/\text{Nm}^3$  y un contenido de  $\text{SO}_2$  comprendido entre 11000 y 12000 ppm de  $\text{SO}_2$  se ha tratado en una planta con dos reactores, tal como se representa en la figura 3.

55 En el primer reactor fabricado de un plástico reforzado con fibra de vidrio, que presenta un volumen de  $3 \text{ m}^3$  y que se ha equipado con un lecho fijo de  $2 \text{ m}^3$  de catalizador de carbón activo Norit-RST3, PK 2.5, Calgon Carbon - Centaur HSV, Jacobi-Ecosorb G-SWC80, VRX-Super, CPPE 25, CPPE 30, se convirtió  $\text{SO}_2$  completamente en  $\text{SO}_3$  gaseoso.

60 Estos catalizadores consisten en un granulado de carbón activo o carbón de turba, con un tamaño de grano comprendido entre 1-3 mm; 2-4 mm o 3-5 mm, y se han producido mediante activación con vapor. Se garantizan por parte del fabricante las siguientes propiedades generales: índice de yodo 800; adsorción de azul de metileno 11 g/100 g; superficie interior (B.E.T)  $875 \text{ m}^2/\text{g}$ ; densidad aparente  $260 \text{ kg}/\text{m}^3$ ; densidad después de lavado a contracorriente  $230 \text{ kg}/\text{m}^3$ ; grado de uniformidad 1,3, contenido de cenizas 7% en peso; pH alcalino; humedad (empaquetado) 2% en peso.

65 La temperatura de los gases residuales está comprendida entre  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $30 \text{ }^\circ\text{C}$  en la entrada y entre  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $30 \text{ }^\circ\text{C}$  en la salida del primer reactor.

## ES 2 686 706 T3

Los gases residuales tratados se introducen a continuación en un segundo reactor. El segundo reactor es un reactor SULFACID que presenta un volumen de 2 m<sup>3</sup> y está relleno con 1 m<sup>3</sup> de carbón activo de la marca Norit-RST3, PK 2.5, Calgon Carbon - Centaur HSV, Jacobi-Ecosorb G-SWC80, VRX-Super, CPPE 25, CPPE 30.

5 Estos catalizadores consisten en un granulado de carbón activo o carbón de turba, con un tamaño de grano comprendido entre 1-3 mm; 2-4 mm o 3-5 mm, y que se han producido mediante activación con vapor. Se garantizan por parte del fabricante las siguientes propiedades generales: índice de yodo 800; adsorción de azul de metileno 11 g/100 g; superficie interior (B.E.T) 875 m<sup>2</sup>/g; densidad aparente 260 kg/m<sup>3</sup>; densidad después de lavado a contracorriente 230 kg/m<sup>3</sup>; grado de uniformidad 1,3 – contenido de cenizas 7% en peso; pH alcalino; humedad (empaquetado) 2% en peso.

10 El carbón activo del segundo reactor se pulverizó con 25 l de ácido sulfúrico a una concentración de 1000 g/l cada 15 minutos.

15 Esta serie de ensayos duró aproximadamente 30 minutos y se trataron aproximadamente 150 Nm<sup>3</sup> de gas residual.

20 La figura 6 muestra resultados de una segunda serie de ensayos en la misma planta que en la primera serie de ensayos.

25 En esta serie de ensayos, se utilizaron gases residuales que contenían SO<sub>2</sub> de la misma planta de contacto que en la primera serie de ensayos. El contenido de SO<sub>2</sub> de los gases de ensayo fue, no obstante, inferior (entre 4500 ppm y 2500 ppm).

El ensayo duró aproximadamente 120 minutos y se trataron aproximadamente 600 Nm<sup>3</sup> de gases residuales.

30 En los ensayos se utilizaron aparatos de análisis de humo de la marca Testo. Los aparatos son de nueva generación (año de construcción: 2009) y estaban calibrados por el fabricante. Además, en los ensayos se confirmaron los datos de análisis de estos aparatos de análisis de humo con mediciones químicas en húmedo llevadas a cabo paralelamente. Los resultados se encuentran para todas las medidas dentro de las tolerancias de desviación permitidas.

35 Estos dos ensayos muestran que el SO<sub>2</sub> de los gases residuales se convierte en el primer reactor (casi) totalmente en SO<sub>3</sub> y el SO<sub>3</sub> se convierte solo en el segundo reactor (casi) totalmente en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Mediante la conversión rápida y completa de SO<sub>2</sub> gaseoso en SO<sub>3</sub> gaseoso en el primer reactor no tiene lugar la saturación del catalizador de carbón activo en el primer reactor.

**Explicación de los símbolos:**

10 Reactor	74 Dispositivo de pulverización
12 Entrada	76 Dispositivo de pulverización
14 Lecho fijo	78 Dispositivo de pulverización
16 Salida	
18 Tubería	
20 Absorbedor	
22 Serpentin de calentamiento/refrigeración	
24 Salida	
26 Tanque	
28 Bomba	
30 Tubería	
32 Fondo	
34 Salida	
36 Tubería	
38 Tubería	
40 Bomba	
42 Separador	
44 Reactor SULFACID	
46 Dispositivo de pulverización	
48 Material de relleno plástico	
50 Carbón activo	
52 Salida	
54 Torre de secado	
56 Tubería	
58 Bomba	
60 Dispositivos de pulverización	
62 Salida	
64 Tubería	
66 Soplante	
68 Tubería	
70 Reactor	
72 Colector de gotas	

## REIVINDICACIONES

- 5 1. Procedimiento para la eliminación catalítica de dióxido de azufre de gases residuales en dos reactores, en el que el primer reactor está cargado con un catalizador de carbón activo, caracterizado por las etapas siguientes:
- 5 a. proporcionar un gas residual con un contenido de agua inferior a 1 g de H<sub>2</sub>O/Nm<sup>3</sup> y un contenido de SO<sub>2</sub> de por lo menos 5 ppm,
- 10 b. introducir los gases residuales en un primer reactor,
- 10 c. convertir catalíticamente el SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub> gaseoso en el primer reactor mediante el catalizador de carbón activo, realizándose la conversión catalítica sobre el catalizador de carbón activo a una temperatura inferior a 100 °C,
- 15 d. introducir los gases residuales prepurificados procedentes del primer reactor en un segundo reactor,
- e. convertir el SO<sub>3</sub> con agua en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el segundo reactor.
- 20 2. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado por que los gases residuales que se van a tratar contienen como máximo 0,8 g de agua por Nm<sup>3</sup> de gas residual, preferentemente como máximo 0,7 g de agua por Nm<sup>3</sup> de gas residual, y como máximo 0,4 g de agua por Nm<sup>3</sup> de gas residual.
- 25 3. Procedimiento según la reivindicación 1 o 2, caracterizado por que el contenido de SO<sub>2</sub> de los gases residuales asciende como máximo a 180'000 ppm, preferentemente como máximo a 130'000 ppm, de forma particularmente preferida como máximo a 110'000 ppm, y en particular, como máximo a 100'000 ppm.
4. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que la temperatura de entrada de los gases residuales está comprendida entre la temperatura ambiente y 150 °C.
- 30 5. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que la presión de los gases residuales en la entrada del primer reactor está comprendida entre 800 y 1400 mbar.
- 35 6. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que se convierte por lo menos el 60% en volumen del SO<sub>2</sub> contenido en los gases residuales, preferentemente por lo menos el 75% en volumen, de forma particularmente preferida por lo menos el 90% en volumen, y en particular por lo menos el 98% en volumen.
- 40 7. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que el contenido de O<sub>2</sub> de los gases residuales asciende a por lo menos el 2% en volumen, preferentemente por lo menos el 5% en volumen, de forma particularmente preferida por lo menos el 8% en volumen, y en particular por lo menos el 10% en volumen.
- 45 8. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que el contenido de O<sub>2</sub> es más de 8 veces superior al contenido de SO<sub>2</sub>.
9. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que el catalizador de carbón activo es un catalizador de carbón activo de turba natural o un catalizador de carbón activo extruido de madera.
- 50 10. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que se descarga un ácido H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> de por lo menos el 10% en peso, preferentemente de por lo menos el 50% en peso, de forma particularmente preferida del 70% en peso, y en particular de por lo menos el 96% en peso.
- 55 11. Procedimiento según una de las reivindicaciones anteriores, caracterizado por que el procedimiento se realiza en un primer reactor, que comprende un lecho catalizador de carbón activo.
12. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 10, caracterizado por que el procedimiento se realiza en un primer reactor, que comprende una pluralidad de lechos catalizadores de carbón activo conectados en paralelo.
- 60 13. Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 10, caracterizado por que el procedimiento se realiza en un primer reactor, que comprende una pluralidad de lechos catalizadores de carbón activo conectados en serie.

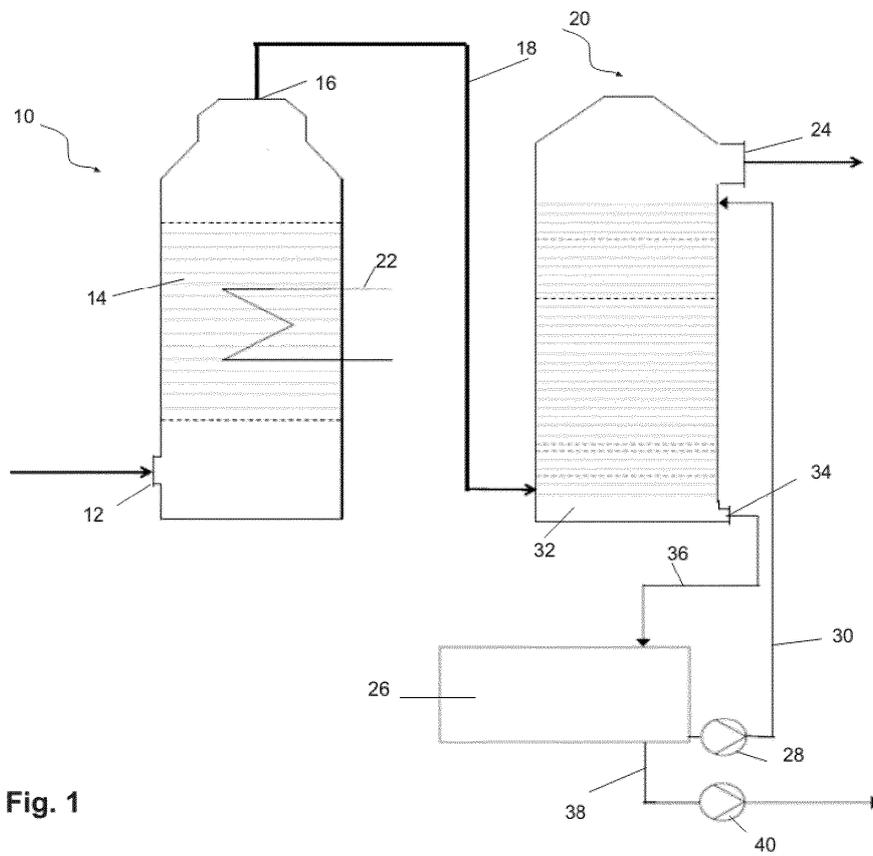


Fig. 1

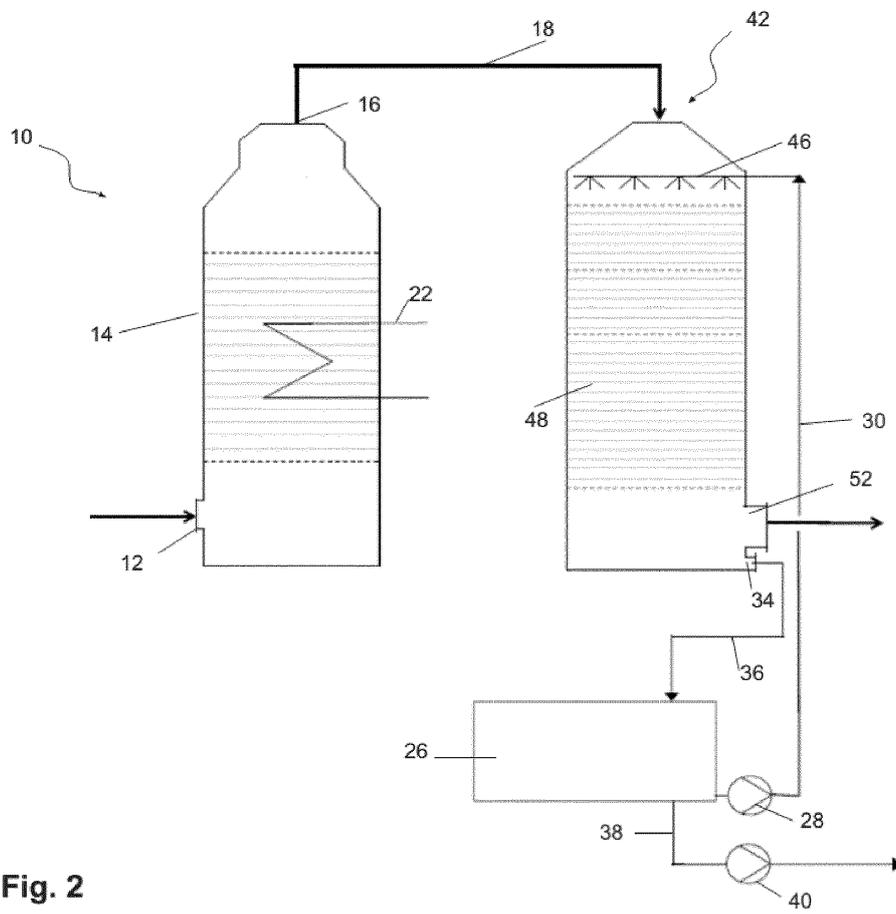


Fig. 2

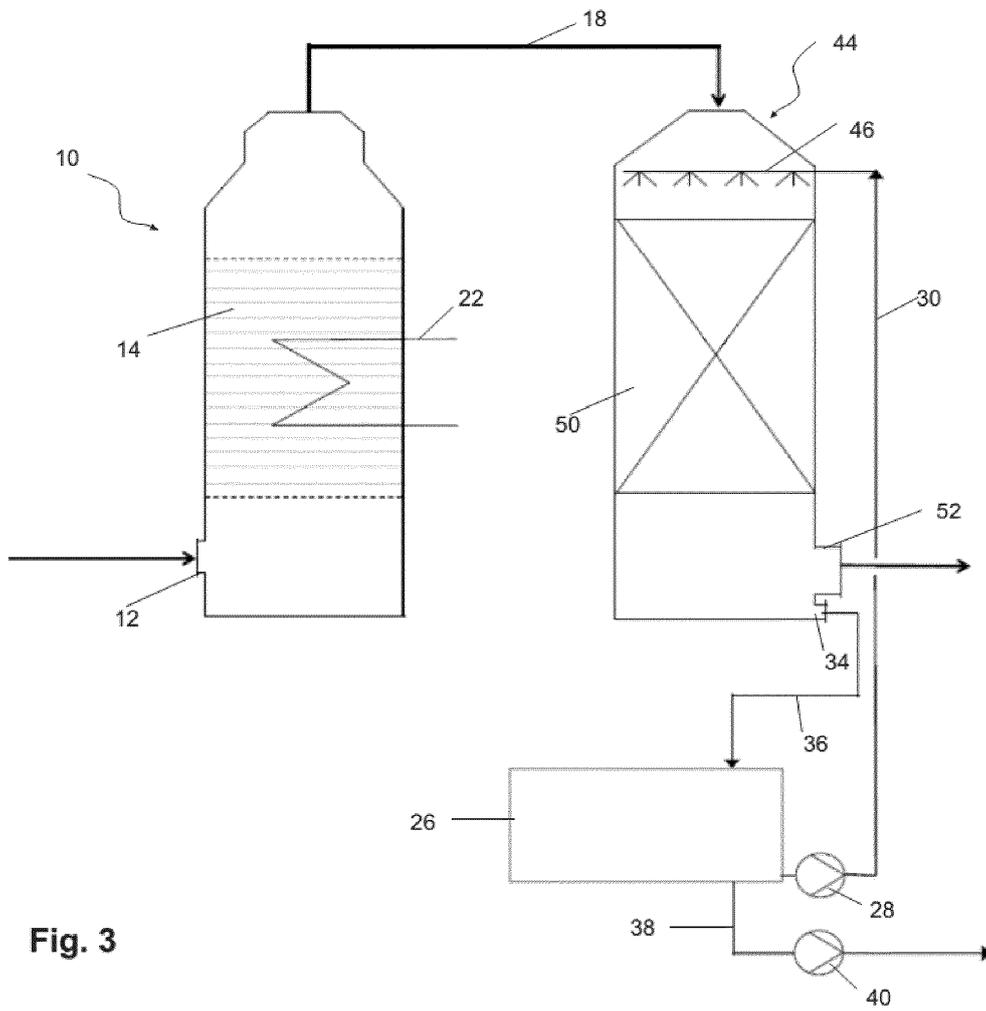


Fig. 3

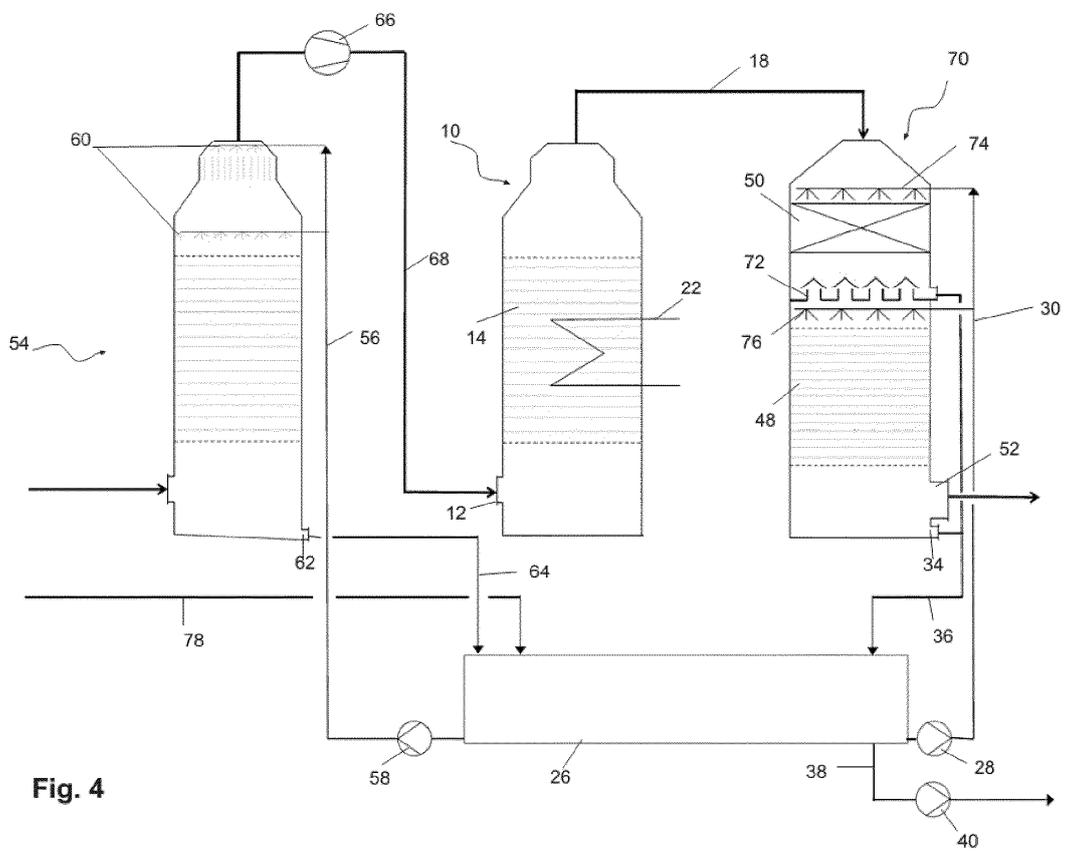
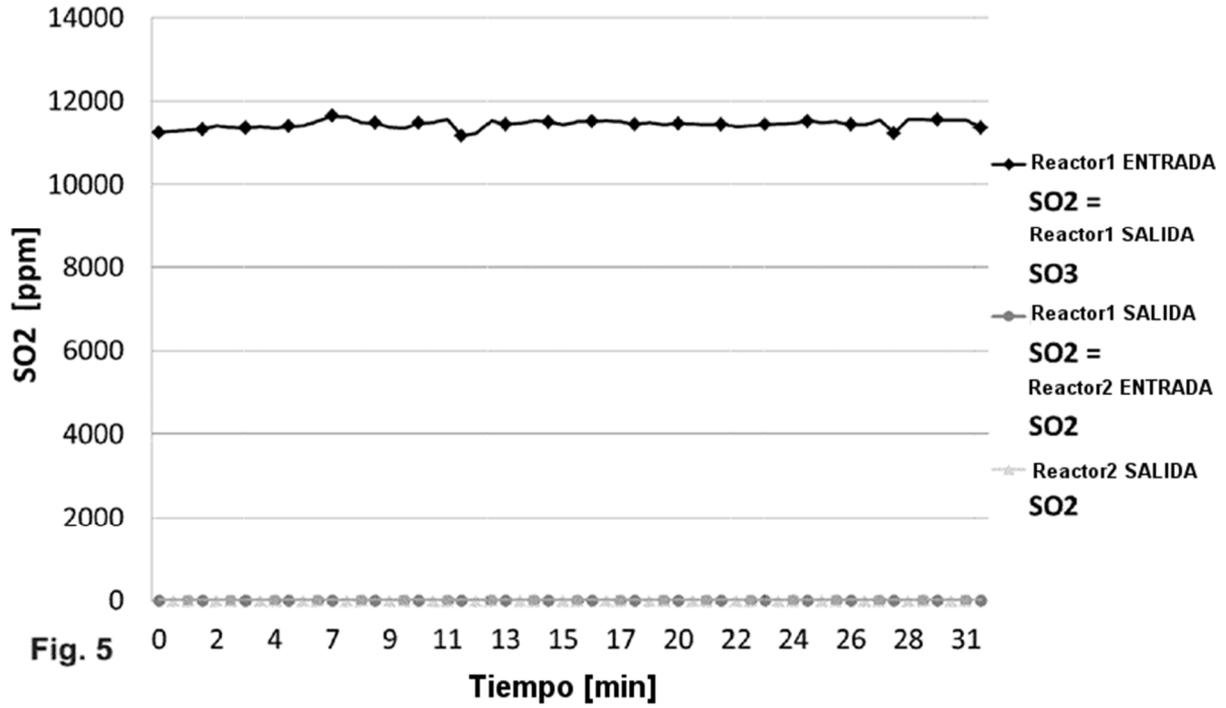


Fig. 4

### Ensayo 1



### Ensayo 2

