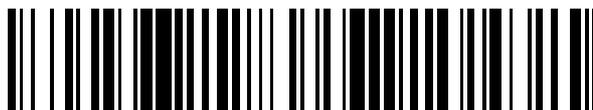


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 766 348**

51 Int. Cl.:

**C01B 17/765** (2006.01)

**C01B 17/74** (2006.01)

**C01B 17/775** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **20.01.2011 PCT/US2011/021928**

87 Fecha y número de publicación internacional: **10.11.2011 WO11139390**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **20.01.2011 E 11701598 (2)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **30.10.2019 EP 2526048**

54 Título: **Recuperación de energía en la fabricación de ácido sulfúrico**

30 Prioridad:

**14.09.2010 US 382882 P**  
**20.01.2010 US 296741 P**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:  
**12.06.2020**

73 Titular/es:

**MECS, INC. (100.0%)**  
**14522 South Outer Forty Drive**  
**Chesterfield, Missouri 63017, US**

72 Inventor/es:

**VERA-CASTANEDA, ERNESTO**

74 Agente/Representante:

**ELZABURU, S.L.P**

**ES 2 766 348 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

Recuperación de energía en la fabricación de ácido sulfúrico

5 Esta invención se refiere a la recuperación de energía en la fabricación de ácido sulfúrico, y más particularmente a una recuperación mejorada de energía a partir de la absorción de SO<sub>3</sub> húmedo en ácido sulfúrico. La invención se refiere además al control de la formación de neblina durante la absorción de SO<sub>3</sub>, y del contenido de neblina de ácido sulfúrico de la corriente de gas que sale de la etapa de absorción de SO<sub>3</sub> en un proceso en donde la energía de absorción de SO<sub>3</sub> se recupera del ácido de absorción en forma útil.

10 Hace veinticinco años se desarrolló la tecnología para recuperar en forma útil el calor de absorción de SO<sub>3</sub> en ácido sulfúrico. Antes de ese momento, el calor de absorción no podía recuperarse en ninguna forma útil que no fuera para calefacción urbana, porque los problemas de materiales de construcción limitaban la temperatura a la que podía funcionar un absorbedor de SO<sub>3</sub>. Los enfriadores de ácidos de absorción construidos en acero inoxidable se operaban típicamente a una temperatura de entrada máxima cercana a 110°C.

15 Las patentes de EE.UU. Nos. 4.576.813 y 4.670.242 describen procesos en los que un absorbedor de SO<sub>3</sub> y un enfriador de ácido de absorción podrían funcionar a temperaturas de 120°C y superiores manteniendo la fuerza de la corriente de ácido sulfúrico que sale del absorbedor a una concentración del 98,5% o superior, preferiblemente 99% o superior, y recuperando el calor de absorción en un intercambiador de calor en donde las superficies de transferencia de calor humedecidas por el ácido se construyeron con aleaciones de Fe/Cr seleccionados adecuadamente.

20 En los procesos descritos en las patentes de EE.UU. Nos. 4.576.813 y 4.670.242, el azufre se quema en aire seco para producir una corriente de gas seca que contiene SO<sub>2</sub> que contiene exceso de oxígeno, y la corriente de SO<sub>2</sub> se pasa a través de un convertidor para producir una corriente de gas seco que contiene SO<sub>3</sub> que se dirige a una torre de absorción donde se pone en contacto con ácido sulfúrico para la absorción del SO<sub>3</sub> a alta temperatura. El ácido de absorción de la torre de alta temperatura, comúnmente conocida como "torre de recuperación de calor", circula a través de un intercambiador de calor externo de carcasa y tubos que comprende tubos construidos con una aleación apropiada de Fe/Cr. En el intercambiador de calor, transfiriéndose el calor a un fluido de transferencia de calor y se recupera en forma útil. En la implementación comercial de los procesos descritos en las patentes de EE. UU. Nos. 4.576.813 y 4.670.242, el calor transferido a partir del ácido de absorción se genera vapor a a presión media que es útil en la generación de energía y/o en operaciones de procesos coordinados.

25 Típicamente, el absorbedor de alta temperatura funciona como una torre intermedia desde la cual la corriente de SO<sub>2</sub> empobrecida en SO<sub>3</sub> se devuelve a una etapa de conversión adicional para producir una corriente de gas SO<sub>3</sub> que luego se dirige a una torre de absorción final. Para maximizar la recuperación de SO<sub>3</sub> y minimizar la neblina de ácido sulfúrico, la torre de absorción final normalmente funciona a una temperatura relativamente moderada, por ejemplo, aproximadamente 80°C.

35 La patente de EE.UU. N° 5.118.490 describe la recuperación del calor de absorción de SO<sub>3</sub> del "gas húmedo". En el proceso descrito en la patente de EE.UU. N° 5.118.490, el SO<sub>3</sub> se genera mediante la conversión de una corriente de SO<sub>2</sub> que a su vez se ha producido mediante la combustión de azufre con aire ambiente que no se ha pasado a través de una torre de secado para eliminar el vapor de agua. Por lo tanto, la presión parcial del vapor de agua en la corriente de SO<sub>3</sub> refleja la humedad del aire ambiente según se diluye por los gases de óxido de azufre generados en la combustión.

40 La patente de EE.UU. N° 5.130.112 describe un proceso en donde la energía recuperada de la operación de absorción de SO<sub>3</sub> se mejora mediante la inyección de vapor en la corriente de gas de conversión de SO<sub>3</sub> antes de la absorción. Después de la inyección de vapor, el gas de conversión se pasa preferiblemente a través de un economizador, más preferiblemente un economizador de condensación, antes ingresar en el absorbedor. Según la descripción genérica, la proporción de vapor inyectado en la corriente de gas puede variar hasta 1,05 moles por mol de SO<sub>3</sub>. En el ejemplo de trabajo principal, la inyección de vapor aumenta la temperatura de la corriente de gas SO<sub>3</sub> en aproximadamente 30°C, pero la temperatura de esta corriente se reduce en casi 100°C en el economizador de condensación aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor. El Ejemplo 2 describe una prueba de corrosión realizada en una planta piloto en la que el 100% del agua de dilución para una torre de recuperación de calor se suministró por inyección de vapor.

45 La patente de EE.UU. N° 5.538.707 describe un proceso de recuperación de calor de absorción de SO<sub>3</sub> en donde la concentración de ácido que sale del absorbedor se controla regulando la velocidad de introducción de vapor en la corriente de gas de conversión de SO<sub>3</sub> que ingresa en la zona de absorción. La descripción se refiere al control del proceso, principalmente con el fin de minimizar la corrosión del intercambiador de calor del ácido de absorción. Al describir las ventajas del proceso reivindicado en la misma, la patente de EE. UU. N° 5.538.707 contrasta este proceso con una alternativa hipotética en la que el 100% del agua de dilución se proporciona en un gas de proceso húmedo. La última opción es criticada por hacer imposible controlar la concentración de ácido muy por encima del azeótropo, es decir, entre 98,8% y 99,2% con los consiguientes efectos adversos de corrosión.

55 La patente de EE.UU. N° 4.996.038 describe un proceso en el cual el agua de dilución se puede agregar como vapor al ácido circulante, opcionalmente dentro de la torre. Tanto la patente de EE.UU. N° 4.996.038 como la patente de

EE.UU. N° 5.538.707 describen la recuperación de calor en una torre de absorción que comprende una zona de absorción primaria en la que se introduce inicialmente la corriente de gas  $\text{SO}_3$  y una zona de absorción secundaria, por encima de la zona primaria, en donde se enfría la corriente de gas y se recupera el  $\text{SO}_3$  residual.

5 La inyección de vapor en una corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  que ingresa a una torre de recuperación de calor se ha practicado comercialmente en los Estados Unidos de América. Debido a varios problemas, incluida la corrosión del intercambiador de calor del ácido de absorción y la generación de neblina ácida, la mayor proporción de agua de dilución proporcionada por inyección de vapor en el gas de conversión se ha limitado aproximadamente al 33% en las operaciones industriales dentro de los Estados Unidos de América.

10 Independientemente de si la recuperación de energía se mejora mediante la inyección de vapor en el gas de conversión que ingresa al absorbedor, el potencial de formación de neblina de ácido sulfúrico en la corriente de gas generalmente se agrava por la operación de un absorbedor de  $\text{SO}_3$  a alta temperatura para recuperar el calor de absorción en forma útil. La operación a alta temperatura aumenta las concentraciones de equilibrio de  $\text{SO}_3$ , ácido sulfúrico y vapor de agua en la corriente de gas. A medida que el gas se enfría durante el flujo en contracorriente al ácido de absorción en el absorbedor, y en el conducto de flujo de gas aguas abajo de la salida de gas del absorbedor,  
15 el ácido sulfúrico se condensa en pequeñas gotas en la corriente de gas. El  $\text{SO}_3$  residual se combina con agua en la corriente de gas para generar cantidades adicionales de vapor de ácido sulfúrico que se condensa para formar neblina adicional. Tanto en las operaciones de gas seco como de gas húmedo, incluyendo, entre otras, la inyección de vapor, la neblina ha sido un problema complejo y a menudo desconcertante. Cuando el absorbedor de recuperación de calor funciona como un absorbente intermedio, la neblina en la corriente de gas de salida puede depositarse en las  
20 superficies aguas abajo y causar corrosión significativa. Cuando el absorbedor de recuperación de calor funciona como un absorbedor final, la corriente de gas que sale del absorbedor se descarga a la atmósfera donde la neblina de ácido sulfúrico se convierte en un contaminante.

#### Compendio de la invención

25 En los procesos de ácido sulfúrico de contacto de la presente invención, se obtiene una recuperación mejorada de energía de la zona de absorción en la que el  $\text{SO}_3$  se absorbe en ácido sulfúrico. La energía se recupera en forma útil, por ejemplo, como vapor de presión intermedia. Se logra una recuperación de energía mejorada mientras se preserva el control de la corrosión en las superficies de intercambio de calor que están humedecidas con ácido de absorción, y sin generación excesiva o intolerable de neblina ácida. La cantidad de vapor de presión intermedia que puede generarse a partir del circuito de absorción puede aumentarse significativamente, por ejemplo, hasta 25% o más, en  
30 comparación con los procesos comerciales en los que no se ha suministrado más de 33% de agua de dilución en la forma de vapor de agua contenido en la corriente de gas que ingresa al absorbedor.

En resumen, la presente invención se refiere a un proceso para la preparación de ácido sulfúrico en una instalación de fabricación de ácido sulfúrico de contacto que comprende un absorbedor intermedio en donde dicha instalación se  
35 adapta para funcionar según un proceso que recupera el calor de absorción de  $\text{SO}_3$  en forma útil a una temperatura de al menos  $150^\circ\text{C}$ , comprendiendo dicho proceso:

quemar una fuente de azufre en un gas que comprende exceso de oxígeno para producir una corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende un gas de combustión que comprende dióxido de azufre y oxígeno;

40 poner en contacto la corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende dicho gas de combustión con un catalizador para la conversión de dióxido de azufre en trióxido de azufre, convirtiendo así la corriente de gas que contiene óxido de azufre en un gas de conversión que contiene  $\text{SO}_3$ ;

poner en contacto el gas de conversión en una zona de absorción primaria con un líquido de absorción primaria que comprende ácido sulfúrico, y así absorber el trióxido de azufre y/o transferir ácido sulfúrico del gas de conversión al líquido de absorción primaria;

45 hacer circular dicho líquido de absorción entre dicha zona de absorción primaria y un intercambiador de calor indirecto en donde el calor generado por la reacción de trióxido de azufre y agua, la condensación de ácido sulfúrico y/o la absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción primaria se transfiere a un fluido de transferencia de calor, calentándose así el fluido de transferencia de calor a al menos  $150^\circ\text{C}$ ; y

50 poner en contacto la corriente de gas que sale de la zona de absorción primaria con un líquido de absorción secundaria que comprende ácido sulfúrico en una zona de absorción secundaria, y el  $\text{SO}_3$  residual contenido en la corriente de gas que ingresa a dicha zona de absorción secundaria se recupera como ácido sulfúrico en el líquido de absorción secundaria, en donde

dicha zona de absorción secundaria está compuesta por un absorbedor intermedio existente en dicha instalación antes de dicha modificación, y el caudal másico de dicho líquido de absorción secundaria a gas en dicha zona de absorción secundaria es de entre 1,0 y 7,0 o entre 14 y 18.

La invención se refiere además a un proceso como se definió anteriormente, en donde dicho absorbente intermedio existente se había construido para funcionar a un caudal másico de líquido de absorción de ácido sulfúrico a gas entre 6 y 10 a una fuerza de gas de entre 7% y 12% en volumen de  $\text{SO}_3$ .

La invención se refiere además a un proceso para la preparación de ácido sulfúrico que comprende:

- 5 quemar una fuente de azufre en un gas que comprende exceso de oxígeno para producir una corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende un gas de combustión que comprende dióxido de azufre y oxígeno;

poner en contacto la corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende dicho gas de combustión con un catalizador para la conversión de dióxido de azufre en trióxido de azufre, convirtiendo así la corriente de gas que contiene óxido de azufre en un gas de conversión que contiene  $\text{SO}_3$ ;

- 10 poner en contacto el gas de conversión en una zona de absorción de recuperación de calor con un líquido de absorción que comprende ácido sulfúrico, transfiriendo así el trióxido de azufre del gas de conversión al líquido de absorción;

hacer circular dicho líquido de absorción entre dicha zona de absorción y un intercambiador de calor indirecto principal en donde el calor se transfiere a un fluido de transferencia de calor principal, calentando así dicho fluido de transferencia de calor principal al menos a  $150^\circ\text{C}$ ;

- 15 dividir la corriente de líquido de absorción que sale de dicho intercambiador de calor principal para proporcionar una corriente de líquido de absorción principal que se recircula a dicha zona de absorción de recuperación de calor y una corriente de líquido de absorción auxiliar;

- 20 hacer pasar dicha corriente de líquido auxiliar a través de un intercambiador de calor indirecto auxiliar a un desaireador de agua de alimentación de caldera, transfiriéndose el calor en dicho intercambiador de calor auxiliar de desaireador desde dicho líquido auxiliar a una corriente de agua para generar vapor desaireador;

dirigir el vapor de desaireación a dicho desaireador en donde el agua de alimentación de la caldera se pone en contacto con el vapor de desaireación para extraer los no condensables del agua de alimentación de la caldera; y

eliminar una corriente de escape del desaireador de dicho desaireador, comprendiendo dicha corriente de escape del desaireador vapor de agua y gases no condensables.

- 25 En otro aspecto, la invención se refiere a un proceso según se describe en el párrafo anterior que comprende además: introducir vapor de agua contenido en dicha corriente de escape del desaireador en la corriente que contiene óxido de azufre aguas arriba de la zona de absorción con respecto a la dirección del flujo de gas.

- 30 En otro aspecto, la invención se refiere a un proceso como se establece en el párrafo anterior en donde el contenido de vapor de agua de dicha corriente de escape del desaireador es de al menos 0,80 moles por mol de contenido de gas de óxido de azufre de equivalente total de dicho contenido de gas de óxido de azufre de dicha corriente de gas que contiene óxido de azufre.

- 35 La invención también se refiere a un proceso como se establece anteriormente en donde el agua desaireada en dicho desaireador se introduce en dicho intercambiador de calor principal, o en una caldera de calor residual para la recuperación de energía del gas de combustión producido al quemar azufre para generar  $\text{SO}_2$ , como una fuente de agua de alimentación de la caldera para la generación de vapor.

En otro aspecto adicional, la invención se refiere a un proceso como se establece en anteriormente en donde dicho líquido de absorción auxiliar que sale de dicho intercambiador de calor auxiliar del desaireador se pasa a través de un intercambiador de calor indirecto en donde el calor se transfiere desde dicho líquido de absorción auxiliar al agua de alimentación de la caldera.

- 40 La invención se refiere además a un proceso como se establece en dicho párrafo anterior en donde la combinación del caudal y la temperatura del agua no desaireada que ingresa a dicho desaireador y la velocidad de transferencia de calor desde dicho líquido de absorción auxiliar a dicha corriente de agua en dicho intercambiador de calor auxiliar del desaireador es tal que el caudal másico del agua de alimentación de la caldera desaireada que sale de dicho desaireador a un trióxido de azufre equivalente que ingresa a dicha zona de absorción es al menos 1,5.

- 45 La invención se refiere además a un proceso para la preparación de ácido sulfúrico que comprende:

quemar azufre en un gas seco que comprende exceso de oxígeno en una zona de combustión para producir una corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende un gas de combustión que comprende dióxido de azufre, oxígeno y no más de 0,005 moles de vapor de agua por mol de  $\text{SO}_2$ ;

- 50 poner en contacto la corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende dicho gas de combustión con un catalizador para la conversión de dióxido de azufre en trióxido de azufre, convirtiendo así la corriente de gas que contiene óxido de azufre en un gas de conversión que contiene no más de 0,005 moles de vapor de agua por mol de  $\text{SO}_3$ ;

poner en contacto el gas de conversión en una zona de absorción de recuperación de calor primaria con un líquido de absorción que comprende ácido sulfúrico, transfiriendo así el ácido sulfúrico del gas de conversión al líquido de absorción;

5 introducir vapor de agua en el gas de conversión en una zona de inyección de vapor de agua aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor primaria con respecto a la dirección del flujo de gas en una proporción suficiente para aumentar el contenido de vapor de agua equivalente del gas a al menos aproximadamente 0,55 moles por mol contenido de gas de óxido de azufre equivalente total antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción de recuperación de calor primaria; y

10 hacer circular dicho líquido de absorción entre dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria y un intercambiador de calor indirecto en donde el calor generado por reacción de trióxido de azufre y agua, condensación de ácido sulfúrico y/o absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción se transfiere a un fluido de transferencia de calor, calentando así el fluido de transferencia de calor a al menos 150°C;

15 en donde el gas de conversión se introduce en la zona de absorción de recuperación de calor primaria sin condensación intermedia de ningún componente de la corriente de gas de conversión entre dicha zona de inyección de vapor de agua y dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.

La invención se refiere además a un proceso según se describe en el párrafo anterior en donde la fuerza del líquido de absorción primaria sustancialmente en toda la zona de absorción de recuperación de calor primaria es de entre 99,3% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y 99,7% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, o entre 99,1% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y 99,3% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

20 En otro aspecto adicional, la invención se refiere a un proceso como se establece anteriormente, en donde dicho gas de conversión se introduce en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria sin eliminación intermedia del calor del gas de conversión entre dicha zona de inyección de vapor de agua y dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.

25 En realizaciones adicionales, la invención se refiere a un proceso como se establece anteriormente, en donde el caudal másico de dicho líquido de absorción que ingresa a dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria hasta el trióxido de azufre equivalente que ingresa a dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria es de entre 30 y 50.

30 La invención se refiere además a un proceso como se establece anteriormente en donde el calor generado por la reacción de trióxido de azufre y agua, la condensación de ácido sulfúrico y/o la absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción se transfiere a un fluido de transferencia de calor en una cantidad de al menos 1160 KJ por kilogramo de SO<sub>3</sub> equivalente (500 Btu /0,45 kg de SO<sub>3</sub> equivalente) que ingresa a dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria, y calienta así el fluido de transferencia de calor al menos a 150°C.

35 En otro aspecto, la invención se refiere a un proceso como se establece en el párrafo anterior en donde el calor se transfiere desde dicho ácido de absorción para generar vapor a una presión de al menos 4 bar, y en donde la cantidad de vapor generado es al menos 0,55 toneladas por tonelada de ácido sulfúrico producido a partir del SO<sub>3</sub> que ingresa a dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.

La invención se refiere además a un proceso según como se establece anteriormente, en donde el proceso comprende además:

40 poner en contacto la corriente de gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor primaria con un líquido de absorción secundaria que comprende ácido sulfúrico en una zona de absorción secundaria, y el SO<sub>3</sub> residual contenido en la corriente de gas que ingresa a dicha zona de absorción secundaria se recupera como ácido sulfúrico en el líquido de absorción secundaria,

45 en donde la fuerza y temperatura de la corriente de gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor primaria y la temperatura y el punto de rocío del gas de conversión que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor primaria son tales que permiten controlar la corriente de gas que sale de dicha zona de absorción secundaria para contener no más de 20 g/Nm<sup>3</sup> de neblina de ácido sulfúrico.

50 La invención se refiere además al proceso como se establece en el párrafo anterior en donde la corriente de gas que sale de la zona de absorción secundaria se pasa a través de un sistema eliminador de neblina a una velocidad de al menos 300 Nm<sup>3</sup> por hora por metro cuadrado del área de superficie del elemento eliminador de neblina transversal a la dirección del flujo de gas, y el gas que sale de dicho sistema eliminador de neblina contiene menos de 0,1 g/Nm<sup>3</sup> de neblina ácida.

La invención se refiere además a un proceso como se establece anteriormente en donde los caudales relativos de la corriente de gas que entra en la zona de absorción secundaria y la corriente de líquido de absorción secundaria que entra en la zona de absorción secundaria son tales que la diferencia máxima entre la temperatura global local de la fase gaseosa y la temperatura global local de la fase líquida de absorción secundaria con la que el gas está en contacto

no es mayor de 35°C dentro de cualquier lugar de contacto de gas/líquido dentro de la zona de absorción secundaria que se define por una distancia constante desde la entrada de líquido a la zona.

La invención se refiere además a un proceso como se establece anteriormente en donde la concentración del ácido de absorción que sale de la zona de absorción primaria está entre 99,1% en peso y 99,8% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

- 5 La invención se refiere aun más a un proceso como se establece anteriormente, en donde se introduce vapor de agua en el gas de conversión en una proporción suficiente para aumentar la temperatura del gas de conversión a entre 270°C y 330°C; y dicho gas de conversión se introduce en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria a una temperatura entre 270°C y 330°C.

- 10 La invención se refiere además a un proceso como se establece anteriormente en donde el líquido de absorción circula entre la zona de absorción de recuperación de calor primaria y tanto un intercambiador de calor indirecto principal como un intercambiador de calor indirecto auxiliar, y en cada uno de los intercambiadores de calor generado por reacción de trióxido de azufre y agua, la condensación de ácido sulfúrico y/o la absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción se transfiere desde el líquido de absorción circulante, transfiriéndose el calor a un fluido de transferencia de calor principal en el principal intercambiador de calor indirecto, calentándose así el fluido principal de transferencia de calor a al menos 150°C, y se transfiere calor a una corriente de agua en el intercambiador auxiliar de calor indirecto, generando así vapor de agua para inyección en el gas de conversión en la zona de inyección de vapor de agua.

- 15 La invención se refiere además a un proceso como se establece anteriormente, en donde la proporción de vapor de agua introducido en la corriente de gas de conversión, la concentración del ácido sulfúrico y la temperatura del líquido de absorción introducido en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria, y la relación L/G en la zona de absorción de recuperación de calor primaria es tal que la relación molar del vapor de ácido sulfúrico a SO<sub>3</sub> es al menos 1,2 en la ubicación de la concentración máxima de vapor de ácido sulfúrico en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.

La invención se refiere además a un proceso como se establece anteriormente, que además comprende:

- 25 poner en contacto la corriente de gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor primaria con un líquido de absorción secundaria que comprende ácido sulfúrico en una zona de absorción secundaria, siendo el SO<sub>3</sub> residual contenido en la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción secundaria recuperado como ácido sulfúrico en el líquido de absorción secundaria, en donde la relación de caudal másico del líquido de absorción secundaria que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor primaria con el flujo de gas total que entra en la zona de absorción secundaria es de entre 0,4 y 1,5; y

30 pasar el gas que sale de la zona de absorción secundaria a través de un sistema eliminador de neblina a una velocidad entre 340 y 500 Nm<sup>3</sup> por hora por metro cuadrado del área de superficie del elemento eliminador de neblina transversal a la dirección del flujo de gas.

- 35 La invención se refiere además a un proceso como se establece anteriormente y que comprende además controlar la concentración de ácido sulfúrico del líquido de absorción de modo que la diferencia entre la concentración del líquido de absorción y la concentración de azeótropo no sea mayor que +1,0% en peso en la totalidad de dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria, o controlar la concentración del líquido de absorción de modo que la diferencia entre la concentración de líquido de absorción y la concentración de azeótropo en la salida del gas no sea menor que -0,1% en peso.

#### 40 **Breve descripción de los dibujos**

La Figura 1 es un diagrama de flujo de procesos para un sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de SO<sub>3</sub> de la técnica anterior que comprende zonas de absorción en contracorriente primaria y secundaria, en las que hasta aproximadamente un tercio del agua de reacción se suministra por inyección de vapor en la corriente que contiene SO<sub>3</sub> que ingresa a la zona primaria

- 45 La Figura 2 es un diagrama de flujo del proceso para un sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de SO<sub>3</sub> según una realización preferida de la invención, que comprende una zona de absorción primaria en contracorriente de recuperación de calor y una zona de absorción secundaria en contracorriente, en la que 95-100% del agua de reacción y dilución se suministra mediante inyección de vapor en la corriente que contiene SO<sub>3</sub> que ingresa a la zona primaria;

- 50 La Figura 3 es un diagrama de flujo del proceso similar al de la Figura 2 en donde el ácido de absorción circulante se divide entre una corriente que regresa a la zona de absorción primaria y una fracción que circula a la zona de absorción secundaria;

La Figura 4 es un gráfico logarítmico de presión de vapor frente a la temperatura absoluta recíproca para SO<sub>3</sub>, agua y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>;

La Figura 5 presenta curvas para la temperatura del gas y el punto de rocío del gas para una típica corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  que ingresa al absorbedor en una planta de ácido sulfúrico de contacto con gas seco, representada como una función de la proporción de los requerimientos de agua de reacción estequiométrica que se proporciona por inyección de vapor atmosférico saturado en la corriente de gas delante del absorbedor;

- 5 La Figura 6 es una ilustración esquemática de una torre de recuperación de calor por absorción de  $\text{SO}_3$  de flujo en contracorriente, junto con una sección transversal longitudinal semiesquemática del conducto de flujo de gas para el suministro de gas de conversión con contenido de  $\text{SO}_3$  en el fondo de la torre, que muestra boquillas y deflectores para efectuar la inyección de vapor en la corriente de gas;

- 10 La Figura 7 presenta curvas que representan la conversión de  $\text{SO}_3$  en ácido sulfúrico, la composición en fase gaseosa y el grado de condensación como una función de la temperatura de la fase gaseosa en el funcionamiento de un sistema de absorción de  $\text{SO}_3$  en contracorriente en donde se introduce una corriente de gas que contiene el equivalente de aproximadamente un mol de vapor de agua por el equivalente de un mol de  $\text{SO}_3$ ;

- 15 La Figura 8 es un diagrama de flujo del proceso para realizaciones de un proceso simulado de la invención que tiene una única zona de absorción, como se menciona en el Ejemplo 5, con el fin de ilustrar el grado de recuperación de  $\text{SO}_3$  como una función del número de etapas de absorción teórica en el zona de absorción de la columna de recuperación de calor;

La Figura 9 es un diagrama de flujo del proceso similar al de la Figura 3 en donde el calor se transfiere desde la fracción de ácido de absorción circulada a la zona de absorción secundaria para generar vapor para inyección en la corriente de gas con  $\text{SO}_3$  que ingresa a la zona de absorción primaria;

- 20 La Figura 10 es un diagrama de flujo similar al de la Figura 9 pero adaptado para la absorción de  $\text{SO}_3$  producido a partir de una corriente de  $\text{SO}_2$  generada a partir de una fuente distinta del azufre elemental;

- 25 La Figura 11 es un diagrama de flujo del proceso que muestra la recuperación de calor del líquido de absorción secundaria en la generación de vapor para la desaireación, el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera no desaireada antes de la desaireación, el precalentamiento adicional del agua de alimentación de la caldera desaireada y el suministro del agua de alimentación desaireada precalentada al intercambiador de calor para recuperar el calor de absorción a más de  $150^\circ\text{C}$ ;

La Figura 12 presenta los perfiles típicos de temperatura de gas, temperatura de líquido y concentración de neblina para la zona de absorción primaria de un sistema de absorción de  $\text{SO}_3$  y recuperación de calor del tipo ilustrado en las Figuras 2, 3 o 10;

- 30 La Figura 13 presenta los perfiles típicos de temperatura de gas, temperatura de líquido y concentración de neblina para la zona de absorción secundaria de un sistema de absorción de  $\text{SO}_3$  y recuperación de calor del tipo ilustrado en la Figura 2, 3 o 10 en condiciones de alto flujo de líquido en relación con el flujo requerido para enfriar la corriente de gas;

- 35 La Figura 14 presenta los perfiles típicos de temperatura de gas, temperatura de líquido y concentración de neblina en condiciones de bajo flujo de líquido para la zona de absorción secundaria de un sistema de absorción de  $\text{SO}_3$  y recuperación de calor del tipo ilustrado en la Figura 2, 3 o 10;

Las Figuras 15 y 16 presentan los perfiles típicos de temperatura de gas, temperatura de líquido y concentración de neblina en las condiciones de flujo de líquido intermedio preferidas para la zona de absorción secundaria de un sistema de absorción de  $\text{SO}_3$  y recuperación de calor del tipo ilustrado en las Figuras 2, 3 o 10;

- 40 La Figura 17 es un diagrama de flujo de procesos para un sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de  $\text{SO}_3$  que comprende zonas de absorción en contracorriente primaria y secundaria, que pueden funcionar sin inyección de vapor de agua pero según ciertas realizaciones preferidas del proceso de la invención para el control de la generación de neblina;

- 45 La Figura 18 es un diagrama de flujo de procesos para un proceso generalmente similar al de la Figura 3, excepto que el proceso de la Figura 18 se opera sin inyección de vapor de agua en el gas de conversión o el gas de combustión;

- 50 La Figura 19 representa los flujos de componentes de vapor de  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y vapor de agua en la corriente de gas frente a la distancia desde la entrada de gas en la zona de absorción primaria de un absorbedor de recuperación de calor en contracorriente que comprende una zona de absorción primaria y una zona de absorción secundaria ubicada arriba la zona primaria, en donde el ácido de absorción primaria ingresa a la zona de absorción primaria a una concentración de 99,5% en peso, el ácido de absorción secundaria ingresa a la zona de absorción secundaria a una concentración de 98,5% en peso, y el ácido secundario que sale de la zona secundaria fluye hacia la porción superior de la zona primaria;

La Figura 20 representa los flujos de componentes de vapor de  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y vapor de agua en la corriente de gas frente a la distancia desde la entrada de gas en la zona de absorción secundaria de un absorbedor de recuperación

de calor en contracorriente que comprende una zona de absorción primaria y una zona de absorción secundaria ubicada arriba de la zona primaria, en donde el ácido de absorción primaria ingresa a la zona de absorción primaria a una concentración de 99,5% en peso, el ácido de absorción secundaria ingresa a la zona de absorción secundaria a una concentración de 98,5% en peso, y el ácido secundario que sale de la zona secundaria fluye hacia la porción superior de la zona primaria;

La Figura 21 representa los flujos de componentes de vapor de  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y vapor de agua en la corriente de gas frente a la distancia desde la entrada de gas en la zona de absorción secundaria de un absorbedor de recuperación de calor en contracorriente que comprende una zona de absorción primaria y una zona de absorción secundaria ubicada arriba de la zona primaria, en donde el ácido de absorción primaria ingresa a la zona de absorción primaria a una concentración de 99,5% en peso, el ácido de absorción secundaria ingresa a la zona de absorción secundaria a una concentración de 99,2% en peso, y el ácido secundario que sale de la zona secundaria fluye hacia la porción superior de la zona primaria;

La Figura 22 es un diagrama que representa la línea de operación de concentración, la línea de operación de temperatura y la composición de azeótropo en función de la temperatura en una zona de absorción de recuperación de calor en contracorriente;

La Figura 23 es un diagrama de flujo de un proceso alternativo similar al de la Figura 11 que muestra la recuperación de calor del líquido de absorción secundaria en la generación de vapor que puede usarse como fuente de vapor de agua para inyección en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  aguas arriba de la zona de absorción; y

La Figura 24 es un diagrama de flujo del proceso para un sistema de recuperación de energía de absorción y absorción de  $\text{SO}_3$  según una realización preferida de la invención que incluye altas tasas de inyección de vapor en la zona de absorción primaria similar a la de las Figuras 3, 9, 10, 11 y 23 y que muestra una representación esquemática del sistema para controlar el funcionamiento de la zona de absorción secundaria.

Los caracteres de referencia correspondientes indican los componentes correspondientes en las diversas vistas de los dibujos.

## Descripción de las realizaciones preferidas

En una planta de ácido sulfúrico de contacto, una corriente de gas que contiene  $\text{SO}_2$  y oxígeno se pone en contacto con un catalizador que promueve la oxidación de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ . Típicamente, la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_2$  se produce por combustión de azufre elemental. Sin embargo, la corriente que contiene  $\text{SO}_2$  también se puede producir en el calcinado de minerales metálicos, por ejemplo, pirita, o mediante la combustión de otros compuestos que contienen azufre, o en la regeneración de ácido gastado en donde el  $\text{SO}_2$  se genera por descomposición del ácido. El  $\text{SO}_3$  en el gas de conversión se recupera luego por absorción en ácido sulfúrico fuerte. Cuando el calor de absorción resultante se recupera del ácido de absorción mediante transferencia a otro fluido, la cantidad de calor recuperado puede mejorarse por inyección de vapor de agua en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  que ingresa al absorbedor.

La inyección de vapor de agua en una corriente de gas que contiene óxido de azufre en una planta de fabricación de ácido sulfúrico de contacto da como resultado una reacción en fase de vapor de  $\text{SO}_3$  y agua para formar  $\text{H}_2\text{SO}_4$  en la fase de vapor. El vapor de agua puede inyectarse directamente en un gas de conversión con  $\text{SO}_3$  o en el gas de combustión con  $\text{SO}_2$  aguas arriba del convertidor. En cualquier caso, el vapor de agua reacciona con el  $\text{SO}_3$  que ya está presente en el gas, o después de que se forma. En varias realizaciones preferidas del proceso de la presente invención, se inyecta vapor de agua en el gas de conversión que contiene  $\text{SO}_3$  en lugar del gas que contiene  $\text{SO}_2$  aguas arriba del convertidor, y más preferiblemente se inyecta vapor de agua aguas abajo de los intercambiadores de calor en los que se recupera el calor de la reacción de  $\text{SO}_2$  y oxígeno.

La reacción en fase de vapor de  $\text{SO}_3$  y agua es una reacción altamente exotérmica que aumenta la temperatura del gas. La reacción en fase de vapor también es una reacción de equilibrio en la que la conversión a  $\text{H}_2\text{SO}_4$  varía inversamente con la temperatura. Cuando una corriente de gas que comprende la fase de vapor de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{SO}_3$  y vapor de agua se pone en contacto con ácido sulfúrico, se producen varios fenómenos, cada uno de los cuales genera energía sustancial y, por lo tanto, aumenta la temperatura de la fase líquida. Estos incluyen la condensación de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , la absorción de  $\text{SO}_3$ , la condensación de vapor de agua, la reacción de fase líquida de  $\text{SO}_3$  y agua, y, típicamente, la transferencia de calor sensible de la fase gaseosa a la fase líquida. Cuando el calor se transfiere desde la fase líquida, es decir, el ácido de absorción, a un fluido de transferencia de calor, el calor de reacción de la fase de vapor de  $\text{SO}_3$  y agua, el calor de condensación de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , el calor de condensación de  $\text{SO}_3$  y el calor de absorción, es decir, el calor de la reacción en fase líquida de  $\text{SO}_3$  y agua, pueden todos recuperarse en forma útil.

Por lo tanto, la inyección de vapor de agua en el gas de conversión que contiene  $\text{SO}_3$  o el gas de combustión que contiene  $\text{SO}_2$  aguas arriba del absorbedor proporciona una mejora sustancial de la cantidad de energía que puede recuperarse a alta temperatura donde el absorbedor y su enfriador de ácido asociado son operados a alta temperatura.

Antes de la presente invención, sin embargo, el alcance de la inyección de vapor se ha visto limitado por la preocupación de que se produciría una corrosión excesiva del enfriador de ácido y/o una generación excesiva de neblina de ácido sulfúrico si se inyectara vapor en una proporción mayor que aproximadamente 33% del requerimiento

de agua de reacción estequiométrica, es decir, si se inyectara vapor en una proporción suficiente para elevar la relación molar del contenido de vapor de humedad equivalente al contenido de  $\text{SO}_3$  equivalente a un valor mayor que aproximadamente 0,33 en el gas que ingresa al absorbedor.

5 El agua añadida para la reacción con  $\text{SO}_3$  a veces se denomina aquí agua de dilución, ya que en la práctica convencional la corriente de ácido de absorción circulante se diluye con agua a una velocidad estequiométrica equivalente a la velocidad de introducción de  $\text{SO}_3$  en la zona de absorción. La fuerza del ácido aumenta progresivamente a medida que el ácido de absorción pasa a través de la zona de absorción y absorbe  $\text{SO}_3$  de la corriente de gas para producir ácido sulfúrico en el líquido por reacción con el agua de dilución. Por lo tanto, el ácido que sale del absorbedor está en la concentración objetivo de la etapa de absorción, produciendo una corriente de ácido de absorción que se divide en una corriente de ácido del producto que se elimina del sistema y una corriente de ácido de recirculación que se diluye con agua antes de la introducción en la zona de absorción.

10 La introducción del agua de reacción en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  por delante de la zona de absorción reduce el gradiente de concentración de ácido a través de la zona de absorción. Cuando se introduce el 100% del agua de reacción en la corriente de  $\text{SO}_3$  en forma de vapor de agua, el gradiente de concentración a través de la zona de absorción se elimina por completo, es decir, no hay dilución como tal, sino una fuerza de ácido constante en la fase líquida en toda la zona. Si esta concentración se mantiene a un valor demasiado bajo, se puede experimentar una corrosión excesiva en un recipiente de absorción de aleación. Si la concentración es demasiado alta, el  $\text{SO}_3$  no absorbido puede pasar a través del absorbedor, con lo que se reduce así el rendimiento y se crea una neblina de ácido sulfúrico sustancial cuando el gas se enfría aguas abajo del absorbedor, y/o se inhibe la conversión en una zona de contacto catalítico aguas abajo.

15 Sin embargo, según la presente invención, se ha descubierto que se pueden recuperar cantidades mejoradas de energía de un sistema de absorción mediante la introducción de mayores proporciones de agua de reacción mediante inyección de vapor de agua en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_2$  o  $\text{SO}_3$  aguas arriba del sistema de absorción. Además, el proceso se puede operar para lograr una recuperación de energía sustancialmente mejorada del sistema de absorción sin corrosión excesiva y sin generación excesiva de neblina ácida. Estos resultados favorables se obtienen de la identificación, coordinación y control de combinaciones de las variables del proceso que afectan la respuesta del sistema de absorción a la introducción de vapor de agua en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_2$  o  $\text{SO}_3$ . Las condiciones apropiadas se seleccionan en vista de los datos sobre la composición y la temperatura de la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  en función de la proporción del agua de dilución introducida en esta corriente delante del sistema de absorción, y en vista de los datos sobre la composición azeotrópica en función de la temperatura.

20 El aumento de la proporción del agua de dilución suministrada por inyección de vapor de agua en el gas aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor permite un aumento sustancial de la energía finalmente recuperada del sistema de absorción. Este modo de operación proporciona una temperatura de gas alta y una entalpía de gas elevada resultante de la formación del ácido sulfúrico del producto en la fase de vapor. El calor sensible y el calor latente de evaporación del ácido sulfúrico se recuperan en forma útil de la fase gaseosa en el intercambiador de calor del absorbedor de recuperación de calor, típicamente mediante la generación de vapor de presión intermedia. Según el proceso de la invención, la velocidad de recuperación de calor puede aumentarse hasta en un 25% desde la velocidad más alta de recuperación de calor útil de los sistemas de absorción de  $\text{SO}_3$  que se obtiene a escala industrial en operaciones en los Estados Unidos de América. Por ejemplo, mientras que el vapor de presión intermedia a 0,3 MPa (3 bar) o mayor, típicamente 0,7 MPa (7 bar) o mayor, se genera a una velocidad de 0,48 toneladas por tonelada de producción de ácido sulfúrico neto en un sistema de absorción en donde se proporciona 1/3 del agua de dilución requerida mediante inyección de vapor en la corriente de gas por delante del absorbedor, la velocidad de recuperación de energía se puede aumentar hasta 0,6 a 0,9 toneladas de vapor de presión intermedia por tonelada de ácido sulfúrico producido, donde la proporción de agua de reacción proporcionada por inyección de vapor se aumenta 95-100% y el gradiente de concentración en la zona de absorción de recuperación de calor se reduce el 0,2% en peso o menos. Cuando se proporciona el 100% o más del agua de reacción en forma de vapor inyectado aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor, existe un importante ahorro adicional de capital y gastos de mantenimiento al eliminar el recipiente del diluyente.

25 En la Figura 1 se ilustra un sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de  $\text{SO}_3$  de la técnica anterior en donde se proporciona hasta aproximadamente el 33% del agua de dilución mediante inyección de vapor en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  que ingresa al sistema. Aguas arriba del sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de  $\text{SO}_3$  con respecto al flujo de gas que contiene óxido de azufre al sistema, se produce una corriente de gas que contiene  $\text{SO}_2$  al quemar azufre en un exceso de aire. Alternativamente, se puede producir una corriente que contiene  $\text{SO}_2$  en una planta metalúrgica, típicamente calcinando un mineral sulfúrico. La corriente que contiene  $\text{SO}_2$ , con oxígeno no consumido en una proporción al menos estequiométricamente equivalente al  $\text{SO}_2$ , se pasa a través de un convertidor catalítico donde una alta proporción del  $\text{SO}_2$  se convierte en  $\text{SO}_3$  por reacción catalítica con oxígeno en el gas, y se produce así un gas de conversión que comprende  $\text{SO}_3$ . La oxidación de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  genera un calor de reacción sustancial que se recupera al menos parcialmente haciendo pasar el gas de conversión que lleva  $\text{SO}_3$  a través de uno o más intercambiadores de calor, por ejemplo, una caldera de calor residual, sobrecalentador y/o economizador de vapor.

El gas de conversión se suministra luego a un sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de  $\text{SO}_3$  como se ilustra en la Figura 1. El sistema comprende un absorbedor, por ejemplo, una torre de absorción en contracorriente 1 en donde la corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  se pone en contacto con ácido sulfúrico concentrado para transferir el  $\text{SO}_3$  de la corriente de gas a la fase líquida en la forma de adición incremental de ácido sulfúrico al líquido de absorción. En el absorbedor, las corrientes de líquido y gas se ponen en contacto dentro de una zona de absorción de recuperación de calor 3 que comprende medios para promover el contacto gas/líquido y la transferencia de masa entre la fase ácida y la fase líquida. Como se ilustra, el gas y el líquido fluyen en contracorriente a través de la zona de absorción de recuperación de calor 3. Los expertos en la materia entenderán que el gas y el líquido se pueden poner en contacto alternativamente en un absorbedor de flujo paralelo como, por ejemplo, una torre Venturi.

El sistema de absorción comprende además un intercambiador de calor externo 5 para la recuperación de energía por absorción del ácido de absorción, y un diluyente 7 en donde se introduce agua en la corriente de ácido recirculante para reacción con cantidades adicionales de  $\text{SO}_3$ . Una corriente enriquecida de ácido sulfúrico se elimina de la torre a través de la salida de ácido 9, que se hace circular a través del intercambiador de calor 5 y el diluyente 7 por medio de una bomba de circulación de ácido 11 y regresa a la torre en una entrada de retorno de ácido 13.

Al operar la zona de absorción a temperatura elevada, se genera una corriente de ácido a alta temperatura que se puede usar para calentar un fluido de transferencia de calor a una temperatura elevada. El fluido de transferencia de calor se calienta típicamente a una temperatura superior a aproximadamente  $144^\circ\text{C}$ , por ejemplo, en el intervalo de  $160^\circ\text{C}$  a  $235^\circ\text{C}$ . Por lo tanto, cuando el intercambiador de calor 5 es una caldera del sistema de recuperación de calor (HRS, por sus siglas en inglés), se puede generar vapor a una presión manométrica superior a 0,4 MPa (4 bar), más típicamente en exceso de 0,5 MPa (5 bar), preferiblemente entre aproximadamente 0,5 MPa (5 bar) y aproximadamente 1 MPa (10 bar). Se puede generar vapor a presiones relativas de hasta 1,8 a 2 MPa (18 a 20 bar) cuando lo justifiquen las demandas de servicio local y la economía general del proceso.

Como se ilustra en la Figura 1, el absorbedor contiene opcional y ventajosamente dos zonas de absorción. Una zona de absorción de recuperación de calor primaria 3 funciona a alta temperatura para producir una corriente de ácido de absorción de alta temperatura que circula a través de la bomba de circulación de ácido 11 a través del intercambiador de calor 5 para recuperar la energía de absorción en forma útil. Una zona de absorción secundaria 15 se coloca por encima de la zona de absorción primaria en la torre 1. El ácido que se introduce en la entrada del ácido secundario 17 pasa a través de la zona de absorción secundaria en contracorriente al gas que sale de la zona de absorción primaria. La zona de absorción secundaria funciona para enfriar la corriente de gas, condensar el ácido sulfúrico residual de la fase de vapor, y eliminar el  $\text{SO}_3$  residual de la corriente de gas mediante absorción en el ácido de absorción secundaria. Como se muestra en la Figura 1, el ácido de absorción secundaria fluye hacia abajo en la zona de absorción primaria y se convierte en parte de la corriente de ácido de absorción primaria que fluye a través de la zona primaria.

La corriente de gas empobrecido que sale de la zona secundaria de absorción 15 pasa a través de los eliminadores de neblina 19 para la eliminación de la neblina de ácido sulfúrico residual. Cuando el sistema de absorción de recuperación de calor comprende el absorbedor intermedio de una planta intermedia, el gas que sale de los eliminadores de neblina se devuelve a una etapa adicional del convertidor. En una planta de un solo paso, el gas que sale de los eliminadores de neblina se libera a la atmósfera.

En el proceso de la técnica anterior, una parte del agua de dilución se introduce como vapor de agua en la corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  a través de un puerto de inyección 21 aguas arriba de la entrada de gas de la torre de absorción 23. Sin embargo, debido a la corrosión y la generación de neblina, la proporción de vapor de agua introducido en el gas aguas arriba del absorbedor se ha limitado a no más de aproximadamente 33%, es decir, se ha introducido vapor de agua en una proporción tal que la relación del contenido equivalente total de vapor de agua del gas no es más de 0,33 moles por mol de contenido de  $\text{SO}_3$  equivalente total de la corriente de gas antes de ingresar a la zona de absorción primaria 3. Al menos aproximadamente el 67% del agua de dilución se introduce a través del diluyente 7, típicamente en forma líquida. Alternativamente, parte o la totalidad del resto de agua de dilución puede suministrarse por flujo cruzado de ácido sulfúrico de menor concentración a través de la entrada de ácido secundaria 17.

En comparación, en el proceso de la invención, se introduce vapor de agua aguas arriba del sistema de absorción en una proporción suficiente para aumentar el contenido de vapor de agua equivalente del gas a al menos aproximadamente 0,40 moles por mol de contenido de gas de óxido de azufre equivalente total antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción. Preferiblemente, el vapor de agua se introduce en una proporción suficiente para aumentar el contenido de vapor de agua equivalente del gas a al menos aproximadamente 0,50 moles, más preferiblemente al menos aproximadamente 0,55 moles, más preferiblemente al menos aproximadamente 0,60 moles, aún más preferiblemente a al menos aproximadamente 0,70 moles, y lo más preferiblemente al menos aproximadamente 0,80, 0,90 o 0,95 moles por contenido de  $\text{SO}_3$  equivalente total del gas antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción. Cuando se introduce vapor de agua aguas arriba del convertidor con respecto a la dirección del flujo de gas de óxido de azufre, estas relaciones pueden medirse con respecto al contenido total de  $\text{SO}_2$ . Más genéricamente, pueden expresarse en términos de contenido de gas de óxido de azufre equivalente total, es decir,  $\text{SO}_2$  más  $\text{SO}_3$  equivalente. Para estas relaciones, el contenido de vapor de agua equivalente incluye vapor

de agua que se ha convertido en la fase gaseosa a ácido sulfúrico, y el contenido de  $\text{SO}_3$  equivalente incluye  $\text{SO}_3$  que se ha convertido en la fase gaseosa a ácido sulfúrico.

El proceso de la invención puede implementarse en una planta de "gas seco", en la cual el aire de combustión de azufre se seca por contacto con ácido sulfúrico en una torre de secado aguas arriba del quemador de azufre con respecto a la dirección del flujo de aire de combustión, o en una planta de "gas húmedo" donde la fuente de azufre se quema en el aire ambiente que no se ha secado y/o donde la fuente de azufre en sí es una fuente de humedad. La corriente de  $\text{SO}_2$  generada en una planta metalúrgica es típicamente "húmeda", como es la corriente de  $\text{SO}_2$  generada por la descomposición del ácido sulfúrico gastado. Algunas fuentes de azufre comprenden compuestos de azufre que contienen hidrógeno, por ejemplo, sulfuro de hidrógeno o mercaptanos, y estos necesariamente producen un gas  $\text{SO}_2$  "húmedo" que se convierte a una fuente húmeda de gas  $\text{SO}_3$  para la conversión. En una planta de gas seco, se introduce vapor de agua en el gas  $\text{SO}_3$  a una velocidad suficiente para proporcionar todo el contenido equivalente de vapor de agua. En una planta de gas húmedo, se introduce vapor de agua a una velocidad equivalente a la diferencia entre el contenido de vapor de agua equivalente objetivo y la concentración de vapor de agua ya presente en el gas. En aquellas realizaciones de la invención en las que la fuente de azufre puede ser  $\text{H}_2\text{S}$ , el 100% de los requerimientos de agua de dilución se proporcionan en el gas de combustión sin inyección suplementaria de vapor de agua. En general, se han desarrollado mejoras y modificaciones de la invención relacionadas con las relaciones de flujo másico en la zona de absorción de recuperación de calor primaria, los perfiles de concentración de ácido en la zona de absorción primaria y secundaria, la selección de temperatura del gas de conversión que ingresa en la zona de absorción primaria, los perfiles de composición de fase gaseosa en la zona de reacción primaria y varias disposiciones para el control de neblina ácida para una planta que quema azufre. Preferiblemente, también se aplican siempre que sea posible a procesos en los que la fuente de azufre es distinta del azufre elemental, por ejemplo, una fuente como las fuentes metalúrgicas y  $\text{H}_2\text{S}$ . En las realizaciones más preferidas, la fuente de azufre es azufre elemental o mineral sulfídico.

En algunas regiones geográficas áridas, la humedad relativa del aire ambiente puede ser tal que la operación de una planta de ácido sulfúrico de contacto de quema de azufre puede aproximarse a una planta de "gas seco" incluso en ausencia de una torre de secado para el aire de combustión de azufre. Sin embargo, para los fines de la presente invención, una planta puede considerarse una planta de "gas húmedo" si el gas de combustión producido al quemar el azufre en el aire contiene más de 0,005 moles de vapor de agua por mol de  $\text{SO}_2$ . El proceso de la invención es aplicable, pero no se limita, a operaciones de gas seco en las que la absorción de  $\text{SO}_3$  obtenida por conversión de una corriente de  $\text{SO}_2$  contiene no más de 0,005, más típicamente no más de aproximadamente 0,002, moles de vapor de agua por mol de  $\text{SO}_2$ .

Un ejemplo de diagrama de flujo para el sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de  $\text{SO}_3$  según una realización preferida de la invención se ilustra en la Figura 2. Un sistema de absorción comprende una torre de absorción 101 que contiene una zona de absorción (primaria) de recuperación de calor 103 y una zona de absorción secundaria 115. Ambas zonas de absorción comprenden la empaquetadura u otros medios para promover el contacto gas/líquido y la transferencia de masa entre las fases gaseosa y líquida. El gas de conversión que contiene  $\text{SO}_3$  se introduce en la parte inferior de la torre a través de la entrada de gas 123. El gas fluye hacia arriba a través de la zona de absorción primaria 103 en contracorriente al flujo hacia abajo de ácido de absorción. El ácido de absorción, aumentado por la absorción de  $\text{SO}_3$  y la condensación de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  de la fase gaseosa, sale del fondo de la zona de absorción primaria, se elimina desde la torre en la salida de ácido 109, y circula a través de la bomba de circulación de ácido 111 a través de un intercambiador de calor 105 para la recuperación del calor de absorción en forma útil por transferencia de calor desde el ácido de absorción a un fluido de transferencia de calor. El ácido que sale del intercambiador de calor se divide para eliminar una fracción equivalente a la producción neta de ácido sulfúrico en el sistema de absorción, principalmente en la zona de absorción de recuperación de calor, más cualquier ácido proporcionado por una fuente extraña (p. ej., para uso en la zona de absorción secundaria o en flujo cruzado como medio de dilución). La fracción restante se recircula a la parte superior de la zona de absorción primaria 103 a través de la entrada de retorno de ácido de la torre 113.

La corriente de gas empobrecido que sale de la parte superior de zona de absorción primaria 103 pasa hacia arriba a través de la zona de absorción secundaria 115 en contracorriente al ácido de absorción secundaria que se suministra a la torre vía la entrada de ácido secundario 117 en o por encima de la parte superior de la zona de absorción secundaria. Como se ilustra, el ácido de absorción secundaria fluye desde la salida del ácido (parte inferior) de la zona de absorción secundaria hacia la zona de absorción primaria donde se convierte en parte de la corriente de ácido de absorción primaria. El gas empobrecido que sale de la parte superior de la zona de absorción secundaria 115 pasa a través de los eliminadores de neblina 119 para la eliminación de neblina de ácido sulfúrico. Desde allí el gas vuelve a una etapa posterior del convertidor o se descarga del sistema.

Para el propósito de la invención, el sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de  $\text{SO}_3$  comprende la zona de absorción de recuperación de calor 103, la zona de absorción secundaria 115 (si está presente), el intercambiador de calor 105 para la recuperación de energía en forma útil del ácido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor, la bomba de circulación de ácido 111, y la torre de recuperación de calor 101 dentro de la cual se contiene la zona de absorción de recuperación de calor. En la descripción de la invención, se entiende que la designación de la zona de absorción de recuperación de calor 103 como la zona de absorción de recuperación de calor primaria no necesita la presencia de una zona de absorción secundaria 115. En las realizaciones

preferidas del proceso, se genera vapor en el intercambiador de calor 105, preferiblemente a una presión manométrica de al menos aproximadamente 0,4 MPa (4 bar). Cualquier otro intercambiador de calor a través del cual se recupere energía útil del ácido de absorción después de su eliminación de las zonas de recuperación de calor (primario) o de absorción secundaria (si están presentes) es también parte del sistema de recuperación de energía por absorción y absorción de SO<sub>3</sub>. Algunos de ellos se describen en esta memoria. El sistema de recuperación de energía por absorción y la absorción también incluirían cualquier intercambiador de calor para recuperar el calor residual de la corriente de gas empobrecido después de salir de la zona de recuperación de calor (primaria) o de la zona de absorción secundaria (si está presente), pero antes de introducirse en una etapa más del convertidor SO<sub>3</sub>.

El sistema de absorción de recuperación de calor como tal no incluye ningún medio para eliminar el calor de cualquier corriente de gas de óxido de azufre, ya sea gas de combustión de SO<sub>2</sub> o gas de conversión de SO<sub>3</sub>, aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor con respecto al flujo de la corriente de gas de óxido de azufre, o cualquier medio para la recuperación de energía del gas en donde la conversión adicional de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> se ha efectuado aguas abajo de la torre de recuperación de calor. Sin embargo, salvo que se especifique de otro modo en la presente memoria, la presencia de tales medios no se excluye de los procesos de ácido sulfúrico que incorporan el proceso de la invención. El sistema de absorción de recuperación de calor incluye cualquier diluyente que pueda ubicarse en cualquier corriente de ácido que se introduce y/o recircula en la zona de recuperación de calor (primaria) o en la zona de absorción secundaria.

Como se ilustra en la Figura 2, el sistema de absorción de recuperación de calor no incluye un diluyente. Por lo tanto, en esta realización preferida, el 100% del agua de dilución se suministra mediante inyección de vapor de agua en el gas de conversión a través de un puerto de inyección de vapor de agua 121 y se mezcla con el gas en una zona de inyección de vapor de agua 127 dentro de un conducto de alimentación de gas de conversión 129 aguas arriba de la entrada de gas de la torre 123. Sin embargo, se entenderá que, si se desea, la proporción de agua de dilución suministrada por inyección aguas arriba de la zona de absorción primaria puede controlarse a un valor en un intervalo suficiente para aumentar el contenido de vapor de agua equivalente del gas a entre aproximadamente 0,40 moles y aproximadamente 1,05 moles por mol del contenido de gas de óxido de azufre equivalente total antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción primaria. Cuando esta relación molar es inferior a aproximadamente 1,00, se puede agregar agua de dilución adicional mediante un diluyente comparable al diluyente 7 de la Figura 1 o mediante inyección en la corriente de gas o corriente de ácido dentro de la zona de absorción primaria. Generalmente, se agrega vapor de agua a través del puerto de inyección 121 en una proporción suficiente para que la relación molar del contenido de vapor de agua equivalente al contenido de SO<sub>3</sub> equivalente en el gas que ingresa en la zona de absorción primaria 103 esté entre aproximadamente 0,40 y 1,05, preferiblemente entre aproximadamente 0,50 y aproximadamente 0,98 o 1,00, preferiblemente entre aproximadamente 0,55 y aproximadamente 0,98 o 1,00, más preferiblemente entre aproximadamente 0,60 y aproximadamente 0,98 o 1,00, aún más preferiblemente entre aproximadamente 0,70 y aproximadamente 0,98 o 1,00, lo más preferiblemente entre aproximadamente 0,80 o 0,90 y aproximadamente 0,98 o 1,00.

La temperatura de la corriente de gas que contiene SO<sub>3</sub> cuando se introduce en la zona de absorción primaria es al menos aproximadamente 260°C, más preferiblemente al menos aproximadamente 270°C, aún más preferiblemente al menos aproximadamente 285°C y lo más preferiblemente al menos aproximadamente 300°C. La temperatura de esta corriente es preferiblemente no mayor de aproximadamente 345°C. Así, por ejemplo, la temperatura de la corriente que contiene SO<sub>3</sub> puede estar entre aproximadamente 260° y aproximadamente 345°C, entre aproximadamente 270°C y aproximadamente 345°C, entre aproximadamente 290 ° y aproximadamente 340°C, entre aproximadamente 300°C y aproximadamente 340°C, o entre aproximadamente 310 ° y aproximadamente 330°C, óptimamente cerca de aproximadamente 300°C a 330°C o entre aproximadamente 300 C y aproximadamente 320°C y al menos aproximadamente 40°C en exceso de su punto de rocío.

En realizaciones preferidas, como se ilustra en la Figura 2, la corriente de gas pasa en contracorriente a la corriente de líquido de absorción en la zona de absorción de recuperación de calor primaria. Los expertos en la técnica entenderán que la invención también se puede poner en práctica poniendo en contacto ácido de absorción y gas de conversión de SO<sub>3</sub> en un absorbedor de corriente paralela, por ejemplo, una torre Venturi. Las condiciones de operación preferidas como se describen aquí se refieren a la operación en un sistema del tipo ilustrado en los dibujos.

Una estrategia de control preferida para el proceso de la Figura 2 comprende controlar la temperatura del ácido que sale del intercambiador de calor de recuperación de calor regulando el flujo de ácido que regresa a la zona de absorción de recuperación de calor, y controlando la concentración del ácido que sale de la zona de absorción de recuperación del calor regulando principalmente el flujo al inyector de vapor y regulando la concentración y el caudal del ácido que fluye a la zona de absorción secundaria.

Para una recuperación de calor máxima en el sistema de absorción de recuperación de calor, la corriente de gas que contiene SO<sub>3</sub> se introduce en la zona de absorción primaria sin ninguna condensación intermedia de ningún componente de la corriente de gas que contiene óxido de azufre entre la zona de inyección de vapor de agua y la zona de absorción primaria. Preferiblemente, no se elimina una cantidad significativa de calor de la corriente de gas de conversión de SO<sub>3</sub> en cualquier forma, ya sea por condensación, transferencia significativa de calor sensible, o de otro modo, durante el flujo de la corriente de gas entre la zona de inyección de vapor de agua y la zona de recuperación de calor de absorción primaria. Preferiblemente, se introduce agua corriente abajo de cualquier intercambiador de

calor para recuperar energía útil del gas de conversión a una velocidad de más de 30 Btu por libra (0,45 kg) de SO<sub>3</sub> equivalente en el gas de conversión.

El ácido de absorción se introduce en la zona de absorción primaria a una temperatura preferiblemente de al menos aproximadamente 180°C, típicamente en el intervalo de 170° a 220°C. El ácido sale preferiblemente de la zona de absorción primaria a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 200° a aproximadamente 240°C. El ácido de absorción caliente se elimina de la torre 101 a través de la salida de ácido 109, y circula por la bomba 111 a través del intercambiador de calor indirecto 105 en donde el calor de absorción de SO<sub>3</sub>, el calor de reacción de fase de vapor de SO<sub>3</sub> con H<sub>2</sub>O y el calor de condensación de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> se transfieren a un fluido de transferencia de calor y se recuperan en forma útil. El fluido de transferencia de calor se calienta a una temperatura superior a aproximadamente 150°C, preferiblemente en el intervalo de aproximadamente 160°C a aproximadamente 235°C, más preferiblemente entre aproximadamente 180°C y aproximadamente 220°C. Por lo tanto, cuando el intercambiador de calor 105 es una caldera, se puede generar vapor en el mismo a una presión manométrica superior a 0,3 MPa (3 bar), preferiblemente superior a 0,5 MPa (5 bar), más típicamente entre aproximadamente 0,5 y aproximadamente 1 MPa (5 y aproximadamente 10 bar), aún más preferiblemente superior a 0,7 MPa (7 bar), y en algunos casos tan alta como 1,8-2 MPa (18-20 bar).

En el paso a través de la zona de absorción primaria, la corriente de gas se enfría por intercambio de calor directo con el ácido de absorción con el que está en contacto, enfriando así la corriente de gas de salida sustancialmente a la temperatura de la corriente de ácido de entrada.

La fuerza del ácido de absorción que sale de la zona de absorción primaria se encuentra preferiblemente en el intervalo de aproximadamente 99,1% a aproximadamente 99,8%, más preferiblemente entre aproximadamente 99,3% y aproximadamente 99,7% en peso, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. En cualquier concentración de ácido de salida dada, la concentración de ácido de entrada varía necesariamente dependiendo de la proporción de agua de dilución que se proporciona en forma de vapor de agua introducido en la corriente de gas de conversión de SO<sub>3</sub> antes de su introducción en la zona de absorción primaria. Cuando se proporciona el 100% del agua de dilución en la corriente de gas antes de su entrada en la zona de absorción de recuperación de calor, no hay gradiente de concentración en la zona de absorción de recuperación de calor. Cuando se proporciona una porción del agua de dilución en el circuito de ácido circulante, por ejemplo, en un diluyente comparable al que se muestra en 7 en la Figura 1, se desarrolla un gradiente de concentración a través de la zona de absorción primaria. En condiciones mínimas, es decir, donde el contenido de vapor de agua equivalente del gas que ingresa a la zona primaria es de aproximadamente 0,40 moles por mol de contenido de SO<sub>3</sub> equivalente, la concentración del ácido de absorción que ingresa a la zona de absorción primaria puede estar típicamente entre aproximadamente 99 y aproximadamente 99,5%.

Es conveniente mantener la fuerza del ácido que sale de la zona de absorción primaria tan alta como sea posible para minimizar la corrosión en la caldera de recuperación de calor y en la parte inferior de la carcasa de la torre de recuperación de calor donde esta última estructura es de construcción de aleación. Aunque las concentraciones de ácido de absorción de 99,3 a 99,7% son convenientes para este propósito, se ha observado además en algunas operaciones que la eficacia de absorción puede volverse errática cuando la concentración de ácido se acerca al límite superior de este intervalo en la base de la zona de absorción primaria, potencialmente comprometiendo el control de la formación de la neblina ácida debido, por ejemplo, a la penetración de una fracción excesiva de SO<sub>3</sub> en la zona secundaria, o incluso a pérdidas de rendimiento y emisiones de SO<sub>3</sub>. Teniendo en cuenta las idiosincrasias de las unidades individuales y las variaciones de calibración del instrumento de conductividad utilizado para medir la fuerza del ácido, generalmente se prefiere en la práctica industrial de alto volumen mantener una concentración de ácido objetivo no mayor que aproximadamente 99,5% en la entrada de ácido/salida de gas de una zona de absorción de recuperación de calor en contracorriente. Un aumento marginal por encima de 99,5% puede ser aceptable cuando se controla la composición de la corriente de gas que sale de la zona primaria para determinar el contenido de SO<sub>3</sub>, y el agua de dilución se proporciona a la zona secundaria mediante el ajuste de la concentración o flujo de ácido a la entrada de la zona secundaria.

El ácido de absorción circula a una velocidad relativamente alta a través de la zona de absorción primaria. Preferiblemente, la relación de caudal másico de líquido a gas (L/G) en la zona de absorción primaria es al menos aproximadamente 3, típicamente entre aproximadamente 4 y aproximadamente 15. Expresada con referencia al contenido de SO<sub>3</sub> de la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción primaria, la masa L/G es preferiblemente al menos aproximadamente 4 o al menos aproximadamente 15 y tan alta como aproximadamente 120, típicamente entre aproximadamente 20 y aproximadamente 120 o entre aproximadamente 20 y aproximadamente 70, más típicamente entre aproximadamente 25 y aproximadamente 110, lo más preferiblemente entre aproximadamente 30 y aproximadamente 100.

La corriente de ácido que sale de la zona de absorción secundaria es preferiblemente no mayor de aproximadamente 35°C, más preferiblemente no mayor de aproximadamente 30°C, más preferiblemente no mayor de aproximadamente 25°C, aún más preferiblemente no mayor de aproximadamente 20°C y óptimamente no mayor de aproximadamente 15°C o incluso no más de aproximadamente 10°C, más frío que la temperatura del gas que sale de la zona de absorción primaria (es decir, que entra en la zona de absorción secundaria). El flujo de ácido a través de la zona de absorción secundaria es bajo en comparación con el caudal a través de la zona de absorción primaria. El ácido puede introducirse en la zona de absorción secundaria a una temperatura de entre aproximadamente 40°C y

aproximadamente 110°C y se elimina de la zona secundaria a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 175°C a aproximadamente 215°C. Como se analiza más adelante, se favorece el control óptimo de la neblina al controlar el diferencial de temperatura o  $\Delta t$  entre la fase gaseosa y la fase líquida en la zona secundaria. Controlar la  $\Delta t$  tanto en la entrada como en la salida de la corriente de ácido puede requerir que la temperatura de entrada del ácido se mantenga hacia la porción superior del intervalo preferido, por ejemplo, entre aproximadamente 65°C y aproximadamente 95°C, o entre aproximadamente 75°C y aproximadamente 90°C, y que el caudal se controle de modo que la temperatura de salida del ácido de la zona secundaria no es significativamente más baja que la temperatura del gas que sale de la zona primaria. La fuerza del ácido del ácido secundario que sale de la zona de absorción secundaria generalmente se mantiene cerca de la concentración del ácido de la absorción primaria recirculado desde el intercambiador de calor del sistema de recuperación de calor a la entrada de la zona de absorción primaria, que está preferiblemente en o por encima del azeótropo. La concentración de ácido y el caudal del ácido que ingresa a la zona de absorción secundaria se controlan para asegurar la absorción del SO<sub>3</sub> residual en el gas que sale de la zona primaria y produce una corriente de ácido a la salida de la zona secundaria que está en el intervalo deseado. Por lo tanto, cuando la fuerza del ácido primario que ingresa a la zona primaria es relativamente alta, como es típicamente el caso donde se introduce una fracción alta de agua de reacción de SO<sub>3</sub> en el gas de conversión que ingresa a la zona de absorción primaria, el agua se suministra a una velocidad relativamente alta en el ácido que ingresa a la zona secundaria para que coincida con la concentración residual relativamente alta de SO<sub>3</sub> esperada en la corriente de gas que ingresa a la zona secundaria. Pero cuando la fuerza del ácido primario que ingresa a la zona de absorción primaria es relativamente baja, como suele ser el caso en una planta de gas seco sin inyección de vapor (que por lo tanto requiere una dilución significativa del ácido de absorción primaria que regresa del intercambiador de calor del sistema de recuperación de calor), la velocidad a la que se debe suministrar agua en el ácido secundario que ingresa a la zona secundaria puede ser relativamente baja, ya que también se espera que el SO<sub>3</sub> residual en el gas que ingresa a la zona secundaria sea relativamente bajo.

En general, se prefiere que el ácido que sale de la zona primaria tenga una fuerza de entre aproximadamente 99,0 y aproximadamente 99,7%, más típicamente, entre aproximadamente 99,3 y aproximadamente 99,6%. Por lo tanto, en el caso de que una fracción sustancial del agua de reacción se suministre por inyección de vapor en el gas de conversión, la fuerza del ácido de absorción primaria que ingresa a la zona de absorción primaria generalmente está en el intervalo de 99,0 a 99,7%, más típicamente de 99,2 a 99,6%, y el ácido secundario que sale de la zona de absorción secundaria está entre aproximadamente 99,0 y aproximadamente 99,7%, más típicamente entre aproximadamente 99,1 y aproximadamente 99,6%. Pero en el caso del gas seco sin inyección de vapor, la fuerza del ácido primario que ingresa a la zona de absorción primaria se diluye a un intervalo de aproximadamente 98,5 a aproximadamente 99,2%, más típicamente entre aproximadamente 98,8 y aproximadamente 99,2% por la introducción de agua o ácido relativamente diluido entre el intercambiador de calor y la entrada de ácido de la zona primaria. Debido a que la concentración de SO<sub>3</sub> en equilibrio del gas en contacto con el ácido primario de entrada en el caso de inyección de vapor a 100% debe ser ligeramente más alta que la concentración de SO<sub>3</sub> en equilibrio del gas en contacto con el ácido primario de entrada en el gas seco sin inyección de vapor, se proporciona preferiblemente un poco más de agua de reacción en la zona de absorción secundaria en el primer caso. Por lo tanto, en el caso de inyección de vapor de ~ 100%, la fuerza del ácido que ingresa a la zona de absorción secundaria es típicamente entre aproximadamente 98,0 y aproximadamente 99,2%, preferiblemente, entre aproximadamente 98,2% y aproximadamente 99,1%, mientras que en el caso de gas seco, la fuerza del ácido que ingresa a la zona de absorción secundaria está entre aproximadamente 98,3 y aproximadamente 99,2%, más típicamente entre aproximadamente 98,4% y aproximadamente 99,0%.

Los intervalos para la concentración de ácido que entra y sale de las zonas de absorción primaria y secundaria, y las concentraciones objetivo óptimas típicas se muestran en la Tabla 1 a continuación. En condiciones de funcionamiento intermedias, es decir, donde se suministra una fracción de agua de reacción mediante inyección de vapor, por ejemplo, 40% a 70%, los valores preferidos para las concentraciones de ácido en la entrada de la zona de absorción primaria, la salida de la zona de absorción secundaria y la entrada de la zona de absorción secundaria generalmente estará entre los valores establecidos en la tabla para los casos límite de ~100% de inyección de vapor y gas seco con inyección de vapor cero.

Tabla 1

GAS SECO				~ 100% DE INYECCIÓN DE VAPOR		
	Amplia	Preferida	Objetivo óptima	Amplia	Preferida	Óptima objetivo
Primaria						
Salida	99,0-99,7	99,3-99,6	99,5	99,0-99,7	99,3-99,6	99,5
Entrada	98,5-99,2	98,8-99,2	99	99,0-99,7	99,2-99,6	99,5
Secundaria						
Salida	98,5-99,3	98,8-99,3	99,2	99,0-99,7	99,1-99,6	99,2
Entrada	98,3-99,2	98,4-99,0	98,7	98,0-99,2	98,2-99,1	98,5

Aunque el flujo de ácido secundario es muy bajo en relación con el ácido primario, el ácido secundario puede causar cierto grado de dilución si se mezcla con el ácido primario que ingresa a la zona de absorción primaria. Esto a su vez crea un gradiente de concentración en la zona primaria que puede tender a aumentar la corrosión o contribuir a la formación de neblina en la zona primaria. Según la invención, se ha descubierto que la zona de absorción secundaria se puede operar con una concentración de ácido de salida relativamente alta, por ejemplo, en un intervalo tan alto como 99,1 a 99,2%, minimizando así cualquier efecto de dilución cuando el ácido secundario desemboca en la zona primaria. Alternativamente, la dilución del ácido de absorción primaria puede evitarse desviando el ácido de absorción secundaria que sale de la zona secundaria a un tanque de recolección de ácido en lugar de mezclarlo con el ácido primario que ingresa a la zona primaria. Sin embargo, esta alternativa sacrifica la recuperación del calor de absorción del SO<sub>3</sub> residual y la transferencia de calor sensible desde la corriente de gas al líquido de absorción secundaria en la zona secundaria. Las últimas fuentes de energía, aunque relativamente menores, se recuperan en el proceso de la Figura 2.

Como se analiza con más detalle a continuación, la L/G en la zona secundaria se ajusta preferiblemente para minimizar la  $\Delta t$  de gas/líquido en toda la zona secundaria.

En aquellas realizaciones del proceso de la invención que comprenden la inyección de vapor en el gas de conversión, la energía no solo es recuperable en forma de grado relativamente alto, por ejemplo, a las presiones de vapor descritas anteriormente, sino también en una cantidad sustancialmente mejorada. La recuperación de energía útil de alto valor es superior a 1160 KJ por kilogramo de SO<sub>3</sub> (500 Btu por lb de SO<sub>3</sub>) en la corriente de gas de conversión. En realizaciones preferidas de la invención donde se proporciona sustancialmente más de la mitad del agua de dilución requerida en forma de vapor de agua en la corriente de gas de conversión de SO<sub>3</sub> que entra en la zona de absorción primaria, la recuperación de energía útil de alto valor es superior a 1220 KJ por kilogramo de SO<sub>3</sub> (525 Btu por lb. SO<sub>3</sub>) en la corriente de gas de conversión. En realizaciones en las que la relación molar de vapor de agua equivalente a SO<sub>3</sub> equivalente es mayor que 0,80 en la corriente de gas de conversión que ingresa a la zona de absorción primaria, la recuperación de energía útil de alto valor excede los 1280 KJ por kilogramo de SO<sub>3</sub> (550 Btu por lb. SO<sub>3</sub>), y donde sustancialmente el 100% del agua de dilución se suministra por vapor de agua equivalente en la corriente de gas, la recuperación de energía de alto valor puede exceder 1330 KJ por kilogramo de SO<sub>3</sub> (575 Btu/lb. SO<sub>3</sub>).

Expresado en términos de producción de vapor de la caldera del sistema de recuperación de calor, la recuperación de energía en forma de vapor que tiene una presión de al menos aproximadamente 0,4 MPa (4 bar), preferiblemente al menos aproximadamente 0,5 MPa (5 bar), puede exceder 0,5 toneladas de vapor por tonelada de ácido sulfúrico del producto. Preferiblemente, se genera vapor a dicha presión a una velocidad de al menos aproximadamente 0,55 toneladas por tonelada de ácido sulfúrico del producto. Cuando se proporciona el 95-100% de ácido de dilución en forma de inyección de vapor en el gas de conversión delante del absorbedor, la recuperación de energía es de aproximadamente 0,64 toneladas/por tonelada de ácido del producto. La operación en estas condiciones puede requerir un aumento moderado en el tamaño del intercambiador de calor del sistema de recuperación de calor, es decir, hasta aproximadamente un 25% en el área de superficie de intercambio de calor en comparación con el 33% de inyección de vapor.

El proceso de la invención también se puede operar y controlar para aumentar la temperatura a la que se logra la recuperación de energía, por ejemplo, generando vapor a una presión más elevada. Para el funcionamiento a una temperatura de ácido más alta, la fuerza del ácido se mantiene preferiblemente al nivel máximo factible para evitar un aumento significativo en la velocidad de corrosión en la base de la torre y en el intercambiador de calor. El ajuste adecuado del número de etapas de equilibrio en la zona de absorción secundaria y/o el aumento marginal del flujo de ácido de absorción secundaria puede compensar el mayor deslizamiento marginal de SO<sub>3</sub> a través de la zona de absorción primaria donde la temperatura y la concentración del ácido de absorción primaria están en el extremo superior del intervalo aceptable. Un aumento excesivo de la L/G en la zona de absorción secundaria puede provocar un enfriamiento por choque del gas que ingresa a la zona con el consiguiente efecto adverso sobre la generación de neblina; pero un aumento marginal es aceptable, especialmente cuando la zona primaria se opera en el extremo superior de la concentración de ácido preferida, en parte porque el mayor contenido de SO<sub>3</sub> del gas provoca una mayor generación de calor en las regiones más bajas de la zona de absorción secundaria, evitando así que el ácido de salida se enfríe demasiado, incluso a una L/G más alta. Sin embargo, es preferible evitar cualquier escape significativo de SO<sub>3</sub> a la zona secundaria que requiera aumentar la L/G de la zona secundaria, incluso marginalmente. Dado que la concentración de ácido en la zona secundaria no se controla fácilmente para responder al escape de SO<sub>3</sub>, es preferible mantener las condiciones en la zona primaria para evitar cualquier oscilación significativa en el contenido de SO<sub>3</sub> del gas que sale de la zona primaria. Otra alternativa es introducir el ácido de absorción secundaria a una concentración menor que la fuerza del ácido que prevalece en la base de la zona de absorción primaria.

Según otra alternativa, la concentración de ácido puede reducirse marginalmente en la zona de absorción primaria para minimizar el deslizamiento de SO<sub>3</sub>, lo que permite mantener una concentración relativamente alta en la zona de absorción secundaria y mantener la temperatura del ácido que sale de la zona de absorción secundaria a o cerca de la temperatura del ácido que ingresa a la zona primaria. Como se describe a continuación, este perfil de concentración es consistente con la Figura 3 de la patente de EE. UU. N° 5.538.707 que indica que la formación de neblina se minimiza cuando el ácido con el que cualquier deslizamiento de SO<sub>3</sub> entra en contacto en la zona de absorción secundaria está en el azeótropo o por encima del mismo. Según esta alternativa, una velocidad de corrosión más alta en la base de la torre puede compensarse con una velocidad de corrosión más baja en la parte superior de la torre.

En tales realizaciones, se incorpora una tolerancia a la corrosión más alta en el diseño y la construcción de la base de la torre y se usa una tolerancia a la corrosión más baja en el resto de la torre, preservando potencialmente el costo total del equipo como comparable a las configuraciones de la técnica anterior.

5 Mediante la selección adecuada y la combinación de variables de proceso dentro de los intervalos descritos anteriormente, se logran mejoras significativas en la recuperación de energía del sistema de absorción sin compensar las penalizaciones por la corrosión de la torre de absorción o la generación de neblina de ácido sulfúrico que comprometerían materialmente los beneficios económicos proporcionados por la recuperación de energía mejorada. Se puede obtener un beneficio adicional al reducir la altura total de la torre de recuperación de calor y/o de la zona de absorción primaria de una torre que también comprende una zona de absorción secundaria por encima de la zona  
10 primaria. La operación a la relación L/G relativamente alta preferida mejora la transferencia de masa y reduce el número de etapas de equilibrio y/o la altura de una unidad de transferencia teórica en la zona de recuperación de calor de la torre. Esto reduce la altura de la torre en relación con el caudal del gas de conversión de SO<sub>3</sub> que ingresa a la torre. Además, dado que el diámetro de la torre está dictado principalmente por el flujo de gas en lugar del flujo de ácido, el aumento de L/G no requiere un aumento en el diámetro. Estos factores reducen los requisitos de inversión de capital para una nueva torre y facilitan la modernización de las plantas existentes que no tienen un sistema de recuperación de calor, o que tienen un sistema que funciona sin inyección de vapor, o que han funcionado a tasas de inyección de vapor suficientes para aumentar el contenido de vapor de agua equivalente de la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor a solo 33% o menos del contenido de SO<sub>3</sub> equivalente.

20 La operación bajo las condiciones de temperatura preferidas en la zona de absorción de recuperación de calor proporciona no solo la recuperación de cantidades mejoradas de calor, sino también la recuperación de cantidades mejoradas a alta temperatura. La zona de absorción de recuperación de calor comprende la zona de absorción primaria del proceso de la Figura 2, o la única zona de absorción de un sistema de absorción que no tiene una zona de absorción secundaria. Aunque el funcionamiento a alta temperatura tiende a aumentar la velocidad de corrosión en el intercambiador de calor y en la base de una torre de recuperación de calor de aleación, el funcionamiento a una fuerza de ácido relativamente alta como se discutió anteriormente limita la corrosividad del ácido de absorción y permite la operación a alta temperatura sin tasas excesivas de corrosión.

30 Para alcanzar una temperatura de la corriente de gas que contiene SO<sub>3</sub> en la entrada de la zona de absorción de recuperación de calor en el intervalo preferido de 260° a 345°C, el gas que sale del convertidor se enfría en una caldera de calor residual, un sobrecalentador de vapor, economizador, etc. a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 160° a aproximadamente 250°C aguas arriba de la zona de inyección de vapor de agua 127. Preferiblemente, no hay condensación de la corriente de gas en la zona de inyección de vapor de agua o a lo largo del paso aguas abajo de la zona de inyección de vapor de agua antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción de recuperación de calor. Más preferiblemente, no hay una eliminación sustancial de calor de la corriente de gas en la zona de inyección de vapor de agua o a lo largo del camino aguas abajo de la zona de inyección de vapor de agua antes de la entrada del gas de conversión en la zona de absorción de recuperación de calor. Los expertos en la materia comprenderán que es inevitable cierta pérdida de calor para el medio ambiente, pero preferiblemente se evita la eliminación de calor a tasas significativamente superiores a la velocidad de pérdida de calor ambiental.

40 La operación bajo las condiciones de temperatura preferidas asegura que el calor de reacción de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> se reduzca sustancialmente aguas arriba del sistema de absorción de recuperación de calor, pero una alta proporción, si no todo, del calor de reacción en la fase de vapor de SO<sub>3</sub> con vapor de agua, el calor de condensación de ácido sulfúrico y el calor de reacción en fase líquida de SO<sub>3</sub> y agua se recuperan en el sistema de absorción de recuperación de calor. La recuperación de energía en el sistema de absorción se maximiza cuando se introduce vapor en el gas de conversión que contiene SO<sub>3</sub> en lugar del gas de combustión de SO<sub>2</sub>, aunque el componente del aire de combustión ambiental en una planta de gas húmedo no resta materialmente a la recuperación de energía en el sistema de absorción. Según la alternativa descrita en la patente de EE.UU. N° 5.130.112, se puede introducir vapor de agua en el gas de conversión que lleva SO<sub>3</sub> aguas arriba de un economizador, recuperando así una porción del calor de reacción de SO<sub>3</sub> y agua en forma de vapor a presión manométricamente alta. Cuando el economizador es economizador de condensación, una parte del calor de condensación del ácido sulfúrico se recupera de la misma manera. Según otra alternativa más, se puede inyectar vapor en la corriente de gas que contiene SO<sub>2</sub> entre el quemador de azufre y la caldera de calor residual, o en la corriente de gas que contiene SO<sub>2</sub> que entra o en la corriente de gas que contiene SO<sub>3</sub> que sale de una etapa de conversión. Se entenderá que ciertas realizaciones del proceso de la invención abarcan estas alternativas para una recuperación de absorción de calor mejorada, siempre que se inyecte vapor de agua en algún punto aguas arriba del absorbedor de recuperación de calor en una proporción suficiente para aumentar el contenido de vapor de agua del gas hasta al menos aproximadamente 0,40 moles por mol de óxido de azufre equivalente total antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción de recuperación de calor, y preferiblemente el contenido de vapor de agua equivalente permanece al menos 0,40 por mol de gas de óxido de azufre equivalente total a la entrada de la zona de absorción de recuperación de calor. Más preferiblemente, se inyecta vapor de agua en una proporción suficiente para aumentar el contenido de vapor de agua del gas a al menos aproximadamente 0,50, al menos aproximadamente 0,55, al menos aproximadamente 0,60, al menos aproximadamente 0,70 moles, lo más preferiblemente al menos aproximadamente 0,80 moles, al menos aproximadamente 0,90 moles, o al menos aproximadamente 0,95 moles por mol de óxido de azufre equivalente total antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción de recuperación de calor, y preferiblemente el contenido de vapor de agua equivalente permanece al menos aproximadamente a 0,50 moles, al menos aproximadamente 0,55 moles, al menos

aproximadamente 0,60 moles, al menos aproximadamente 0,70 moles, al menos aproximadamente 0,80 moles, o al menos aproximadamente 0,90 moles por mol de gas de óxido de azufre equivalente total en la entrada de la zona de absorción de recuperación de calor.

5 Consideraciones más complejas afectan la cuestión de la neblina ácida. En la Figura 4 se representan gráficamente las presiones de vapor de agua,  $\text{SO}_3$  y ácido sulfúrico en función de la temperatura. Se proporciona una configuración lineal trazando la presión de vapor en una escala logarítmica contra la temperatura absoluta recíproca en una escala lineal. Estas curvas son para componentes puros y no indican las presiones de vapor de  $\text{SO}_3$  o agua en equilibrio con ácido sulfúrico, especialmente a las concentraciones prevaletientes en el ácido de absorción. Pero al demostrar la alta volatilidad del  $\text{SO}_3$ , las curvas indican la conveniencia de operar un sistema de absorción en una proximidad  
10 relativamente cercana a la concentración azeotrópica para el ácido sulfúrico de alta fuerza.

La recuperación máxima de  $\text{SO}_3$  en la zona de absorción de recuperación de calor se obtiene si la fuerza del ácido está en el azeótropo a la salida del gas. Ahora se ha encontrado que la operación bajo las condiciones de concentración de ácido preferidas de la zona de recuperación de calor de la zona de absorción se aleja ligeramente del lado alto del azeótropo. Datos desarrollados según la invención revela que la composición de azeótropo es de  
15 aproximadamente 99% en peso a las temperaturas que prevalecen en la zona de absorción primaria, y aproximadamente 99,2% en peso a las temperaturas que prevalecen preferiblemente en la zona de absorción secundaria de un proceso como se ilustra, por ejemplo, en la Figura 2. La operación levemente en el lado alto del azeótropo podría tender a aumentar el grado en que el  $\text{SO}_3$  no absorbido puede pasar a través del sistema de absorción y potencialmente crear problemas graves de neblina ácida aguas abajo, con la corrosión resultante de los  
20 equipos aguas abajo en los que los materiales de construcción se seleccionan sobre la base de que estarán en contacto solo con gases secos que contienen pequeñas proporciones de  $\text{SO}_2$ . Sin embargo, se ha descubierto además que la neblina ácida se mantiene a un nivel moderado por la operación según las combinaciones de condiciones como se describió anteriormente, y que se analiza a continuación. Se puede proporcionar un control adicional de la neblina ácida haciendo pasar la corriente de gas que sale de la zona de recuperación de calor a través de una zona secundaria de absorción o condensación como se describe adicionalmente en esta memoria. Mediante estas medidas, la neblina que sale de la torre de absorción se reduce en la medida en que la neblina residual puede eliminarse económicamente mediante el uso de elementos eliminadores de neblina convencionales.

Se podría haber esperado una generación inaceptable de neblina ácida a partir del suministro de sustancialmente más de 33% de agua de dilución por inyección de vapor de agua en la corriente de gas de conversión aguas arriba de la  
30 zona de absorción primaria. La inyección de vapor de agua y la formación de ácido sulfúrico en la fase de vapor necesariamente aumenta el punto de rocío de la corriente de gas, lo que se podría haber esperado que agravara la formación de neblina ácida. Por ejemplo, como se ilustra en la Figura 2 de la patente de EE.UU. N° 5.118.490, la formación de neblina aumenta en la medida en que el punto de rocío del gas que ingresa al absorbedor excede la temperatura del ácido con el que entra en contacto, y también aumenta a medida que disminuye la diferencia entre la  
35 temperatura del gas y su punto de rocío. Por lo tanto, según la Figura 2 de la patente de EE.UU. N° 5.118.490, un aumento en la medida en que se suministra agua de dilución por inyección de vapor aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor, y el consiguiente aumento en el punto de rocío del gas, tiene un potencial aparente para agravar la formación de neblina. En la práctica industrial, tales consideraciones han sido disuasorias con respecto a aumentar la proporción de agua de dilución suministrada como vapor en la corriente de gas por encima de  
40 aproximadamente el 33%.

Sin embargo, como se ilustra en la Figura 5, la inyección de vapor de agua no conduce la corriente de gas de conversión hacia su punto de saturación. En cambio, el calor de reacción en fase de vapor de  $\text{SO}_3$  y agua eleva la temperatura de la fase gaseosa, que tiende a detener la conversión de  $\text{SO}_3$  en ácido sulfúrico, modulando así el  
45 aumento del punto de rocío en función de la proporción de vapor de agua que se agrega por inyección en el gas de conversión. Por lo tanto, cuando se mezcla el vapor atmosférico con  $\text{SO}_3$  seco en condiciones adiabáticas, la diferencia entre la temperatura del gas y el punto de rocío del gas aumenta a aproximadamente 44°C cuando el gas que contiene vapor de agua equivalente en una relación molar a  $\text{SO}_3$  equivalente de aproximadamente 0,33, aumenta a  
50 aproximadamente 53°C cuando el gas contiene vapor de agua equivalente en una relación molar a  $\text{SO}_3$  de aproximadamente 0,50, y finalmente alcanza aproximadamente 58°C en una relación molar de aproximadamente 1,0. En lugar de lograr una conversión cuantitativa de  $\text{SO}_3$  en ácido sulfúrico en la fase de vapor dentro del gas que ingresa al sistema, el efecto de una mayor generación de calor en la fase gaseosa es cambiar la relación de equilibrio de  $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{SO}_3$  en la fase gaseosa a un valor más bajo y distribuir la conversión de  $\text{SO}_3$  a  $\text{H}_2\text{SO}_4$  en la fase de vapor a través de la zona de absorción de recuperación de calor. Esto tiende a disminuir la  $\Delta t$  entre la fase gaseosa y la fase líquida y aumenta la fuerza impulsora para la absorción de  $\text{SO}_3$ , lo que aumenta el grado en que el  $\text{SO}_3$  se convierte  
55 en ácido sulfúrico en el líquido en lugar de la fase de vapor. Estos factores pueden servir para limitar la generación de neblina ácida.

Mientras que la Figura 5 muestra que la inyección de vapor al 100% aumenta ventajosamente el denominador del factor del eje x en la correlación de generación de neblina de la Figura 2 de la patente de EE.UU. N° 5.118.490, el numerador también debe aumentar si no hay un aumento significativo en la temperatura del ácido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor. Para minimizar este efecto, la zona de absorción de  
60 recuperación de calor se opera preferiblemente a alta temperatura de ácido para minimizar el enfriamiento por choque cuando la corriente de entrada de  $\text{SO}_3$  cargada de humedad entra en contacto con el ácido de absorción en la salida

de ácido de la zona de absorción de recuperación de calor. Sin embargo, un aumento importante en la temperatura del ácido podría agravar significativamente la corrosión en la caldera del sistema de recuperación de calor y en la base de una torre de recuperación de calor de aleación. En consecuencia, la temperatura del ácido que sale de la torre de recuperación de calor se mantiene en general preferiblemente en el intervalo establecido para la operación de la técnica anterior a tasas de inyección de vapor de solo 33%.

De manera fortuita, se ha encontrado adicionalmente que la relación semiempírica de la Figura 2 de la patente de EE.UU. N° 5.118.490 puede no ser completamente aplicable a las operaciones de inyección de vapor de alta proporción contempladas por la presente invención; o, si corresponde, puede que no haya proporcionado una guía adecuada para las aplicaciones de inyección de vapor en ausencia de conocimiento y comprensión de los datos presentados en la Figura 5. Se realizó una prueba de planta en la cual la velocidad proporcional de inyección de vapor en un gas de conversión seco se aumentó de 33% a 44%, es decir, la relación molar de contenido de agua equivalente a contenido de SO<sub>3</sub> equivalente aumentó de 0,33 a 0,44. Los resultados de esta prueba se exponen en la Tabla 2. Se ha encontrado que el efecto favorable de aumentar la diferencia entre la temperatura del gas y el punto de rocío del gas compensa el efecto adverso de elevar el punto de rocío del gas en aquellas operaciones en las que una fracción alta del agua de dilución se proporciona como vapor en la corriente de gas que ingresa al absorbedor.

Tabla 2

Tamaño de partícula de neblina en el gas que sale de los elementos de eliminación de neblina	Carga de neblina en el gas que sale de los eliminadores de neblina	
	0,33 moles eq, H <sub>2</sub> O/mol eq, SO <sub>3</sub> en el gas que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor	0,44 mol eq, H <sub>2</sub> O/mol eq, SO <sub>3</sub> en el gas que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor
> 3 μ	0,9 g/Nm <sup>3</sup>	1,4 g/Nm <sup>3</sup>
< 3 μ	5,9 g/Nm <sup>3</sup>	3,0 g/Nm <sup>3</sup>
< 1 μ	2,3 g/Nm <sup>3</sup>	1,3 g/Nm <sup>3</sup>
Total	6,8 g/Nm <sup>3</sup>	4,4 g/Nm <sup>3</sup>

Estos valores son solo para neblina y no reflejan la carga de vapor.

La recuperación máxima de energía del sistema de absorción se logra en las realizaciones en las que toda el agua de dilución se suministra mediante inyección de vapor de agua en la corriente de gas de conversión de SO<sub>3</sub> antes de la entrada de esa corriente en la zona de absorción de recuperación de calor. Como se señaló, esto esencialmente elimina cualquier gradiente de concentración de ácido en la zona de recuperación de calor. Especialmente en las realizaciones en las que solo hay una zona de absorción, esto requiere un equilibrio cuidadoso de la concentración de ácido porque la operación por debajo del azeótropo puede causar neblina debido a la volatilidad del ácido sulfúrico a alta temperatura y causar corrosión de una torre de recuperación de calor de aleación metálica, mientras que la operación de la zona de absorción de recuperación de calor por encima del azeótropo puede causar el deslizamiento de SO<sub>3</sub>, es decir, el paso de SO<sub>3</sub> no absorbido a través de la torre. El deslizamiento de SO<sub>3</sub> puede causar la generación de neblina aguas abajo cuando la corriente de gas empobrecido se enfría.

Se ha descubierto además que la composición de azeótropo varía inversamente con la temperatura. Por lo tanto, una forma de minimizar la generación de neblina en la zona de recuperación de calor, y/o aguas abajo en función de las condiciones de la zona de recuperación de calor, es operar a una concentración de ácido constante que esté por encima del azeótropo en la entrada de gas de una zona de absorción de recuperación de calor en contracorriente, pero en o cerca del azeótropo a la temperatura del ácido moderadamente más baja que prevalece en la salida de gas. Aunque esto limita la fuerza impulsora para la absorción de SO<sub>3</sub>, no compromete la velocidad de condensación del ácido sulfúrico. La eficiencia de absorción de SO<sub>3</sub> también sigue siendo aceptable cuando las coordenadas de la fuerza del ácido en ubicaciones a lo largo de la línea de operación de la fase ácida dentro de la zona de absorción primaria exceden modestamente las concentraciones de azeótropo en las coordenadas de temperatura correspondientes; con la condición de que la concentración de ácido del líquido de absorción se controle de manera que la diferencia entre la concentración del líquido de absorción y el azeótropo no sea mayor de aproximadamente 1,0% en peso en toda la zona de recuperación de calor, y la concentración de ácido de salida se mantenga en o por debajo del punto de inflexión por encima del cual se ha observado que la eficiencia de absorción se vuelve errática o se deteriora precipitadamente en algunas operaciones industriales, por ejemplo, 99,5%-99,6%. Con el monitoreo de SO<sub>3</sub>, una planta de ácido industrial puede operar de manera confiable en el intervalo de 99,6% a 99,7%. Preferiblemente, la diferencia entre la concentración de ácido y la concentración de azeótropo no es menor que -0,2% en peso y no mayor que +1,0% en peso, más preferiblemente no menor que 0,0% y no mayor que +1,0% en peso en toda la zona de recuperación de calor. Esta diferencia se puede definir como:

$$\Delta az_i = [H_2SO_4]_i - [H_2SO_{4az}]_i$$

donde:

$\Delta z_i$  = la diferencia en el locus i en la zona;

$[H_2SO_4]_i$  = el promedio integrado real. Concentración de  $H_2SO_4$  coordinada en el locus i;

5  $[H_2SO_4]_{az}$  = la concentración de azeótropo en el promedio integrado en la coordenada de temperatura promedio del locus i; y

locus i = cualquier locus de puntos dentro de la zona que son equidistantes de un plano horizontal que pasa a través de la salida del ácido en la parte inferior de la zona de absorción primaria.

10 Por lo tanto, una diferencia negativa significa que la concentración real es menor que el azeótropo a la temperatura del locus i y una diferencia positiva significa que la concentración real de ácido de absorción es mayor que el azeótropo a la temperatura del locus i.

15 Las condiciones preferidas para el funcionamiento de la zona de absorción primaria se ilustran esquemáticamente en la Figura 22. Las curvas  $S_1$  y  $S_2$  de la Figura 22 son líneas operativas alternativas de concentración de ácido para la fase de absorción de ácido dentro de una zona de absorción primaria en contracorriente, es decir, gráficos de concentración frente a la ubicación en la zona primaria en función de la distancia desde la entrada de gas/salida de ácido de la zona. La curva  $S_2$  se basa en una concentración de ácido de entrada ligeramente más alta que la curva  $S_1$ . La curva T es el perfil de temperatura de la fase ácida dentro de la zona primaria, mientras que la curva Z es un gráfico de la concentración de azeótropo en función de la temperatura dentro de la zona. Por lo tanto, una línea horizontal dibujada a cualquier distancia desde el fondo de la zona intersecta la coordenada de concentración de esa posición en la Curva  $S_1$  o  $S_2$  y la coordenada de temperatura de esa posición en la Curva T, así como la composición de azeótropo en la temperatura de la curva T. Se verá que en la parte superior de la zona, la diferencia entre la concentración de ácido de entrada en la curva  $S_1$  y la concentración de azeótropo a la temperatura del ácido de entrada es -0,1% en peso y la diferencia entre la concentración y concentración de ácido de salida y la concentración de azeótropo en la curva  $S_1$  en el ácido la temperatura de salida es +0,5% en peso. En comparación, las diferencias correspondientes en la curva  $S_2$  son +0,2% en peso y +0,8% en peso, respectivamente. La curva  $S_1$  refleja un límite inferior preferido en la concentración de ácido de entrada, mientras que la curva  $S_2$  se aproxima a los máximos preferidos en la concentración de ácido de entrada en el L/G que prevalece en el caso hipotético representado.

20 La conversión de  $SO_3$  en ácido sulfúrico en la fase de vapor se impulsa hacia adelante a medida que el vapor ácido se condensa y el enfriamiento del gas crea un equilibrio más favorable para la reacción directa. La condensación del vapor de agua puede tender a retrasar la reacción de la fase de vapor, pero la presión de vapor mucho más baja del  $H_2SO_4$  favorece la condensación del ácido sulfúrico y la conversión de la fase de vapor del  $SO_3$  con preferencia a la condensación del vapor de agua. Además, mantener la concentración de ácido en la zona de recuperación de calor en o por encima del azeótropo proporciona la ventaja adicional de minimizar el grado en que la formación de neblina resulta de cualquier fracción de  $SO_3$  que queda sin absorber a la salida de gas de la zona de absorción. Como se ilustra en la Figura 3 de la patente de EE.UU. N° 5.538.707, donde la concentración de ácido está por debajo del azeótropo, y la corriente de gas de salida tiene una composición que combina las presiones parciales de equilibrio de  $SO_3$  y vapor de agua con un incremento de la presión de  $SO_3$  atribuible al deslizamiento de  $SO_3$ , el punto de rocío del gas de salida aumenta en comparación con la composición de equilibrio sola. Esto da como resultado una sobresaturación en la fase de vapor que generalmente conduce a la formación de neblina. Sin embargo, cuando hay un incremento comparable de  $SO_3$  atribuible al deslizamiento, pero la concentración de ácido es igual o superior al azeótropo, el punto de rocío del gas de salida en realidad disminuye por el deslizamiento de  $SO_3$ , y en este punto se evita una condición sobresaturada. Se entenderá que, si la concentración de vapor de  $SO_3$  y/o  $H_2SO_4$  de salida es significativa, se toman otras medidas preferiblemente aguas abajo de la zona de recuperación de calor para recuperar el  $SO_3$  de una manera que evite la generación de neblina en las regiones aguas abajo. Por ejemplo, como se describe con más detalle a continuación, la corriente de gas que sale de la zona primaria puede pasar a través de una zona de absorción secundaria para la absorción del  $SO_3$  residual. Como se analiza más adelante, las condiciones de operación de dicha zona secundaria se pueden controlar para minimizar la formación de neblina en la última zona de absorción o más abajo.

25 Alternativamente, se puede crear una fuerza impulsora neta aumentada para la absorción de  $SO_3$  a una concentración de ácido de salida de la zona de recuperación de calor constante al suministrar menos que todos los requerimientos de agua estequiométricos mediante la inyección de vapor de agua en la corriente de gas que contiene  $SO_3$  antes de la zona de absorción de recuperación de calor. Por ejemplo, se puede inyectar vapor en el gas de conversión de  $SO_3$  en una proporción suficiente para elevar la relación molar del contenido de humedad equivalente al contenido de  $SO_3$  equivalente a un valor mayor que 0,40 pero menor que 1,0. Sin embargo, si se establece un perfil de concentración de ácido que proporciona una fuerza impulsora mejorada para la absorción de  $SO_3$ , la concentración de ácido en la salida de gas de una zona de absorción en contracorriente puede estar muy por debajo del azeótropo, lo que resulta en una presión de vapor relativamente alta y un riesgo de formación de neblina, especialmente a temperaturas más bajas que prevalecen aguas abajo de la zona de absorción de recuperación de calor, si se produce un deslizamiento de  $SO_3$ . Por otro lado, si la concentración del ácido que ingresa a una zona de absorción en contracorriente se mantiene en el azeótropo para minimizar la presión de vapor del ácido en contacto con la corriente de gas de salida,

el operar luego con una inyección de vapor de agua significativamente menor al 100% en el gas de conversión de  $\text{SO}_3$  tiene el efecto no de aumentar, sino de reducir significativamente la fuerza impulsora para absorción de  $\text{SO}_3$  en todas las regiones de la zona de absorción alejadas de la salida de gas. Además, en la medida en que se proporciona agua de dilución a través del circuito de circulación de ácido en lugar de hacerlo a medida que se introduce vapor en el gas de conversión de  $\text{SO}_3$ , se incurre en una penalización en la recuperación de energía.

Cuando la zona de absorción de recuperación de calor se opera en los intervalos de L/G preferidos como se expuso anteriormente, se mejoran los coeficientes de transferencia de masa, contribuyendo así al control del deslizamiento de  $\text{SO}_3$  y, por lo tanto, contribuyendo aún más al control de la neblina ácida. Además, las altas relaciones L/G provocan una disminución de la temperatura del lado ácido más bajo a través del intercambiador de calor externo y, en consecuencia, una mayor fuerza impulsora para la transferencia de calor al fluido de transferencia de calor. Mediante la selección adecuada de la empaquetadura, se pueden lograr las relaciones L/G relativamente altas preferidas sin aumentar excesivamente el diámetro de una torre de recuperación de calor o sufrir una mayor caída de presión de gas en comparación con el rendimiento de una torre de recuperación de calor diseñada para funcionar con la misma velocidad de gas y una relación L/G convencional relativamente baja. Por lo tanto, en funcionamiento a las relaciones L/G altas preferidas descritas anteriormente, el caudal másico del líquido ácido de absorción es preferiblemente al menos aproximadamente 3770 lb/ft<sup>2</sup>-h (18440 kg/m<sup>2</sup>-h), más preferiblemente al menos aproximadamente 4500 lb/ft<sup>2</sup>-h (22100 kg/m<sup>2</sup>-h), típicamente entre aproximadamente 6000 y aproximadamente 15000 lb/ft<sup>2</sup>-h (entre aproximadamente 29500 y aproximadamente 73800 kg/m<sup>2</sup>-h). El caudal másico de gas a través de la zona de absorción de recuperación de calor está típicamente en el intervalo entre aproximadamente 320 y aproximadamente 1100 lb/ft<sup>2</sup>-h (1500-5200 kg/m<sup>2</sup>-h) a una caída de presión de aproximadamente 18 cm H<sub>2</sub>O (7,1 in. H<sub>2</sub>O) a través de la zona de absorción de recuperación de calor.

La transferencia de masa rápida y eficiente se facilita mediante el uso de empaquetaduras estructuradas. Por ejemplo, los medios para promover el contacto gas/líquido y la transferencia de masa entre las fases gaseosa y líquida pueden comprender la empaquetadura estructurada vendida bajo la designación comercial FLEXERAMIC® 88 KG o FLEXERAMIC® 28 KG por Koch Knight LLC. Las empaquetaduras de torre alternativas incluyen sillines Intalox de 7,6 cm (3 pulgadas), disponibles en Koch-Glitsch, y Flexisaddle LPD de 7,6 cm (3 pulgadas) KG, también disponibles en Koch Knight LLC.

En resumen, la generación de neblina en la zona de absorción de recuperación de calor se minimiza mediante una combinación de la alta temperatura del gas lograda mediante una inyección de vapor de alta proporción en el gas de conversión de  $\text{SO}_3$  aguas arriba del sistema de absorción, una temperatura del ácido de absorción generalmente alta en el ácido de salida de la zona de recuperación de calor y el ácido de absorción de fuerza alta. La Figura 7 ilustra los perfiles de temperatura en una zona de absorción de recuperación de calor en contracorriente bajo condiciones de operación preferidas, incluida la inyección de vapor de agua en la zona de inyección de vapor de agua 123 en una proporción suficiente para aumentar la relación molar del contenido de vapor de agua equivalente al contenido de  $\text{SO}_3$  equivalente de la corriente de gas a aproximadamente 0,95 a 1,0 en la entrada de gas de la zona de absorción. En la base de la zona, el ácido está bastante caliente, pero todavía hay una  $\Delta t$  sustancial entre la fase gaseosa y la fase líquida. El gas se enfría bastante rápido por encima de su punto de rocío, pero a medida que se acerca y pasa por debajo del punto de rocío, la disminución de la  $\Delta t$  y el efecto de la liberación de calor latente hacen que el gas se enfríe más gradualmente, minimizando así la sobresaturación en la fase gaseosa y la formación de neblina. Cuando se evita la sobresaturación, el ácido sulfúrico sufre una transferencia ordenada a la fase líquida en lugar de la condensación y la formación de neblina en la corriente de gas. De hecho, como se muestra en la Figura 12, esencialmente no hay formación de neblina en el base de la zona de recuperación de calor. Se genera un nivel moderado de neblina cuando el gas alcanza su punto de rocío, y se genera otro incremento de neblina cerca de la salida de gas/entrada de ácido de la zona de absorción donde ocurre la mayor parte de la condensación de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Como se muestra adicionalmente en la Figura 12, la temperatura de la fase líquida alcanza un máximo en la salida de ácido, pero por encima de la salida de ácido en el fondo de la zona de absorción, la temperatura del gas se acerca rápidamente a la temperatura del líquido, y las dos se alinean al mismo nivel a aproximadamente un tercio del trayecto desde la salida de ácido hasta la entrada de ácido.

La línea de operación de fase gaseosa para una columna de recuperación de calor en contracorriente de la invención puede entenderse por referencia a la Figura 7. Los perfiles en este gráfico trazan realmente la composición de gas sobre una base de  $\text{SO}_3$  equivalente en función de la temperatura en lugar de la posición en el paso del flujo de fluido dentro de la zona de recuperación de calor. Sin embargo, al correlacionar la temperatura y la posición del gas dentro de la zona de absorción, proporcionan una ilustración de la línea de operación de zona de absorción de recuperación de calor en base al  $\text{SO}_3$  equivalente bajo "Columna Etapa 1" en el lado derecho de la Figura 7. En el caso ilustrado, se proporciona el 100% del agua de dilución por inyección de vapor de agua en la corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor con respecto a la dirección del flujo de gas de conversión. La condensación de ácido sulfúrico, y cualquier eliminación sustancial de calor sensible, se evita preferiblemente antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción. Por lo tanto, la corriente de gas entra en la zona de absorción de recuperación de calor a una temperatura de 315°C. La composición del gas a medida que ingresa se muestra en el extremo derecho del gráfico, es decir, sobre una base de  $\text{SO}_3$  equivalente, el gas comprende aproximadamente 69% en moles de  $\text{SO}_3$  y aproximadamente 31% en moles de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , una relación molar de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  a  $\text{SO}_3$  de alrededor de 0,45. Como esto es para el caso en donde se agrega 95 a 100% de agua de dilución

antes de la entrada del gas de conversión en la zona de absorción de recuperación de calor, el intervalo de operación contemplado por la invención generalmente comprende la introducción de una corriente de gas en la que la relación molar de vapor de ácido sulfúrico a  $\text{SO}_3$  es al menos aproximadamente 0,25, preferiblemente al menos aproximadamente 0,30, más preferiblemente, al menos aproximadamente 0,35. A medida que la corriente de gas se mueve a través de la zona de absorción en contracorriente hacia el líquido de absorción, la Figura 7 muestra que el contenido de  $\text{SO}_3$  del gas disminuye progresivamente. En regiones de la zona de absorción cerca de la entrada de gas y la salida de ácido, el contenido de vapor de ácido sulfúrico aumenta progresivamente a medida que el gas avanza a través de la zona de absorción, mientras que la temperatura del gas cae, hasta que se alcanza el punto en donde el gas está en su punto de rocío. Una vez que el gas se ha enfriado a una temperatura igual o inferior a su punto de rocío, la formación continua de ácido sulfúrico en la fase de vapor se compensa con la condensación del ácido sulfúrico en la fase líquida. Por lo tanto, el contenido de ácido sulfúrico comienza a disminuir desde un pico de aproximadamente 63% en moles sobre una base de  $\text{SO}_3$  cuando la temperatura del gas es de aproximadamente  $260^\circ\text{C}$ . Aunque el gráfico de la Figura 7 representa una caída modestamente aguda, la comparación con la Figura 12 demuestra que la reducción del contenido de ácido sulfúrico en fase de vapor de 63% en moles a aproximadamente el 15% en moles se produce a medida que el gas se mueve hacia arriba sobre aproximadamente el tercio inferior de la zona de absorción de recuperación de calor, que en el caso de la Figura 7 es una distancia de aproximadamente 1,5 metros (5 pies), o a una velocidad espacial de  $0,75 \text{ s}^{-1}$ . En general, se prefiere que al menos el 40%, preferiblemente al menos el 50%, del  $\text{SO}_3$  generado en el convertidor se condense como ácido sulfúrico de la fase gaseosa, y que la velocidad espacial sea al menos aproximadamente  $0,3 \text{ s}^{-1}$ , preferiblemente entre aproximadamente  $0,3$  y aproximadamente  $1 \text{ s}^{-1}$ , en una región de la zona de recuperación de calor en la cual ocurre la condensación del ácido sulfúrico de la fase gaseosa.

En el contenido máximo de vapor de ácido sulfúrico que se muestra en la Figura 7, el contenido de  $\text{SO}_3$  restante es aproximadamente 33% en moles en una base de  $\text{SO}_3$  equivalente, de modo que la relación molar de contenido de ácido sulfúrico a contenido de  $\text{SO}_3$  es aproximadamente 1,9. Una vez más, esto es para el caso en donde se agrega 95 a 100% de agua de dilución antes de la entrada del gas de conversión en la zona de absorción de recuperación de calor. En el intervalo de operación contemplado por la invención, la proporción de vapor de agua introducido en la corriente de gas que contiene óxido de azufre, la fuerza del ácido sulfúrico, la temperatura del líquido de absorción introducido en la zona de absorción y la relación L/G en la zona de absorción se controla de modo que la relación molar de vapor de ácido sulfúrico a  $\text{SO}_3$  alcance un máximo de al menos aproximadamente 1,2, preferiblemente al menos aproximadamente 1,5, en un lugar dentro de la zona de absorción intermedia entre la entrada y la salida de gas del mismo.

En la operación ilustrada en la Figura 7, la fase gaseosa contiene aproximadamente 10% en moles de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y aproximadamente 4% en moles de  $\text{SO}_3$  en la salida de gas/entrada de ácido de la zona de absorción de recuperación de calor, ambos expresados en base a  $\text{SO}_3$  equivalente introducido en la zona de absorción, es decir, una relación molar de aproximadamente 2,5. Sobre la misma base, el vapor total de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  más el contenido de  $\text{SO}_3$  de la corriente de gas que sale de la zona de absorción es aproximadamente el 14% en moles del contenido de  $\text{SO}_3$  equivalente de la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción. Preferiblemente, el vapor de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  total más el contenido de  $\text{SO}_3$  del gas a la salida del gas no es mayor que aproximadamente 25%, más preferiblemente no mayor que aproximadamente 20%, del contenido de  $\text{SO}_3$  equivalente de la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción, el contenido de  $\text{SO}_3$  de la corriente de gas en la salida de gas no es mayor que aproximadamente el 8% del contenido de  $\text{SO}_3$  de la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción, y la relación molar de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  a  $\text{SO}_3$  en la corriente de vapor de salida no es mayor que 1,6.

En realizaciones preferidas de la invención, el control de la neblina ácida se facilita haciendo pasar el gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor a través de una zona de absorción secundaria para la recuperación de  $\text{SO}_3$  residual en la corriente de gas. El ácido de absorción secundaria que pasa a través de la zona de absorción secundaria también sirve para enfriar la corriente de gas y condensar ácido sulfúrico adicional desde la fase de vapor al ácido secundario. Debe entenderse que la operación de una zona de absorción secundaria de la manera descrita en el presente documento es generalmente eficaz para el control de la generación de neblina, no solo en la operación de un sistema de recuperación de calor de absorción en donde el grado de recuperación de calor se mejora mediante la inyección de vapor de agua, sino también en una planta de ácido sulfúrico de gas seco o gas húmedo convencional en la que no se inyecta vapor de agua suplementario en el gas de conversión, el gas de combustión o el aire de combustión. Los nuevos principios de funcionamiento de la zona de absorción secundaria como se describe en este documento son sustancialmente los mismos independientemente de si la recuperación de calor es mejorada por inyección de vapor de agua.

La Figura 17 ilustra un proceso que es similar al de la Figura 1, excepto que no se inyecta vapor de agua en el gas de conversión antes de que entre en una torre 101 de recuperación de calor de dos zonas en la entrada de gas 123. El gas de conversión que ya sea seco o que contenga humedad atmosférica derivada del aire de combustión pasa hacia arriba a través de la zona de absorción primaria 103 que contiene empaque u otros medios para promover el contacto gas/líquido y la transferencia de masa. El  $\text{SO}_3$  se transfiere de la fase gaseosa a la fase líquida en la zona de absorción primaria, y el líquido enriquecido en ácido sulfúrico sale de la torre de recuperación de calor en la salida de ácido 109 y circula a través de una caldera de recuperación de calor 105 mediante una bomba de circulación 111. Después de eliminar la producción neta de ácido sulfúrico aguas abajo de la caldera, la corriente de ácido se diluye mediante la

adición de agua para reacción con  $\text{SO}_3$  del gas convertidor (no se muestra el diluyente), y luego se devuelve a la parte superior de la zona de absorción primaria en la entrada de ácido 113.

El gas que sale de la parte superior de la zona de absorción primaria 103 entra en el fondo de una zona de absorción secundaria 115 que también comprende la empaquetadura u otros medios para el contacto de gas/líquido y la transferencia de masa. El gas fluye hacia arriba a través de la zona secundaria 115 en contracorriente al ácido de absorción secundaria que ingresa a la torre en la entrada de ácido 117. La corriente de gas luego sale de la torre pasando a través de los eliminadores de neblina 119 antes de regresar al convertidor o salir del proceso. Las concentraciones preferidas de ácido que entran y salen de la zona de absorción secundaria son como se describió anteriormente, y son esencialmente las mismas tanto para la inyección de vapor como para las realizaciones secas. La fuerza del ácido a la entrada de gas/salida de ácido de la zona de absorción primaria también es preferiblemente como se describe para una operación de inyección de vapor, pero la concentración de ácido de entrada a la zona de absorción primaria es relativamente menor debido a la necesidad de introducción de agua de dilución antes del retorno de la corriente de ácido desde la caldera HRS a la zona de absorción primaria. Esto puede conducir a la concentración de ácido en la parte superior de la zona primaria debajo del azeótropo, aumentando así la formación de neblina en el extremo superior de la zona de absorción primaria, pero el control de la neblina aún se logra mediante el funcionamiento de la zona de absorción secundaria en las condiciones descritas anteriormente.

La Figura 18 es un diagrama de flujo para otro proceso en donde la corriente de gas de conversión está seca o contiene solo humedad atmosférica. Este proceso es idéntico al de la Figura 17, excepto que la corriente de ácido aguas abajo del punto de eliminación de ácido del producto se divide en una corriente de ácido de absorción primaria que ingresa a la zona de absorción primaria en la entrada de ácido 113 y el ácido de absorción secundaria que pasa a través de un intercambiador de calor auxiliar 131 donde se elimina el calor de absorción adicional, por ejemplo, calentando el agua de alimentación de la caldera para reducir la temperatura del ácido de absorción secundaria a la deseada de aproximadamente  $40^\circ$  a  $110^\circ\text{C}$ , preferiblemente de aproximadamente  $65^\circ$  a  $95^\circ\text{C}$ , más preferiblemente, aproximadamente  $75^\circ$  a  $90^\circ\text{C}$  antes de volver a la parte superior de la zona de absorción secundaria a través de la entrada de ácido 117. Como se indica en el dibujo, el ácido del producto puede eliminarse de la corriente de ácido secundario aguas arriba o aguas abajo del intercambiador de calor 131. Excepto por la ausencia de inyección de vapor, el proceso de la Figura 18 es comparable al de la Figura 3 (descrito en detalle a continuación).

Las referencias de la técnica anterior varían en sus enseñanzas con respecto a la concentración de ácido en la zona de absorción secundaria. La patente de EE.UU. N° 4.996.038 describe una operación ejemplar en la que el ácido entra en una zona de absorción secundaria a una concentración de 99,5% y sale a una concentración de 99,8%. En comparación, la patente de EE.UU. N° 5.118.490, que se refiere a la etapa secundaria como una etapa de condensación, establece que la corriente de ácido que sale de la etapa de condensación tiene una concentración de 98,5 a 99,0%. La patente de EE.UU. N° 5.130.112 informa que la corriente de ácido sale de la etapa de condensación a aproximadamente el 98,5%, mientras que la patente de EE.UU. N° 5.538.707 informa que el ácido sale de la zona de absorción secundaria a una concentración de 98,8%. En el proceso de la invención, se puede seleccionar cualquiera de estas condiciones.

Sin embargo, según la presente invención, se ha encontrado preferible para fines de control de la neblina operar a una concentración de ácido relativamente alta en la entrada de gas/salida de ácido de la zona secundaria, por ejemplo, en o incluso ligeramente por encima del azeótropo, pero a concentración modestamente más baja en la salida de gas/entrada de ácido de la zona secundaria suficiente para asegurar una recuperación sustancialmente completa del  $\text{SO}_3$  residual de la corriente de gas que ingresa desde la zona de absorción primaria. Por lo tanto, la fuerza de ácido a la salida del gas de la zona secundaria está generalmente en el intervalo de aproximadamente 98,7% a aproximadamente 99,2%, por ejemplo, 98,8% a 99,0% donde el ácido primario que entra en la zona de absorción primaria tiene una fuerza en el intervalo de 99,2% a 99,4%, o 98,5 a 99,0% preferiblemente 98,5 a 98,7% donde el ácido primario que ingresa a la zona de absorción primaria está en el intervalo de 99,4% a 99,6%. En el último caso, es necesaria una concentración relativamente menor de ácido en la entrada de ácido/salida de gas de la zona de absorción secundaria para asegurar una fuerza motriz suficiente para la absorción de la fracción relativamente mayor de  $\text{SO}_3$  residual que permanece sin absorber en la zona primaria y pasa a la zona secundaria en la corriente de gas. Se prefiere además que la L/G se mantenga en un intervalo que minimice la  $\Delta t$  entre el ácido y el gas en toda la zona de absorción secundaria, y en particular que la temperatura del ácido que sale de la zona de absorción secundaria en contacto con el gas entrante no sea significativamente más frío que el ácido a la salida del gas de la zona de absorción primaria.

La fuerza de ácido relativamente alta en la entrada de gas de la zona secundaria asegura que el ácido secundario que se encuentra por primera vez al salir del gas de la zona primaria está en o por encima del azeótropo, de modo que la mezcla del vapor de equilibrio en la zona secundaria con cualquier deslizamiento de  $\text{SO}_3$  desde la zona de absorción primaria no causa sobresaturación y formación de neblina, sino que disminuye el punto de rocío y facilita la absorción controlada de  $\text{SO}_3$  residual. La concentración de ácido moderadamente más baja en la salida de gas de la zona secundaria asegura una absorción eficaz de  $\text{SO}_3$  residual, minimizando así el potencial de formación de neblina por reacción de  $\text{SO}_3$  y  $\text{H}_2\text{O}$  aguas abajo del absorbedor.

Con referencia a la Figura 3 de la patente de EE.UU. N° 5.538.707, la operación con la corriente de ácido en o por encima del azeótropo en la zona de absorción primaria y en la entrada de gas/salida de ácido de la zona de absorción

secundaria evita que aumente el punto de rocío del gas como resultado de cualquier  $\text{SO}_3$  que permanezca sin absorber en la corriente de gas que sale de la zona primaria. Esto puede ser importante porque, indudablemente, la mayor proporción de neblina ácida se genera normalmente en la zona secundaria. Si el gas que sale de la zona de absorción primaria entra en contacto en la sección inferior de la zona de absorción secundaria con ácido de absorción secundaria que tiene una temperatura de  $190^\circ$  a  $210^\circ\text{C}$  y una concentración por debajo del azeótropo, el punto de rocío aumenta bruscamente por encima de la temperatura del gas a medida que el contenido de  $\text{SO}_3$  del gas reacciona con el vapor de agua de la fase ácida, formando así sustanciales volúmenes de neblina de ácido sulfúrico con fuerza de ácido relativamente baja y alta corrosividad.

Sin embargo, en la salida de gas/entrada de ácido de la zona secundaria, una fuerza del ácido ligeramente inferior es aceptable y conveniente. En la mayoría de los casos, de hecho, la fuerza del ácido que ingresa a la zona secundaria está algo por debajo del azeótropo para proporcionar la fuerza impulsora para la absorción de  $\text{SO}_3$  residual. Una concentración por debajo del azeótropo en el ácido que ingresa a la zona de absorción secundaria no crea el daño reflejado en la Figura 3 de la patente de EE.UU. N° 5.538.707 porque la temperatura del ácido de entrada es relativamente fría. Mientras que el gas que sale de la zona secundaria está en equilibrio de saturación con el ácido entrante, la carga de neblina asociada es pequeña porque las temperaturas son bajas. Como se señaló, el ácido de entrada a la zona secundaria se mantiene preferiblemente en el intervalo de aproximadamente  $65^\circ$  a  $95^\circ\text{C}$ , más preferiblemente en el intervalo de aproximadamente  $75^\circ$  a  $90^\circ\text{C}$ , en donde la presión de vapor de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  del ácido es relativamente insignificante. Cualquier fracción de neblina que quede o se forme en el gas de salida puede eliminarse fácilmente mediante eliminadores de neblina convencionales.

La importancia de lograr la máxima absorción de  $\text{SO}_3$  en la zona de absorción secundaria puede verse en referencia a las Figs. 19-21. La Figura 19 ilustra los flujos de componentes de  $\text{SO}_3$ , vapor de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y vapor de  $\text{H}_2\text{O}$  en la corriente de gas desde la entrada de gas a la salida de gas de la zona de absorción primaria en un proceso de absorción en contracorriente en donde el 100% del agua de dilución (reacción) es suministrada por inyección de vapor en el gas de conversión aguas arriba de la zona de absorción primaria, y el ácido de absorción primaria se mantiene a una concentración del 99,5%. Se ve que el vapor de ácido sulfúrico se transfiere sustancialmente a la fase ácida líquida, el  $\text{SO}_3$  se absorbe o reacciona sustancialmente con vapor de agua para producir vapor de ácido sulfúrico que se transfiere a la fase ácida líquida, y el  $\text{H}_2\text{O}$  se absorbe o reacciona sustancialmente con  $\text{SO}_3$  para producir ácido sulfúrico que se transfiere a la fase ácida líquida. Sin embargo, las concentraciones de material de  $\text{SO}_3$  y ácido sulfúrico permanecen en la corriente de vapor a la salida del gas de la zona de absorción primaria donde la temperatura está en el intervalo de  $200^\circ\text{C}$  y la fuerza del ácido de absorción primaria es de 99,5%. Alrededor de 300 lb-mol/h de  $\text{SO}_3$ , aproximadamente 90 lb-mol/h de vapor de ácido sulfúrico y aproximadamente 7 lb-mol/h de vapor de agua permanecen en la corriente de gas que pasa de la zona de absorción primaria a la secundaria.

La Figura 20 ilustra una realización del proceso en donde una corriente de gas que tiene la composición que sale de la zona de absorción primaria como se muestra en la Figura 19 y una temperatura de aproximadamente  $200^\circ\text{C}$  entra en una zona de absorción secundaria en contracorriente en la parte superior de la cual el ácido secundario se introduce a una concentración de 98,5%. En la corriente de gas que sale de la zona secundaria a una temperatura de aproximadamente  $95^\circ\text{C}$ , el caudal de  $\text{SO}_3$  se ha reducido a aproximadamente 0,003 lb-mol/h, el caudal de vapor de ácido sulfúrico se ha reducido a aproximadamente 0,06 lb-mol/h, y la carga de vapor de agua se ha reducido a aproximadamente 0,16 lb-mol/h. Aunque la concentración del ácido en la salida de gas, es decir, el 98,5% está por debajo de ese azeótropo a la temperatura de salida de  $95^\circ\text{C}$ , las cargas de vapor de  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y  $\text{H}_2\text{O}$  son demasiado bajas para imponer una carga significativa de neblina aguas abajo en el sistema. Además, a las temperaturas más altas que prevalecen hacia la entrada de gas de la zona secundaria, la concentración de ácido es preferiblemente superior al azeótropo.

En comparación, la Figura 21 ilustra la operación con una inyección de vapor sustancialmente al 100% en la que la corriente de ácido primario que entra en la zona primaria tiene una fuerza del 99,5% y el ácido secundario que entra en la zona secundaria tiene una fuerza de 99,2. Los flujos de componente residual de  $\text{SO}_3$  es 0,03 lb-mol/h o 10 veces el nivel alcanzado donde el ácido secundario ingresa a la zona secundaria al 98,5%, y el flujo de componente residual del vapor de ácido sulfúrico es 0,8 lb-mol/h o 12-14 veces la velocidad a 98,5%. El flujo del componente residual del vapor de agua es de 0,01 lb-mol/h, o ligeramente más bajo que la velocidad a 98,5%, pero los flujos de vapor de  $\text{SO}_3$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$  mucho más altos aseguran una formación de neblina sustancialmente mayor aguas abajo del absorbedor.

La carga de neblina en los elementos del proceso aguas abajo es la suma de la neblina de fase líquida realmente presente en la corriente de gas, como se refleja en las Figs. 12-16, más el vapor de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  que se condensa a medida que el gas se enfría, incluido el  $\text{H}_2\text{SO}_4$  que se forma a partir del  $\text{SO}_3$  residual y el vapor de agua en el gas. Estos se reflejan en las Figs. 20 y 21. Cualquier fracción de la carga de neblina en fase líquida real que puede no ser eliminada completamente por los eliminadores de neblina más el contenido de  $\text{SO}_3$  del gas que fluye a través de los eliminadores de neblina que reacciona con el vapor de agua en el gas para generar  $\text{H}_2\text{SO}_4$  adicional, puede condensarse a partir de la corriente de gas a una temperatura relativamente más baja a las temperaturas más bajas del equipo lateral del proceso y las superficies del conducto aguas abajo del absorbedor, donde las temperaturas pueden caer a niveles significativamente más bajos incluso a la temperatura de  $95^\circ\text{C}$  típica del gas que sale de la zona de absorción secundaria.

- Para el control de la neblina, es altamente preferible minimizar la  $\Delta t$  entre la fase gaseosa y la fase líquida en la entrada y salida de la zona de absorción secundaria, y más preferiblemente sustancialmente en toda la zona. Una  $\Delta t$  alto da como resultado una transferencia de calor de la fase gaseosa a la fase líquida que es demasiado rápida en relación con la transferencia de masa de  $\text{SO}_3$  y el vapor de ácido sulfúrico a la fase líquida, lo que provoca la formación de neblina preferentemente a la transferencia de masa de  $\text{SO}_3$  y vapor de ácido sulfúrico a la fase líquida. En las regiones de la zona secundaria cerca de la entrada de gas, esto produce un enfriamiento por choque de la corriente de gas que causa una precipitación masiva de gotas finas de ácido sulfúrico en la fase gaseosa. Como se ilustra en las Figs. 13-16 y se discute a continuación, una  $\Delta t$  excesivo cerca de la salida de gas de la zona secundaria se asocia típicamente con un flujo de ácido insuficiente y una absorción inadecuada de  $\text{SO}_3$  residual que luego se combina con vapor de agua en el gas aguas abajo de la zona secundaria para formar neblina cuando el gas se enfría aún más. Preferiblemente, la  $\Delta t$  no es mayor de aproximadamente  $35^\circ\text{C}$  en la entrada de ácido, salida de ácido y más preferiblemente en toda la zona. Aún más preferiblemente, la  $\Delta t$  de la entrada de ácido, la  $\Delta t$  de la salida de ácido y la  $\Delta t$  en toda la zona no son mayores de aproximadamente  $30^\circ\text{C}$ , aún más preferiblemente no mayores de aproximadamente  $25^\circ\text{C}$ , o no mayores de aproximadamente  $20^\circ\text{C}$ . En condiciones óptimas, las  $\Delta t$  de entrada y salida no son mayores de aproximadamente  $15^\circ\text{C}$  o incluso no mayores de aproximadamente  $10^\circ\text{C}$ . Por lo tanto, la L/G en la zona secundaria se ajusta para controlar el balance de energía de modo que la corriente de gas se enfríe desde la temperatura que sale de la zona de absorción primaria, que preferiblemente está relativamente cerca de la temperatura del ácido que sale de la zona secundaria, para una temperatura cercana a la temperatura del ácido alimentado a la segunda etapa.
- Al establecer las temperaturas deseadas de entrada y salida de la zona secundaria tanto para ácido como para gas, la L/G se determina efectivamente por el balance de energía para la segunda etapa según la relación:

$$G C_{p_g} ( T_{\text{entrada}}^g - T_{\text{salida}}^g ) + H_{R_x \text{ SO}_3} + H_{\text{cond H}_2\text{SO}_4} \\ = L C_{p_l} ( T_{\text{entrada}}^L - T_{\text{salida}}^L )$$

- Donde G y L son los flujos de líquido y gas,  $C_{p_g}$  y  $C_{p_l}$  son las capacidades de calor del gas y el líquido. También tenemos el calor de reacción del trióxido de azufre y el calor de condensación del ácido sulfúrico (estos términos son pequeños ya que la mayoría del trióxido de azufre y el ácido sulfúrico se condensan en la primera etapa).

Aunque la fuerza del ácido está generalmente por debajo del azeótropo en la porción superior de la segunda etapa, la volatilidad del ácido sulfúrico es mucho menor a las temperaturas más bajas que prevalecen en la porción superior de la zona secundaria, de modo que el  $\text{SO}_3$  predomina en la fase gaseosa, lo que lleva a un ácido relativamente concentrado en la neblina.

- Para mantener el perfil de temperatura para la zona de absorción secundaria en los intervalos descritos anteriormente, la zona de absorción secundaria se opera a una relación L/G de masa relativamente baja, por ejemplo, entre aproximadamente 0,3 y aproximadamente 2,0 en una base de gas total. Se ha descubierto que el perfil de temperatura de la zona de absorción secundaria es bastante sensible a la relación L/G. La Figura 13 representa un perfil de temperatura típico de una zona de absorción secundaria que funciona en contracorriente a un caudal de líquido alta, es decir, una relación L/G de aproximadamente 2,2. Como se muestra, dicha operación da como resultado una  $\Delta t$  muy grande entre las fases gaseosa y líquida en la entrada de gas de la zona de absorción secundaria. El consecuente enfriamiento por choque de la corriente de gas da como resultado una formación masiva de neblina, como se muestra más adelante en los perfiles. Por lo tanto, el efecto de la zona de absorción secundaria en estas condiciones no es controlar la neblina ácida, sino crearla.

- Pero el flujo de líquido ácido de absorción secundaria excesivamente bajo también puede crear neblina. La operación a una baja L/G de aproximadamente 0,5 se representa en los perfiles de temperatura trazados en la Figura 14. En este caso, el caudal de líquido es insuficiente para enfriar adecuadamente la corriente de gas y/o absorber el  $\text{SO}_3$  residual, lo que resulta en un aumento progresivo de la  $\Delta t$  de gas/líquido que se mueve desde la entrada de gas a la salida de gas de la zona secundaria en contracorriente y, en consecuencia, la formación progresiva de neblina ácida a medida que las temperaturas del fluido divergen en la estancia del gas a través de la zona.

- La Figura 15 ilustra una realización preferida de la invención que usa un flujo de líquido medio o equilibrado que proporciona una L/G de aproximadamente 0,8. En este caso, la  $\Delta t$  entre las fases gaseosa y líquida nunca es mayor que aproximadamente  $10\text{-}12^\circ\text{C}$ . Una neblina inevitablemente se forma a medida que el gas se enfría, pero la fracción de neblina está dentro del intervalo que puede tratarse usando elementos convencionales de eliminación de neblina. Se puede lograr una mayor reducción de la neblina utilizando una empaquetadura estructurada del tipo que se describe anteriormente. Dicha operación se ilustra en la Figura 16 en donde la  $\Delta t$  no es mayor de aproximadamente  $8\text{-}10^\circ\text{C}$  en

toda la zona de absorción secundaria y la generación de neblina es aproximadamente un 20% menor que en el caso de la Figura 15.

Generalmente, se prefiere que la zona de absorción secundaria se opere con una L/G entre aproximadamente 0,3 y aproximadamente 2, más preferiblemente entre aproximadamente 0,4 y aproximadamente 1,5, lo más preferiblemente entre aproximadamente 0,4 y aproximadamente 1,0, en un flujo de base de gas total, la relación óptima generalmente aumenta con la fuerza del ácido introducido en la zona secundaria. Estas proporciones preferidas se aplican independientemente de si se inyecta vapor de agua en el gas convertidor que ingresa a la zona de absorción primaria o, en cambio, si el gas convertidor está seco o contiene solo humedad atmosférica. El caudal másico del líquido de absorción secundaria es típicamente de al menos aproximadamente 380 lb/ft<sup>2</sup>-h (1850 kg/m<sup>2</sup>-h), preferiblemente entre aproximadamente 415 y aproximadamente 1130 lb/ft<sup>2</sup>-h (entre aproximadamente 2000 y aproximadamente 5500 kg/m<sup>2</sup>-h), mientras que el caudal másico de la fase gaseosa es de al menos aproximadamente 200 lb/ft<sup>2</sup>-h (1040 kg/m<sup>2</sup>-h), preferiblemente entre aproximadamente 400 y aproximadamente 1100 lb/ft<sup>2</sup>-h (entre aproximadamente 2000 y aproximadamente 5000 kg/m<sup>2</sup>-h). Para minimizar la formación de neblina, se prefiere que las velocidades de flujo relativas de la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción secundaria y la corriente de líquido de absorción secundaria que ingresa a la zona de absorción secundaria sean tales que la diferencia entre la temperatura global local de la fase gaseosa y la temperatura global local de la fase líquida de absorción secundaria con la que el gas está en contacto no es mayor que aproximadamente 35°C en la entrada o salida de líquido de la zona de absorción secundaria. Por ejemplo, la diferencia entre la temperatura global local de la fase gaseosa y la temperatura global local de la fase líquida de absorción secundaria con la que el gas está en contacto está entre aproximadamente 15°C y aproximadamente 35°C tanto en la entrada de líquido como en la salida de líquido de la zona de absorción secundaria. Se prefiere particularmente que la  $\Delta t$  de gas líquido no sea mayor de aproximadamente 30°C, más preferiblemente no mayor de aproximadamente 25°C, más preferiblemente no mayor de aproximadamente 20°C, aún más preferiblemente no mayor de aproximadamente 15°C y óptimamente no más de aproximadamente 10°C en la entrada de gas/salida de líquido de la zona secundaria. También se prefiere que estos caudales relativos sean tales que la diferencia máxima entre la temperatura global local de la fase gaseosa y la temperatura global local de la fase líquida de absorción secundaria con la que el gas está en contacto no sea superior a aproximadamente 35°C, más preferiblemente no más de aproximadamente 30°C, más preferiblemente no más de aproximadamente 25°C, más preferiblemente no más de aproximadamente 20°C, aún más preferiblemente no más de aproximadamente 15°C y óptimamente no más de aproximadamente 10°C dentro de cualquier locus de contacto de gas/líquido dentro de la zona que se define por una distancia constante desde la entrada de líquido a la zona. En otras palabras, la diferencia promedio integrada local entre la temperatura de la fase gaseosa y la temperatura de la fase líquida de absorción secundaria con la que el gas está en contacto no es mayor de aproximadamente 35°C, preferiblemente no mayor de aproximadamente 30°C, más preferiblemente no mayor que aproximadamente 25°C, más preferiblemente no mayor que aproximadamente 20°C, aún más preferiblemente no mayor que aproximadamente 15°C y óptimamente no mayor que aproximadamente 10°C, en cualquier lugar de la zona de absorción secundaria, estando dicha diferencia de temperatura de contacto promedio integrada y local determinada mediante la integración a través de cualquier lugar de contacto de gas/líquido dentro de la zona que se define por una distancia constante desde la entrada de líquido a la zona.

Dentro del intervalo de L/G preferido, la temperatura del ácido que sale de la zona de absorción secundaria puede mantenerse en los intervalos indicados anteriormente, es decir, aproximadamente de 40° a 110°C, más preferiblemente aproximadamente de 75° a 90°C, y la temperatura de salida del ácido se mantiene en el intervalo de aproximadamente 175° a 215°C. Las temperaturas de gas correspondientes son típicamente de 10° a 35°C más altas que la temperatura del ácido con el que el gas está en contacto. La concentración preferida del ácido de entrada a una zona de absorción secundaria en contracorriente, es decir, la concentración de ácido en contacto con la corriente de gas que sale de la zona secundaria, es como se describió anteriormente y se describe en la Tabla 1. El control de la L/G en el intervalo preferido funciona para controlar la  $\Delta t$  entre las fases gaseosa y líquida a un nivel mínimo en toda la zona de absorción secundaria, por ejemplo, una  $\Delta t$  que no exceda aproximadamente 35°C en toda la zona de absorción secundaria. La concentración de ácido en la corriente de gas que sale de la zona secundaria se controla controlando la concentración de ácido de salida de la zona de absorción secundaria, la concentración de ácido de entrada y la temperatura del ácido de entrada/gas de salida. La temperatura del gas de salida se controla controlando la temperatura del ácido de entrada a la zona.

Aunque las temperaturas del gas de salida en los intervalos descritos anteriormente son aceptables, es posible reducir aún más la carga de neblina introduciendo el ácido de absorción secundaria a una temperatura en la porción inferior del intervalo de 40°C a 110°C. Sin embargo, para preservar el perfil deseado de  $\Delta t$  en la relación L/G preferida, puede ser necesario agregar altura de empaquetadura a la zona de absorción secundaria para acomodar el ácido de entrada más bajo y las temperaturas de gas de salida más bajas. Sin embargo, debido a que la temperatura de la corriente de gas de salida es baja, la contribución a la carga de neblina de SO<sub>3</sub>, vapor de ácido sulfúrico y vapor de agua en la corriente de gas de salida es pequeña.

Al comparar la Figura 12 con las Figuras 13-16, se puede ver que el sitio principal para la formación de neblina ácida se encuentra en la zona de absorción secundaria, ya sea en la porción aguas arriba donde el flujo de líquido es demasiado alto o en la porción aguas abajo donde el flujo de líquido es demasiado bajo. En cualquier caso, la formación de neblina en la zona secundaria es muy superior a la formación de neblina en la zona primaria. Si bien un objetivo principal de la zona secundaria es controlar la formación de neblina, estos perfiles muestran que el control de

neblina eficaz solo se logra cuando el equilibrio adecuado de L/G, la concentración de ácido de entrada y la  $\Delta t$  de gas-líquido se conservan en toda la zona secundaria. Si el flujo de ácido es demasiado alto o demasiado bajo, como resultado de una mala selección de L/G, o si la concentración de ácido de entrada no cae dentro del intervalo deseado, el funcionamiento de la zona secundaria no cumple el propósito principal para el que existe. Sigue siendo conveniente evitar que se agrave el problema de la neblina mediante una elección desfavorable de las condiciones en la zona primaria, por ejemplo, operando con ácido de absorción debajo del azeótropo, pero la carga principal del control de la neblina recae en el manejo y control de las condiciones en la zona secundaria.

En funcionamiento a altas velocidades de inyección de vapor de agua en la zona de absorción primaria, el ácido de absorción primaria está típicamente en el lado del óleum, es decir, por encima del azeótropo tanto en la salida de ácido como en la entrada de ácido de la zona de absorción. Se desea una alta fuerza de ácido a la salida de la zona para minimizar la velocidad de corrosión de los tubos de aleación de Fe/Cr de un intercambiador de calor a través del cual circula el ácido para recuperar la energía de absorción. Cuando se proporciona una alta proporción del agua de reacción por inyección de vapor de agua, por ejemplo, más de 80%, 90% o más, hay muy poco gradiente de concentración a través del absorbedor, lo que significa que la fuerza del ácido de entrada (salida de gas) se encuentra también típicamente en o ligeramente en el lado del óleum.

Debido a que el gas que sale de la zona de absorción primaria está esencialmente en equilibrio con el ácido que ingresa a la zona primaria, el gas que ingresa a la zona de absorción secundaria también tiene una composición por encima del azeótropo, lo que significa que tiene una concentración residual apreciable de  $\text{SO}_3$  que no ha sido eliminado en el ácido de absorción primaria. A menos que el  $\text{SO}_3$  se elimine de la fase gaseosa, existe un potencial sustancial de formación de neblina en el gas que sale de la zona de absorción secundaria.

Para asegurar que el  $\text{SO}_3$  se haya eliminado completamente del gas que sale de la zona de absorción primaria, es importante que el ácido secundario que ingresa a la zona de absorción secundaria esté por debajo de la concentración de azeótropo de ácido sulfúrico por un margen suficiente para proporcionar un suministro neto de agua a la zona de absorción secundaria al menos estequiométricamente equivalente al deslizamiento de  $\text{SO}_3$  a través de la zona primaria, es decir, el equivalente al contenido de  $\text{SO}_3$  del gas que ingresa a la zona secundaria.

A este respecto, los principios de funcionamiento de la zona de absorción secundaria difieren de los principios de funcionamiento de la zona de absorción primaria como se recomienda en McAlister et al. Patente de Estados Unidos N° 5.130.112 e ilustrada en la Figura 3 de la misma. Mientras que la divulgación de McAlister recomienda que el ácido que ingresa a una zona de absorción primaria en contracorriente y el gas que sale de esa zona tengan una composición en la que la concentración de  $\text{SO}_3$  esté por encima del azeótropo para asegurar un punto de rocío relativamente bajo y así minimizar la formación de neblina a medida que el gas sale la zona primaria se enfría, se aplica un principio diferente pero complementario a las temperaturas mucho más bajas que prevalecen cuando el gas sale de la zona secundaria. A medida que el gas se enfría al pasar a través de la zona secundaria, la única forma de mantenerse por encima del punto de rocío es eliminar el  $\text{SO}_3$  del gas; y, para este propósito, se requiere un exceso de agua.

La Figura 24 es una representación esquemática de un sistema para controlar el funcionamiento de la zona de absorción secundaria de una manera que asegura un diferencial de temperatura mínimo de gas/líquido o  $\Delta t$  en la zona y un suministro de agua en el ácido de absorción secundaria suficiente para eliminar el  $\text{SO}_3$  residual que ingresa con el gas que fluye desde la salida de la zona primaria.

Los sensores de temperatura (TS) miden la temperatura del gas que ingresa a la zona de absorción secundaria (TS1), el líquido de absorción secundaria que sale de la zona de absorción secundaria (TS2), el líquido de absorción secundaria que ingresa a la zona de absorción secundaria (TS3) y el gas que sale de la zona de absorción secundaria (TS4). Las señales de estos sensores de temperatura se alimentan a un procesador de control de  $\Delta t$  171. Una señal del procesador de control de  $\Delta t$  para controlar la válvula 173 en la línea de alimentación de ácido de absorción secundaria a la zona de absorción secundaria ajusta el flujo de ácido secundario entregado a la zona de absorción de modo que la  $\Delta t$  de gas/líquido tanto en la entrada de ácido como en la salida de ácido de la zona de absorción secundaria no es mayor de aproximadamente  $35^\circ\text{C}$ , preferiblemente no mayor de aproximadamente  $30^\circ\text{C}$ , aún más preferiblemente no mayor de aproximadamente  $25^\circ\text{C}$ , o no mayor de aproximadamente  $20^\circ\text{C}$ . En condiciones óptimas, las  $\Delta t$  de entrada y salida no son mayores de aproximadamente  $15^\circ\text{C}$  o incluso no mayores de aproximadamente  $10^\circ\text{C}$ .

Un sensor de conductividad CS1 en contacto con el ácido de absorción primaria que ingresa a la zona de absorción primaria 103 envía una señal tanto a un registrador/controlador de conductividad de ácido de absorción primaria (CRC1) como a un procesador de control de fuerza del ácido secundario 175. En respuesta a esta señal, el controlador de conductividad CRC1 envía una válvula de control de ajuste de señal 177 para controlar la velocidad de suministro de agua de dilución a la corriente de ácido de absorción primaria circulante a una velocidad que mantiene una fuerza deseada del ácido de absorción recirculada a la zona de absorción primaria 103. El forma opcional y ventajosa, el flujo cruzado de ácido relativamente diluido, por ejemplo, 93% de ácido, puede usarse como fuente de agua para la dilución.

El vapor de agua se inyecta en el gas de conversión a través del puerto 121 de la zona de inyección de vapor de agua 127 en proporción suficiente para que el contenido de agua equivalente del gas de conversión que ingresa al absorbedor sea al menos de 0,40 moles, más preferiblemente al menos 0,50, 0,55, 0,60, 0,70 moles, o 0,80 moles,

más típicamente entre aproximadamente 0,55 y aproximadamente 0,98 moles, por mol de contenido de óxido de azufre equivalente total en el gas que ingresa a la zona de absorción primaria. A medida que la relación de agua equivalente/óxido de azufre equivalente se aproxima a 0,98, la operación se acerca al punto en donde toda el agua de reacción para la zona de absorción primaria se suministra por inyección de vapor de agua a 127, prescindiendo de la necesidad de introducir agua o ácido diluido a través de la válvula 177. Típicamente, una velocidad equilibrada de producción neta de ácido eliminada del sistema de absorción puede mantenerse mediante el control de nivel o conductividad del ácido en el sumidero de la torre de absorción o por el tanque de bomba de ácido (no se muestra).

A partir de los datos de equilibrio almacenados en el procesador de control de fuerza del ácido secundario 175 y la señal de conductividad recibida de CS1, el procesador 175 calcula el contenido de vapor de ácido sulfúrico, vapor de agua y vapor de SO<sub>3</sub> del gas que sale de la zona de absorción primaria 103 y entra en la zona de absorción secundaria 115 bajo la premisa de que la corriente de gas que sale de la zona primaria está en equilibrio con el ácido que ingresa a la zona.

El procesador 175 de control de la fuerza del ácido secundario también recibe una señal de un sensor de flujo FS1 en la corriente de ácido secundaria que ingresa a la zona de absorción secundaria 115, un sensor de flujo FS2 en la corriente de gas de conversión que ingresa a la zona de absorción primaria 103 y un analizador en línea 179 en la corriente de gas de conversión que mide el contenido de SO<sub>3</sub> del gas de conversión. A partir de estas tres señales más la composición del gas que ingresa a la zona de absorción secundaria 115 según se determina a partir de la señal de conductividad CS1 y los datos de equilibrio almacenados, el procesador 175 calcula un balance de material a través de la zona de absorción secundaria que determina la velocidad a la que se debe agregar agua a la corriente de ácido secundario que entra en la zona de absorción secundaria 115 para proporcionar un suministro de agua disponible neto a la zona secundaria suficiente para asegurar que la composición del gas que sale de la zona de absorción secundaria es igual o superior a la composición de azeótropo con respecto al contenido de agua e igual o inferior a la composición de azeótropo con respecto al contenido de SO<sub>3</sub>.

Cuando se establecen condiciones de estado estable, se puede medir la velocidad a la que el azufre elemental u otra fuente de azufre homogénea se alimenta al quemador de azufre y el balance del material se calcula alimentando esta velocidad al procesador 175 en lugar de la combinación de flujo de gas medido por el analizador en línea 179 y el sensor de flujo FS2.

Un sensor de conductividad CS2 mide la conductividad del ácido que ingresa a la zona de absorción secundaria y transmite esa señal tanto al procesador de control de la fuerza del ácido secundario 175 como a un registrador/controlador de conductividad CRC2 que está en comunicación con el posicionador de la válvula en una válvula 181 que controla la velocidad de agua de dilución (o ácido diluido de flujo cruzado) introducida en la corriente de ácido secundario. El procesador 175 también recibe una señal del sensor de temperatura TS3 que mide la temperatura del ácido que entra en la zona de absorción secundaria. A partir del balance de material que ha calculado para la zona secundaria, el procesador 175 determina la concentración del ácido secundario que ingresa a la zona de absorción de ácido secundaria 115 suficiente para proporcionar el suministro neto de agua que asegura que el SO<sub>3</sub> en el gas que sale de la zona de absorción se haya extinguido a un nivel suficiente para evitar la formación de neblina en exceso a medida que el gas se enfría. El procesador transforma la concentración deseada en una conductividad a la temperatura del ácido medida por TS3 y transmite una señal al controlador del registrador de conductividad CRC2 que ajusta la válvula 181 para controlar la velocidad de suministro de agua de dilución a la corriente de ácido secundario circulante a una velocidad que establece la composición deseada del gas que sale de la zona de absorción secundaria. El procesador establece una velocidad de adición de agua que asegura la supresión de SO<sub>3</sub> en el gas que sale de la zona de absorción secundaria sin crear un exceso que diluya materialmente la fuerza del ácido en la zona de absorción primaria a medida que el ácido secundario fluye hacia la zona primaria.

Además, se ha determinado que los principios del esquema de control de la Figura 24 se pueden aplicar en un diseño de proceso y protocolo de inicio que no necesariamente depende de la instrumentación, los procesadores y los circuitos de control de retroalimentación que se implementan en la Figura 24. El balance del material, el equilibrio térmico y las relaciones de equilibrio que rigen la operación descrita en relación con la Figura 24 están sujetas a una determinación a priori en el diseño, la puesta en marcha y la operación del proceso. Según una operación diseñada con estado estable equilibrado, la velocidad de suministro de ácido secundario a la zona de absorción secundaria puede establecerse a un nivel fijo para cualquier velocidad de operación seleccionada regida por la velocidad de suministro de azufre elemental u otra fuente de azufre al quemador de azufre y el control de la fuerza del ácido medida por la conductividad del ácido que entra y sale de la zona de absorción primaria. A partir del equilibrio del material y las relaciones de equilibrio conocidas, a cualquier velocidad de operación definida, el caudal del ácido entregado a la zona de absorción secundaria puede establecerse en un valor fijo para controlar la  $\Delta t$  en los extremos de la zona de absorción secundaria por debajo de un objetivo de diseño, como no más de aproximadamente 35°C o no más de aproximadamente 30°C, etc., y se puede establecer la velocidad de adición de agua de dilución a un valor fijo para controlar la fuerza de esta corriente de ácido.

Cuando las zonas de absorción primaria y secundaria se operan en las condiciones preferidas descritas aquí, la carga de neblina real en el gas que sale de la zona de absorción secundaria no es típicamente mayor que aproximadamente 20 g/Nm<sup>3</sup>. El contenido de neblina se puede reducir aún más en los eliminadores de neblina convencionales a tan solo 5,0 mg/Nm<sup>3</sup>. Además, debido a la carga relativamente baja de neblina en el gas que sale del absorbedor, la carga de

neblina se puede reducir de aproximadamente 20 g/Nm<sup>3</sup> a menos de aproximadamente 0,1 g/Nm<sup>3</sup> o menos de aproximadamente 0,05 g/Nm<sup>3</sup> en el gas que sale del sistema eliminador de neblina mientras se mantiene una velocidad relativamente alta a través de los eliminadores de neblina, por ejemplo, al menos aproximadamente 300 Nm<sup>3</sup> o al menos aproximadamente 340 Nm<sup>3</sup> o entre aproximadamente 340 y aproximadamente 500 Nm<sup>3</sup> por hora por metro cuadrado de área de superficie del elemento eliminador de neblina transversal a la dirección del flujo de gas.

Se puede ver una ilustración de la efectividad de una zona de absorción secundaria operada adecuadamente en los datos de carga de vapor y neblina indicados a continuación para el gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor primaria, la zona de absorción secundaria y los eliminadores de neblina, respectivamente, de una planta de ácido sulfúrico de contacto a escala industrial.

Datos de neblina – Sistema de recuperación de calor

Neblina medida (mg/ACF)	Eliminadores de neblina de salida	2° etapa de salida	1° etapa de salida
Neblina > 3 μ	0,255	228,6	870,3
Neblina < 3 μ	0,158	409,7	2631,8
Total, neblina	0,413	638,4	3502,1
Vapor	0,321	61,68	143,6
Total neblina + vapor	0,734	700,1	3645,7

Cabe señalar que la L/G relativamente baja preferida en la zona de absorción secundaria es mucho más baja que la L/G preferida en la zona primaria. Por lo tanto, es conveniente proporcionar un área mayor para la transferencia de masa por unidad de volumen dentro de la zona secundaria. A modo de ejemplo, en el caso de los sillines, la zona primaria se puede empaquetar ventajosamente con sillines de dimensión nominal de 7,6 cm (3 pulgadas), mientras que la zona secundaria se puede empaquetar preferiblemente con sillines de dimensión nominal de 5 cm (2 pulgadas).

En la operación en las condiciones preferidas descritas anteriormente, el proceso puede controlarse para generar no más de aproximadamente 20 g, preferiblemente no más de aproximadamente 15, 10 o 5,0 g de neblina por metro cúbico estándar de gas agotado que sale del sistema de absorción, incluso cuando más de 80%, preferiblemente más de 90%, y lo más preferiblemente 95-100% de agua de dilución se introduce en el gas de conversión de SO<sub>3</sub> aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor y la energía útil se recupera del sistema de absorción a una velocidad superior a 1160 KJ/Kg SO<sub>3</sub>, 1220 KJ/Kg SO<sub>3</sub>, 1270 KJ/Kg SO<sub>3</sub> o incluso 1330 KJ/Kg SO<sub>3</sub> (500 Btu/lb SO<sub>3</sub>, 525 Btu/lb SO<sub>3</sub>, 550 Btu/lb SO<sub>3</sub>, o incluso 575 Btu/lb SO<sub>3</sub>) ingresando al absorbedor. Considerado desde otra perspectiva, el proceso puede operarse en tales condiciones con una capacidad de eliminación de neblina relativamente moderada, por ejemplo, proporcionando elementos de eliminación de neblina que tengan un área transversal total normal para fluir de modo que la velocidad lineal a través de los elementos de eliminación de neblina sea al menos 200 m/h, preferiblemente al menos 300 m/h, más preferiblemente al menos aproximadamente 400 m/h. Por ejemplo, los eliminadores de neblina pueden dimensionarse de manera que la velocidad lineal del gas a través de los elementos esté entre aproximadamente 250 y aproximadamente 650 m/h, preferiblemente entre aproximadamente 400 y aproximadamente 500 m/h.

Además, según la invención, la energía recuperada en el ácido de absorción de recuperación de calor puede usarse en parte para fines que van más allá de aquellos a los que se ha aplicado en la técnica anterior. La Figura 3 ilustra una realización alternativa de la invención que funciona sustancialmente de la misma manera que el proceso de la Figura 2, pero en la que el ácido que sale del intercambiador de calor indirecto principal 105 se divide entre una corriente que comprende la producción neta de ácido que se elimina del sistema, una corriente de ácido recirculada que se devuelve a la zona de absorción primaria 103 y un ácido auxiliar (también denominado en este documento "líquido de recuperación de calor secundaria") que comprende una corriente de ácido de absorción secundaria que se hace pasar a través de un intercambiador de calor auxiliar 131. El calor se transfiere desde la corriente de ácido auxiliar a una corriente de agua en el intercambiador 131 que genera opcionalmente vapor a baja presión para inyección en la corriente de gas de conversión de SO<sub>3</sub> en la zona de inyección de vapor de agua 127 aguas arriba de la zona de absorción primaria 103. El intercambiador de salida de ácido auxiliar enfriado 131 puede dividirse para proporcionar una fracción ácida del producto y una fracción ácida de absorción secundaria que circula a la entrada de ácido 117 de la zona de absorción secundaria 115.

Los intercambiadores de calor de ácido de absorción 105 y 131 pueden funcionar en serie como se muestra en la Figura 3, o en paralelo con respecto al líquido de absorción circulante. Se puede preferir la operación en serie ya que la temperatura y el contenido de energía del ácido circulante son bastante adecuados para generar vapor para inyección en la zona de inyección de vapor de agua 127, incluso después de que el calor máximo disponible para generar vapor a la presión deseada se haya recuperado en el intercambiador de calor principal 105. Sin embargo, debido a que la temperatura del ácido que ingresa al intercambiador auxiliar es mayor en una operación paralela, el área superficial requerida del intercambiador de calor auxiliar es menor, al igual que la fracción de ácido que debe pasar a través del intercambiador auxiliar.

Una estrategia de control preferida para el proceso de la Figura 3 es similar a la de la Figura 2, excepto que la concentración del ácido que sale de la zona de absorción de recuperación de calor se puede controlar regulando el flujo de vapor al inyector de vapor y la velocidad volumétrica a la que se elimina el ácido del producto del sistema de absorción.

5 La Figura 9 ilustra un proceso que es similar al de la Figura 3, excepto que hay dos intercambiadores de calor auxiliares en serie en el circuito secundario de circulación de líquido de recuperación de calor y una corriente de ácido sulfúrico que comprende la producción neta de ácido sulfúrico en el sistema de absorción se divide de la corriente de ácido secundaria aguas abajo del intercambiador 133 en lugar del circuito de circulación de ácido de absorción primaria como se ilustra en las Figuras 2 y 3. El primer intercambiador de calor auxiliar 131 genera vapor para inyección en la corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  en la zona de inyección de vapor de agua 127. Después de generar hasta el 100% de los requerimientos de agua de dilución en forma de vapor en el intercambiador 131, la corriente de ácido permanece a una temperatura superior a la temperatura de entrada de ácido preferida para la zona de absorción secundaria. De este modo, se recupera energía adicional en forma útil en el segundo intercambiador de calor auxiliar 133 que está aguas abajo del intercambiador 131 con respecto al flujo de ácido de absorción secundaria.

15 En el diagrama de flujo de la Figura 9, el ácido de absorción que sale del intercambiador de calor 105 se divide para proporcionar la corriente que se recircula a la zona de absorción primaria y una corriente auxiliar (líquido de recuperación de calor secundaria) desde la cual el ácido de absorción secundaria y la corriente de producción neta se derivan finalmente. El diagrama de flujo de la Figura 9 también comprende una zona de dilución 135 en la corriente de ácido auxiliar aguas arriba del intercambiador de calor 131. Con o sin dilución, la corriente de ácido auxiliar pasa primero a través del primer intercambiador de calor auxiliar 131 en donde se genera vapor atmosférico para inyección en la corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  en la zona de inyección de vapor de agua. La corriente de ácido auxiliar que sale del intercambiador de calor 131 se pasa luego a través del intercambiador de calor 133 donde se transfiere más calor al agua de alimentación de la caldera para la caldera 105 del sistema de recuperación de calor. El intercambiador de salida de ácido auxiliar 133 se divide para proporcionar una corriente que constituye la producción neta de ácido sulfúrico en el sistema de absorción de recuperación de calor y una corriente que sirve como ácido de absorción secundaria. Este último se entrega a través de la entrada de ácido de torre 117 en la parte superior de la zona de absorción secundaria 115.

Mediante la dilución de la corriente de ácido auxiliar en el diluyente 135, tanto el ácido de absorción secundaria como el ácido de producción neta pueden controlarse independientemente de la concentración del ácido de absorción primaria y a una concentración más baja. Si se desea, se puede evitar la dilución indebida del ácido de absorción primaria y eliminar el exceso de agua del sistema de absorción desviando el ácido secundario que sale de la zona de absorción secundaria a un tanque de recolección de ácido, un tanque de alimentación de ácido de torre de secado u otro destino en lugar de permitirlo fluir hacia la zona de absorción primaria. Debe entenderse que la última opción también está disponible si se desea en los esquemas de proceso ilustrados en las Figuras 1 y 2.

35 La Figura 10 ilustra un proceso adaptado para producir ácido sulfúrico a partir de  $\text{SO}_2$  generado en una planta metalúrgica, por ejemplo, un calcinador de mineral de cobre. El proceso de la Figura 10 es similar en la mayoría de los detalles al proceso de la Figura 9, pero difiere con respecto a las disposiciones para la dilución de la corriente de ácido auxiliar. Se proporciona una zona de dilución 137 para ácido auxiliar aguas abajo del segundo intercambiador de calor auxiliar 133 en lugar de aguas arriba del intercambiador de calor 131 con respecto a la dirección del flujo de ácido de absorción secundaria. Se proporciona otra zona de dilución 107 en la corriente de ácido primario recirculada después de su separación de la corriente de ácido secundario y antes de que entre en la torre 101 a través de la entrada de retorno de ácido 113. En ambas Figuras 9 y 10, se puede usar un flujo cruzado de ácido más diluido como fuente de agua para la dilución de ácido en el (los) circuito (s) de circulación de ácido.

45 La Figura 11 ilustra una modificación adicional del proceso de la Figura 9 en donde la energía de absorción de  $\text{SO}_3$  se usa para generar vapor para eliminar el agua de alimentación de la caldera en un desaireador. La corriente de escape del desaireador contiene vapor de agua a baja presión que puede usarse como fuente de vapor de agua para inyección en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  aguas arriba de la zona de absorción. Los no condensables en la corriente de escape del desaireador no diluyen materialmente la corriente que contiene  $\text{SO}_3$  en la que se introducen, y no interfieren con la eficacia de la absorción de  $\text{SO}_3$  o la condensación de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  en la zona de absorción. Los no condensables se eliminan convenientemente en el gas de cola del proceso de ácido de contacto.

50 Como se muestra en la Figura 11, el líquido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor 103 pasa a través de un intercambiador de calor principal 105 en donde el calor se transfiere desde el líquido de absorción al agua de alimentación de la caldera para la generación de vapor de presión media. Se puede generar vapor a las presiones descritas en esta memoria. El líquido de absorción que sale del intercambiador de calor 105 se divide para proporcionar una corriente de líquido de absorción principal que se recircula a la zona de absorción de recuperación de calor 103 y una corriente de ácido auxiliar (recuperación de calor secundaria) que comprende un líquido de absorción secundaria y un producto neto de ácido sulfúrico. Según la práctica preferida según se ilustra, la corriente de ácido auxiliar se divide finalmente para proporcionar el producto ácido neto que se envía al tanque de ácido del producto y el líquido restante, es decir, el líquido de absorción secundaria, que se introduce en la zona de absorción secundaria 115 para la recuperación de  $\text{SO}_3$  residual de la corriente de gas que sale de la zona de absorción primaria 103.

En el paso de flujo entre el punto de división y la zona de absorción secundaria, la corriente de ácido auxiliar se pasa a través de un intercambiador de calor auxiliar de desaireador 163 en donde el calor se transfiere desde el líquido auxiliar a una corriente de agua circulada entre el intercambiador de calor 163 y un desaireador 165. La corriente de agua entra preferiblemente en el intercambiador de calor auxiliar de desaireador 163 esencialmente en su punto de ebullición bajo la presión que prevalece en el desaireador, típicamente cerca de la atmósfera. La transferencia de calor en el intercambiador de calor auxiliar de desaireador convierte una fracción significativa de la corriente de agua en vapor, y la mezcla líquida de agua y vapor que sale del intercambiador de calor se introduce en el desaireador en donde entra en contacto con el agua de alimentación de la caldera no fermentada y sirve para eliminar los no condensables del agua de alimentación. Los condensados desaireados drenan desde el fondo o cerca del fondo del desaireador y los no condensables se ventilan desde la parte superior del desaireador en una corriente de escape del desaireador que típicamente contiene al menos aproximadamente 99,5%, más típicamente al menos aproximadamente 99,8%, más típicamente entre aproximadamente 99,8% y aproximadamente 99,99% en volumen de vapor de agua.

La corriente de escape del desaireador es típicamente a una presión manométrica inferior a aproximadamente 34,5 KPa (5 psi), más típicamente menos de aproximadamente 13,8 KPa (2 psi), más típicamente no más de aproximadamente 18 pulg. de agua. Esta corriente se encamina ventajosamente al puerto de inyección 121 en el conducto de alimentación de gas 129 aguas arriba de la entrada de gas absorbente 123. Como se analiza más adelante, el caudal de vapor de agua en la corriente de escape del desaireador puede ser suficiente para proporcionar una fracción alta del agua de reacción necesaria para la conversión de  $\text{SO}_3$  en la corriente de gas a ácido sulfúrico. Los no condensables se desahogan inocuamente en el gas de cola de la instalación de ácido sulfúrico.

En el proceso como se ilustra en la Figura 11, la corriente de ácido auxiliar (líquido de recuperación de calor secundaria) se pasa primero a través de un precalentador de agua de alimentación de caldera 167 que está aguas arriba del intercambiador de calor auxiliar de desaireador 163 con respecto a la dirección del flujo de ácido secundario. El precalentador de agua de alimentación de caldera 167 comprende un intercambiador de calor indirecto en donde el calor se transfiere desde la corriente auxiliar al agua de alimentación de la caldera, preferiblemente calentando el agua de alimentación de la caldera bajo presión a una temperatura que se aproxima a la temperatura de equilibrio a la presión a la que se genera vapor en la caldera. En realizaciones preferidas adicionales del presente proceso, como también se ilustra en la Figura 11, el agua de alimentación de la caldera calentada en el intercambiador 167 se suministra como agua de alimentación presurizada al intercambiador de calor principal 105 en donde se genera vapor de presión media por transferencia de calor de absorción de  $\text{SO}_3$  desde el líquido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor.

El precalentador de agua de alimentación de la caldera que sale del ácido auxiliar 167 se dirige al intercambiador de calor auxiliar de desaireador 163.

Después de salir del intercambiador de calor auxiliar del desaireador 163, el ácido auxiliar se divide para proporcionar una corriente neta de ácido del producto y una corriente de líquido de absorción secundaria que se puede suministrar a la zona de absorción secundaria 115 donde contacta el gas que sale de la zona de absorción primaria 103 y sirve tanto para enfriar la corriente de gas como para absorber el  $\text{SO}_3$  residual del mismo antes de que el gas salga del sistema de absorción y sea devuelto a una etapa posterior del convertidor o se escape como gas de cola de la instalación de ácido de contacto. En realizaciones preferidas adicionales como se ilustra en la Figura 11, el calor de absorción de  $\text{SO}_3$  adicional se recupera pasando ácido auxiliar que sale del intercambiador de calor auxiliar desaireador de 163 a través de otro intercambiador de calor indirecto adicional antes de que el ácido se divida en la corriente neta del producto y la corriente secundaria de ácido de absorción que se devuelve al absorbedor. En la realización de la Figura 11, el agua de alimentación de la caldera tratada pero no calentada se precalienta en el intercambiador 169 mediante transferencia de calor desde el intercambiador de calor auxiliar que sale del ácido 163. El agua que sale del precalentador de agua de alimentación de la caldera no desaireada 169 fluye luego al desaireador 165.

En realizaciones particularmente preferidas del nuevo proceso, como se ilustra en la Figura 11, el agua de alimentación de la caldera introducida en el precalentador de agua de alimentación de la caldera 167 es agua desaireada que sale del desaireador 165. Por lo tanto, en el esquema general de la Figura 11, el agua no desaireada se precalienta en el precalentador de agua de alimentación 169, el agua precalentada se desairea en el desaireador 165 donde los no condensables se eliminan usando vapor generado en el intercambiador de calor del desaireador auxiliar 163, y el agua desaireada se calienta a presión en el precalentador desaireado de agua de caldera 167 hasta o cerca de la temperatura de equilibrio vapor/líquido a la presión que prevalece en el lado de la utilidad del intercambiador de recuperación de absorción calor 105. En cada uno de estos pasos, la fuente de calor es la corriente de ácido auxiliar que fluye eficazmente en contracorriente al flujo de agua a través del precalentador desaireado de agua de alimentación de la caldera 167, el intercambiador de calor auxiliar de desaireador 163 y el precalentador de agua de la caldera desaireado 169. El agua presurizada que sale del precalentador desaireado de agua de alimentación de la caldera 167 se entrega al intercambiador 105 para la conversión a vapor de presión media mediante transferencia de calor desde el líquido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor.

La energía disponible del líquido de absorción auxiliar para recalentar agua de alimentación de caldera no desaireada y generar vapor para desaireación es suficiente para que la corriente de escape del desaireador pueda proporcionar

una fracción sustancial del vapor de agua requerido para la reacción con el  $\text{SO}_3$  contenido en el gas convertidor. Siempre que el intercambiador de calor auxiliar de desaireador 163 tiene suficiente capacidad de transferencia de calor, una fracción sustancial de la corriente de agua circulada entre el desaireador 165 y el intercambiador de calor 163 puede convertirse en vapor, dando como resultado un flujo sustancial de vapor de agua en el gas de escape del desaireador. Por ejemplo, el caudal y la temperatura del agua de alimentación de la caldera no calentada que ingresa al desaireador, y la velocidad de transferencia de calor desde el líquido de absorción auxiliar a la corriente de agua en el intercambiador de calor de desaireador, puede controlarse en una combinación que genera al menos 0,40 moles, preferiblemente al menos aproximadamente 0,55 moles preferiblemente al menos aproximadamente 0,60 moles, más preferiblemente al menos aproximadamente 0,70 moles, lo más preferiblemente al menos aproximadamente 0,80 moles, de vapor de agua en el escape del desaireador corriente por mol de contenido de gas de óxido de azufre equivalente total de la corriente de gas que contiene óxido de azufre.

La energía disponible del ácido auxiliar también es suficiente para que el agua de alimentación de la caldera pueda precalentarse a la temperatura de desaireación y desairearse en volúmenes que excedan las demandas de agua de la caldera de recuperación de calor de absorción principal 105. Por lo tanto, el agua de alimentación de la caldera desaireada puede exportarse del sistema ilustrado en la Figura 11 y entregarse en otro lugar en una instalación de fabricación, por ejemplo, a la caldera de calor residual para la recuperación de energía del gas de combustión generado al quemar la fuente de azufre para generar  $\text{SO}_2$ .

Además, el esquema de proceso de la Figura 11 puede funcionar para maximizar el vapor de agua generado para la inyección en el gas que contiene  $\text{SO}_3$  aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor, y minimizar la velocidad a la que debe importarse vapor de otros fuentes para este propósito, o para maximizar el flujo de agua de alimentación de la caldera de agua desaireada que se exporta desde el sistema de recuperación de calor de absorción. Cuando una alta fracción de la carga de enfriamiento de ácido auxiliar se asigna al intercambiador de calor auxiliar del desaireador, se pueden generar fracciones máximas de vapor de agua como agua de reacción para inyección en el gas convertidor aguas arriba del absorbedor. Cuando la velocidad del flujo de agua al desaireador es alta en relación con la velocidad de transferencia de calor en el intercambiador de calor auxiliar del desaireador, se pueden generar cantidades máximas de agua de alimentación desaireada de la caldera para usar en la caldera 105 y/o exportar desde el sistema de absorción y utilizar en otro lugar de la planta de fabricación. Según la última alternativa, la combinación del caudal y la temperatura del agua no desaireada que ingresa al desaireador y la velocidad de transferencia de calor de la corriente de ácido auxiliar a la corriente de agua en el intercambiador de calor auxiliar del desaireador puede controlarse de manera que la relación de flujo másico del agua de alimentación de la caldera desaireada que sale del desaireador a un trióxido de azufre equivalente que ingresa a la zona de absorción es al menos aproximadamente 1,0, preferiblemente al menos aproximadamente 1,5, más preferiblemente al menos aproximadamente 2,0, típicamente entre aproximadamente 2,0 y aproximadamente 3,0, lo que permite la exportación sustancial de alimentación de caldera desaireada agua a una caldera de calor residual de gas de combustión de  $\text{SO}_2$  o caldera de una casa de máquinas. Según las necesidades de la instalación en particular en la que se lleva a cabo el proceso, incluido el departamento de ácido sulfúrico y el agua general de la planta de fabricación y los equilibrios de energía, la proporción de calor de absorción recuperada de la corriente de ácido auxiliar como vapor para inyección puede equilibrarse adecuadamente con la proporción de calor de absorción consumida en el agua de alimentación de la caldera de desaireación para la exportación del sistema de recuperación de calor de absorción.

Incluso a la máxima recuperación de energía del líquido de absorción secundaria en forma de vapor de agua en la corriente de escape del desaireador, preferiblemente se introduce vapor suplementario de baja presión en el desaireador para asegurar una extracción adecuada de los no condensables del agua de alimentación de la caldera. Si la velocidad de generación de vapor en el intercambiador de calor auxiliar del desaireador es insuficiente para proporcionar un flujo objetivo de vapor de agua en el gas de escape del desaireador para inyección en la corriente de gas que contiene trióxido de azufre que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor, el vapor suplementario suministrado al desaireador puede compensar la deficiencia, proporcionando así al menos 0,40, 0,55, 0,60, 0,70 o 0,80 moles de vapor de agua en el escape del desaireador y en la zona de mezcla de inyección, por contenido de gas trióxido de azufre equivalente total del gas convertidor que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor.

El vapor suplementario se introduce típicamente a una presión de al menos aproximadamente 13,8 KPa (2 psi), preferiblemente al menos aproximadamente 34,5 KPa (5 psi), típicamente entre 55 y 83 KPa (8 a aproximadamente 12 psi). El vapor suplementario contribuye además a la velocidad a la que se puede suministrar vapor de agua en la corriente de escape del desaireador para inyección en la corriente que contiene  $\text{SO}_3$  aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor.

Se puede introducir vapor suplementario en el desaireador a una velocidad fija  $u$ , opcionalmente, se puede controlar la velocidad del suministro de vapor suplementario para controlar la velocidad a la que se suministra el agua de reacción por inyección del escape del desaireador en la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  aguas arriba del absorbedor. Por ejemplo, la velocidad de introducción de vapor a baja presión en el desaireador puede controlarse como se describe en la patente de EE.UU. N° 5.538.707, cuya descripción se incorpora aquí por referencia. En realizaciones particularmente preferidas del proceso de la invención, se introduce un primer suministro de vapor suplementario en el desaireador a una velocidad fija mientras que un segundo suministro de vapor suplementario se introduce en la corriente de escape a una velocidad controlada para controlar la relación de vapor de agua equivalente

a trióxido de azufre equivalente en la corriente de gas que entra en la zona de absorción. El segundo suministro suplementario se introduce preferiblemente en la corriente de escape dentro del desaireador o entre el desaireador y el puerto de inyección 121 para la zona de inyección de vapor de agua 127 en el conducto de alimentación de gas SO<sub>3</sub> 129.

5 La Figura 23 ilustra una alternativa al proceso de la Figura 11 en donde la energía de absorción de SO<sub>3</sub> se usa para generar vapor para uso como fuente de vapor de agua para inyección en la corriente de gas que contiene SO<sub>3</sub> aguas arriba de la zona de absorción. Como se muestra en la Figura 23, el líquido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor 103 pasa a través de un intercambiador de calor principal o caldera 105 en donde el calor se transfiere desde el líquido de absorción al agua de alimentación de la caldera para la generación de vapor a presión media. Se puede generar vapor a las presiones descritas en este documento. El líquido de absorción que sale del intercambiador de calor 105 se divide para proporcionar una corriente de líquido de absorción principal que se recircula a la zona de absorción de recuperación de calor 103 y una corriente de ácido auxiliar (recuperación de calor secundaria) que comprende un líquido de absorción secundaria y un producto neto de ácido sulfúrico. Según la práctica ilustrada, la corriente de ácido auxiliar se divide finalmente para proporcionar el producto ácido neto que se envía al tanque de ácido del producto y el líquido restante, es decir, el líquido de absorción secundaria, que se introduce en la zona de absorción secundaria 115 para la recuperación de SO<sub>3</sub> residual de la corriente de gas que sale de la zona de absorción primaria 103.

La corriente de ácido auxiliar (líquido de recuperación de calor secundaria) se pasa primero a través del precalentador de agua de alimentación de la caldera 167. El precalentador de agua de alimentación de la caldera 167 comprende un intercambiador de calor indirecto en donde el calor se transfiere de la corriente auxiliar al agua de alimentación de la caldera, preferiblemente calentando el agua de alimentación de la caldera a presión a una temperatura que se aproxima a la temperatura de equilibrio a la presión a la que se genera vapor en la caldera. El agua de alimentación de la caldera calentada en el intercambiador 167 se entrega como agua de alimentación presurizada al intercambiador de calor principal 105 en donde se genera vapor de presión media mediante la transferencia de calor de absorción de SO<sub>3</sub> desde el líquido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor.

En el proceso como se ilustra en la Figura 23, el precalentador de agua de alimentación de la caldera que sale del ácido auxiliar 167 se dirige al precalentador 180 del tanque de evaporación instantánea en donde el calor se transfiere desde el ácido auxiliar a una corriente de agua desde el tanque 182 de evaporación. La transferencia de calor en el precalentador del tanque de evaporación instantánea calienta la corriente de agua bajo presión y este último vuelve al tanque de evaporación donde la presión se reduce para hacer que una porción significativa de la corriente de agua calentada se vaporice y forme vapor a baja presión. Este vapor de baja presión se dirige ventajosamente al puerto de inyección 121 en el conducto de alimentación de gas 129 aguas arriba de la entrada de gas absorbente 123. El caudal del vapor de agua desde el tanque de venteo 182 puede ser suficiente para proporcionar una fracción alta del agua de reacción necesaria para la conversión de SO<sub>3</sub> en la corriente de gas a ácido sulfúrico.

En la realización de la Figura 23, el agua de alimentación de la caldera (por ejemplo, condensado de turbogenerador) se precalienta primero en el precalentador 169 mediante transferencia de calor desde el ácido auxiliar que sale del precalentador 180 del tanque de expansión. El condensado calentado se introduce opcionalmente en el desaireador 165 y se ventea. Cualquier agua de reposición también puede introducirse en el desaireador 165 para desgasificar. Los condensados desaireados drenan desde el fondo o cerca del fondo del desaireador y los no condensables se ventean desde la parte superior del desaireador en una corriente de escape del desaireador. Aunque no se muestra en la Figura 23, la corriente de escape del desaireador puede combinarse con el vapor de baja presión dirigido desde el tanque de expansión 182 al puerto de inyección 121 en el conducto de alimentación de gas 129 aguas arriba de la entrada de gas absorbente 123. El condensado desaireado que sale del desaireador 165 fluye luego al precalentador de agua de alimentación de caldera 167. Como se ilustra en la Figura 23, una parte del condensado desaireado del desaireador 165 puede pasar opcionalmente al tanque de venteo 182.

Después de salir del precalentador 169, el ácido auxiliar se divide para proporcionar una corriente neta de ácido del producto y una corriente de líquido de absorción secundaria que se puede suministrar a la zona de absorción secundaria 115 donde entra en contacto con el gas que sale de la zona de absorción primaria 103 y sirve para enfriar la corriente de gas y absorber el SO<sub>3</sub> residual de allí antes de que el gas salga del sistema de absorción y sea devuelto a una etapa posterior del convertidor o expulsado como gas de cola de la instalación de ácido de contacto.

Por lo tanto, en el esquema general de la Figura 23, el condensado del turbogenerador se precalienta en el precalentador de agua de alimentación 169 y opcionalmente se desairea, el agua desaireada precalentada se calienta a presión en el precalentador de agua de caldera 167 a o cerca de la temperatura de equilibrio de vapor/líquido en el la presión que prevalece en el lado de la utilidad del intercambiador de recuperación de calor de absorción 105, y el agua líquida del tanque de venteo 182 se calienta bajo presión en el precalentador 180 del tanque de venteo. En cada uno de estos pasos, la fuente de calor es la corriente de ácido auxiliar. El precalentador de agua de alimentación de la caldera que sale del agua presurizada 167 se entrega al intercambiador 105 para la conversión a vapor de presión media por transferencia de calor del líquido de absorción que sale de la zona de absorción de recuperación de calor.

La energía disponible del líquido de absorción auxiliar para precalentar el agua de alimentación de la caldera y generar vapor es suficiente para que el tanque flash pueda proporcionar una fracción sustancial del vapor de agua requerido

para la reacción con el contenido de  $\text{SO}_3$  en el gas convertidor. Si es necesario, se puede introducir vapor de baja presión suplementario para proporcionar un flujo objetivo determinado de vapor de agua para inyección en la corriente de gas que contiene trióxido de azufre que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor.

5 La Figura 6 ilustra un sistema para inyección de vapor en la corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  aguas arriba del sistema de absorción. En el dibujo se ilustra esquemáticamente la torre de recuperación de calor 101, la zona de absorción primaria 103 y el conducto de alimentación de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  129. Se suministra vapor atmosférico a la zona de inyección de vapor de agua 127 desde una fuente 139 (por ejemplo, el primer intercambiador de calor auxiliar 131 de la Figura 10) a través de una boquilla de inyección encapsulada en politetrafluoroetileno 141 alineado coaxialmente dentro de una boquilla de conducto 143 y apoyado en una brida 145 que está sujeta a una brida 147 en la boquilla de conducto. La boquilla del conducto se coloca sobre un codo 149 en el conducto 129. La mezcla de vapor y gas de conversión se promueve mediante deflectores 151 en la pared interior del conducto 129 aguas abajo de la boquilla de inyección con respecto a la dirección del flujo de gas. Preferiblemente, la mezcla es suficiente para evitar la composición local y los gradientes de temperatura que podrían crear puntos fríos donde el ácido sulfúrico podría condensarse. Los deflectores 151 o las pestañas de mezcla estáticas y el conducto 129 están contruidos adecuadamente, por ejemplo, como se describe en la patente de EE.UU. N° 4.929.088 y puede proporcionarse con un revestimiento resistente a la corrosión. Un puntal 153 soporta el conducto 129 pero está aislado térmicamente del mismo para evitar crear un punto frío en donde el ácido sulfúrico pueda condensarse. El puntal se encuentra aguas abajo de un segundo codo 155, en cuyo talón hay una depresión 157 para recoger cualquier acumulación de condensado ácido. El ladrillo o el azulejo ácido 159 recubre el fondo de la depresión que está inclinada para proporcionar un punto bajo en comunicación con una válvula de drenaje 161 a través del cual cualquier condensado ácido se puede eliminar periódicamente a través de una trampa o sello que se puede conectar a la válvula.

Además, según la invención, un proceso para la recuperación del calor de absorción de  $\text{SO}_3$  se opera en una planta de ácido sulfúrico de contacto existente que comprende un absorbente intermedio, y que se ha adaptado para proporcionar una zona de absorción de recuperación de calor. La zona de absorción de recuperación de calor se proporciona mediante la instalación de un nuevo absorbedor que se proporciona y se construye para funcionar a alta temperatura para generar un ácido de absorción de alta temperatura desde el cual se transfiere calor en un nuevo intercambiador de calor mediante la transferencia de calor a otro fluido, calentando así el otro fluido a una temperatura superior a aproximadamente  $150^\circ\text{C}$ . Cuando se desee proporcionar una zona de absorción secundaria como se ilustra, por ejemplo, en las Figs. 2, 3 o 9-11, el absorbente intermedio existente puede adaptarse para comprender la zona de absorción secundaria.

Sin embargo, se ha descubierto que la torre intermedia preferiblemente no funciona a la relación de flujo másico de líquido de absorción a gas para el que típicamente se ha diseñado originalmente. Cuando la torre intermedia se ha diseñado para la recuperación de  $\text{SO}_3$  de una corriente de gas que contiene típicamente de 7 a 12% en volumen de  $\text{SO}_3$ , normalmente la misma se proporciona y se construye para funcionar con una relación de flujo másico de líquido a gas entre aproximadamente 6 y aproximadamente 10. Sin embargo, según la presente invención, se ha descubierto que la operación de una zona de absorción secundaria dentro de dicho intervalo L/G, y las temperaturas descritas anteriormente, dan como resultado una generación excesiva, en algunos casos, masiva de neblina. Sorprendentemente, sin embargo, se ha descubierto que el problema de generación de neblina en una zona de absorción secundaria operada dentro de una torre intermedia existente puede resolverse en gran medida operando a una relación de L/G que es claramente más baja o claramente más alta que la L/G para la cual la torre intermedia originalmente se diseñó, proporcionó y construyó. Sin ajustarse a una teoría particular, se cree que la operación a una L/G relativamente baja en el intervalo entre aproximadamente 1,0 y aproximadamente 7,0 permite que la corriente de gas pase a través de la zona de absorción secundaria a una temperatura relativamente alta, evitando el enfriamiento por choque y la gran generación de neblina que se sufre en la L/G para el cual la torre se diseñó originalmente. Por otro lado, la operación a una L/G relativamente alta en el intervalo entre aproximadamente 14 y aproximadamente 18, aunque no necesariamente evita el efecto de enfriamiento por choque, proporciona un flujo de líquido masivo que derriba la neblina a medida que se genera y captura el ácido de la neblina en el líquido de absorción secundaria antes de que la corriente de gas salga de la zona de absorción secundaria. Aunque estas explicaciones pueden intentarse después del hecho, la realidad es que no hubo una base para predecir que los problemas de generación de neblina serían tan adversos como lo son típicamente en la L/G de diseño de la torre intermedia, y menos base aun para predecir que la L/G más alta o la L/G más baja, mucho menos ambas, proporcionarían soluciones sustanciales al problema.

La presente invención se refiere además a un método para adaptar una planta de ácido sulfúrico de contacto existente que comprende un absorbente intermedio existente para recuperar a alta temperatura el calor de absorción de  $\text{SO}_3$  en ácido sulfúrico. Según el método, se instala un nuevo absorbedor para recibir gas convertidor que comprende trióxido de azufre. El nuevo absorbedor comprende una zona de absorción primaria diseñada para la absorción de  $\text{SO}_3$  a alta temperatura en un líquido de absorción primaria que comprende ácido sulfúrico para producir ácido sulfúrico adicional en el mismo. El nuevo absorbedor se construye y proporciona para funcionar a alta temperatura y generar un ácido de absorción a alta temperatura.

60 El método de readaptación comprende además instalar un intercambiador de calor a alta temperatura diseñado para transferir el calor de absorción de  $\text{SO}_3$  del líquido de absorción primaria a otro fluido, y así calentar el otro fluido a una temperatura de al menos  $150^\circ\text{C}$ . Preferiblemente, el intercambiador de calor de alta temperatura comprende una

caldera de recuperación de calor de absorción en la que se genera vapor a una presión de al menos aproximadamente 0,4 MPa (4 bar). Se proporcionan medios para hacer circular el líquido de absorción primaria entre la zona de absorción primaria del nuevo absorbedor y el intercambiador de calor a alta temperatura. Dichos medios de circulación comprenden una bomba de ácido de alto volumen que típicamente tiene una capacidad suficiente para generar un caudal másico líquido de absorción de al menos 3770 lb/ft<sup>2</sup>-h (18440 kg/m<sup>2</sup>-h) en el nuevo absorbedor, un conducto de flujo de ácido que conecta el salida de ácido del nuevo absorbedor a la entrada del nuevo intercambiador de calor y un conducto de flujo de ácido que conecta la salida del intercambiador de calor a la entrada de la absorción primaria del nuevo absorbedor.

Se instala un conducto de flujo de gas para dirigir la corriente de gas que sale del nuevo absorbedor de alta temperatura a una entrada del absorbente intermedio existente. El conducto de gas provisto previamente para suministrar gas convertidor con soporte de SO<sub>3</sub> a la torre intermedia se redirige al nuevo absorbedor, con cualquier revisión que se requiera en la configuración del conducto para este propósito.

Se proporcionan además medios para hacer circular un líquido de absorción secundaria a través del absorbente intermedio existente en donde el SO<sub>3</sub> residual puede eliminarse de la corriente de gas que sale de la zona de absorción primaria mediante transferencia al líquido de absorción secundaria. Ventajosamente, el líquido de absorción que sale del intercambiador de calor de recuperación de calor de absorción se puede dividir para proporcionar un líquido de absorción primaria que se recircula a la zona de absorción primaria y un líquido de absorción secundaria que se entrega a la parte superior de la torre intermedia existente. En tales realizaciones, los medios para circulación sobre la torre intermedia, por lo tanto, comprenden un conducto instalado para dirigir el líquido de absorción secundaria desde el punto de división hasta la parte superior de la torre intermedia en combinación con la bomba instalada para la circulación del ácido de absorción entre el nuevo absorbedor y el nuevo intercambiador de calor para recuperar el calor de absorción.

Los medios para hacer circular el líquido de absorción secundaria se dimensionan y/o están sujetos a instrumentos de control de modo que la relación de flujo másico del líquido de absorción secundaria a gas en la zona de absorción secundaria esté entre aproximadamente 1,0 y aproximadamente 7,0 o entre aproximadamente 14 y alrededor de 18.

Además, según la presente invención, se ha descubierto que pueden lograrse tasas incluso más altas de generación de vapor a presión media cuando el sistema de absorción funciona con una corriente de gas convertidor de entrada que contiene concentraciones elevadas de trióxido de azufre, por ejemplo, en el intervalo de 11% a 13% por volumen. Tales niveles altos de óxido de azufre pueden realizarse mediante la conversión de SO<sub>2</sub> generado en plantas metalúrgicas, o en operaciones a proporciones reducidas de exceso de aire. Debido a la reducción de las pérdidas de calor sensibles con respecto a los no condensables en la corriente de gas, puede generarse vapor a presión media a una presión de al menos 0,4 MPa (4 bar) en una cantidad de al menos aproximadamente 0,50 toneladas por tonelada de ácido sulfúrico producido a partir del SO<sub>3</sub> que ingresa a la zona de absorción. Cuando la fuerza del gas se encuentra en el intervalo elevado preferido descrito anteriormente, y se inyecta más de 70% del agua de reacción requerida como vapor de agua en la corriente de gas del convertidor antes de la zona de absorción de recuperación de calor, se puede generar vapor a 0,4 MPa o más en una cantidad de al menos aproximadamente 0,55 toneladas por tonelada neta de producto de ácido sulfúrico. Cuando se inyecta más de 80% del agua de reacción en forma de vapor por delante del absorbedor de recuperación de calor, se puede generar vapor a una presión manométrica mayor o igual a 0,4 MPa en una cantidad de al menos aproximadamente 0,60, más preferiblemente al menos aproximadamente 0,65, y más preferiblemente al menos aproximadamente 0,70 toneladas/tonelada neta de producto de ácido sulfúrico. En términos generales, se puede generar vapor dentro de un intervalo de 0,4 a aproximadamente 0,9 toneladas por tonelada de producto de ácido sulfúrico neto.

La operación con elevada fuerza de los gases puede ser particularmente atrayente cuando el sistema de recuperación de calor por absorción funciona como el absorbente intermedio para una instalación de ácido de contacto intermedia. La elevada fuerza del gas y el exceso de aire reducido conducen a un contenido residual de SO<sub>2</sub> ligeramente mayor en la corriente de gas que sale del convertidor y pasa a través del sistema de absorción de recuperación de calor. Sin embargo, cuando el gas se dirige de nuevo a una etapa de conversión adicional y luego a un absorbedor final, la pérdida neta en el rendimiento final de ácido sulfúrico se vuelve de insignificante a nula.

Las diversas realizaciones de la invención, como se describe anteriormente, pueden implementarse ventajosamente en una planta de ácido sulfúrico de contacto intermedia en la que el absorbedor de recuperación de calor funciona como el absorbente intermedio, con o sin una zona de absorción secundaria como se ejemplifica en las Figuras 2, 3 y/o 9-11. Sin embargo, se entenderá que el sistema de recuperación de calor también puede implementarse en una planta de ácido de un solo paso en la que el sistema de absorción de recuperación de calor sirve como el único sistema de absorción. En el último caso, una alternativa adicional es dirigir la corriente de gas que sale del absorbedor de recuperación de calor a una etapa de condensación en la que sustancialmente el 100% del ácido en fase de vapor y el agua residual y el SO<sub>3</sub> se condensan en forma de ácido sulfúrico concentrado. En estas realizaciones, las superficies de transferencia de calor de condensación pueden construirse con materiales conocidos en la técnica para la condensación de ácido sulfúrico concentrado.

Los siguientes ejemplos ilustran adicionalmente el proceso de la invención.

## Ejemplo 1

En el proceso como se ilustra en la Figura 2, una corriente de gas de conversión de  $\text{SO}_3$  seco a una temperatura de  $165^\circ\text{C}$ , que fluye a una velocidad de 50 metros cúbicos estándar por segundo (106000 pies cúbicos estándar por minuto), y que contiene 11,6% en moles de  $\text{SO}_3$ , 0,6% en moles de  $\text{SO}_2$ , 4,2% en moles de  $\text{O}_2$  y 83,6% en moles de  $\text{N}_2$  se pasa a través de un intercambiador de calor indirecto para recuperar el calor de reacción de  $\text{SO}_2$  y  $\text{SO}_3$  mediante transferencia a vapor sobrecalentado. La corriente de gas  $\text{SO}_3$  sale del sobrecalentador de vapor a  $165^\circ\text{C}$  y se entrega a una presión absoluta de aproximadamente 0,2 MPa (18 psia) a una zona de inyección de vapor de agua 127 como se muestra en la Figura 2. En la zona de inyección 127, se inyecta vapor a una presión de al menos aproximadamente 0,1 MPa (1 bar) por encima de la presión en la línea de gas, en la corriente de gas a 4,3 Kg/s (570 lb/min), suficiente para establecer una relación molar de vapor de agua equivalente a  $\text{SO}_3$  equivalente en la corriente de gas a aproximadamente 0,95 a 1,0. En la zona de inyección de vapor de agua, el calor de reacción de la fase de vapor de  $\text{SO}_3$  y el vapor de agua aumenta la temperatura de la corriente de gas a  $312^\circ\text{C}$ .

El gas de conversión se introduce en la torre de recuperación de calor 101 de la Figura 2 a través de la entrada de gas 123 debajo de la zona de absorción de recuperación de calor primaria 103. El gas fluye hacia arriba a través de la zona de absorción en contracorriente al ácido de absorción primaria que se forma combinando una fracción de ácido de absorción primaria recirculado desde el intercambiador de calor 105 con ácido de absorción secundaria que fluye hacia abajo desde la salida de ácido de la zona de absorción secundaria 115. El ácido de absorción recirculado que tiene una fuerza de 99,5% y una temperatura de  $200^\circ\text{C}$  se devuelve a la zona de absorción primaria 103 dentro de la torre 101 a través de la entrada de retorno de ácido 113 a un caudal de aproximadamente 560 Kg/s (74000 lb/min) mientras que el ácido de absorción secundaria fluye hacia abajo desde la salida de ácido de la zona de absorción secundaria a una velocidad de aproximadamente 48,5 Kg/s (6400 lb/min) y una temperatura de aproximadamente  $190^\circ\text{C}$ . A medida que el ácido de absorción primaria fluye hacia abajo a través de la zona de absorción 103, el ácido sulfúrico se condensa de la fase gaseosa a la fase líquida y el  $\text{SO}_3$  se absorbe de la fase gaseosa a la fase líquida donde reacciona con agua para formar ácido sulfúrico adicional. El ácido de absorción primaria sale de la zona de absorción y se elimina de la torre a través de la salida de ácido 109 a una temperatura de  $232^\circ\text{C}$  y un caudal de aproximadamente 630 Kg/s (83000 lb/min). Debido a que el vapor de agua se ha introducido en el gas de conversión a una velocidad suficiente para que la relación molar de vapor de agua equivalente a  $\text{SO}_3$  equivalente en el gas de conversión que ingresa a la zona de absorción sea aproximadamente 1,0, la fuerza de ácido permanece en 99,5% en toda la torre y en el calor ácido de absorción que sale de la torre por la salida 109.

El ácido retirado de la salida de la torre 109 se hace circular a través de una caldera 105 del sistema de recuperación de calor donde el calor se transfiere del ácido para generar vapor que tiene una presión de 0,9-1 MPa (9-10 bar) a una velocidad de 0,6 toneladas de vapor por tonelada neta de ácido producido por la condensación de ácido sulfúrico y la absorción de  $\text{SO}_3$  en la zona de absorción de recuperación de calor 103. Excepto por una corriente lateral que elimina el ácido sulfúrico neto producido en la absorción, el ácido que sale del intercambiador de calor 105 se devuelve a la zona de absorción primaria a través de la entrada de retorno 113. La producción neta de ácido es de aproximadamente 25 Kg/s (2100 lb/min).

El ácido de absorción secundaria se introduce en la zona de absorción secundaria 115 dentro de la torre de recuperación de calor 101 a través de la entrada 117 a una temperatura de  $60^\circ\text{C}$ , un caudal de aproximadamente 48,5 Kg/s (6400 lb/min) y una fuerza de 98,5%. El gas empobrecido que sale de la parte superior de la zona de absorción de recuperación de calor primaria 103 fluye hacia arriba a través de la zona de absorción secundaria 115 en contracorriente al ácido de absorción secundaria, por lo que el  $\text{SO}_3$  residual y el  $\text{H}_2\text{SO}_4$  se transfieren desde la corriente de gas al ácido de absorción secundaria. La corriente de gas sale de la parte superior de la zona de absorción a través de eliminadores de neblina 119 y el gas sale a una temperatura de  $70^\circ\text{C}$  y un caudal de aproximadamente 44,3 metros cúbicos normales por segundo (94000 SCFM). La corriente de gas de salida seco contiene aproximadamente 0,001% en moles de  $\text{SO}_3$ , 0,6% de  $\text{SO}_2$ , 4,2% en moles de oxígeno y 95,2% en moles de nitrógeno.

## Ejemplo 2

En un proceso como se ilustra en la Figura 3, la operación es similar a la del Ejemplo 1, excepto que la zona de absorción primaria se opera a una L/G más alta y hay un aumento correspondientemente más bajo de la temperatura del lado del ácido a través de la zona de absorción primaria y la caída de la temperatura del lado ácido inferior a través del intercambiador de calor 105. El ácido de absorción que sale del intercambiador de calor ácido de absorción principal 105 se divide en una corriente de ácido de absorción primaria que se devuelve a la zona de absorción primaria a través de la entrada de retorno de ácido 113, una corriente de producción neta de ácido y una corriente de ácido de absorción secundaria que se enfría a  $60^\circ\text{C}$  en el intercambiador de calor de ácido auxiliar 131. Alternativamente, la corriente de ácido que sale del intercambiador de calor 105 se divide en una corriente de ácido de absorción primaria y una corriente de ácido auxiliar que pasa a través del intercambiador de calor 131 y luego se divide en la corriente neta del producto y la corriente de ácido secundario que se devuelve a la zona de absorción secundaria 115.

En la realización de la Figura 3, el ácido de absorción recirculado entra en la zona de absorción primaria a aproximadamente  $200^\circ\text{C}$  y una velocidad de 710 Kg/s (94000 lb/min) donde se mezcla con aproximadamente 48,5 Kg/s (6400 lb/min) ácido que sale del fondo de la zona de absorción secundaria 115. El ácido de absorción se retira del fondo de la zona de absorción primaria a una velocidad de aproximadamente 790 Kg/s (104000 lb/min) y una

temperatura de 226°C, y la producción neta de ácido sulfúrico permanece a aproximadamente 13,5 Kg/s (1800 lb/min). Como en el Ejemplo 1, la fuerza del ácido es de 99,5% en toda la zona de absorción primaria. Las temperaturas, flujos y composiciones del lado del gas son las mismas que en el Ejemplo 1, al igual que las temperaturas, flujos y composiciones de ácido secundario.

- 5 La mayor operación de L/G de la Figura 3 proporciona una transferencia de masa mejorada en la zona de absorción primaria y un potencial de corrosión marginalmente menor en la base de la torre de recuperación de calor y en el intercambiador de calor 105.

### Ejemplo 3

- 10 En el proceso de la Figura 9, una corriente húmeda de SO<sub>2</sub> procedente de una planta ácida gastada que contiene oxígeno en exceso se hace pasar a través de un lecho de catalizador para convertir SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub>. Se introduce vapor de agua adicional en la corriente de gas en la zona de inyección de vapor 227 para producir una corriente de gas que ingresa a la torre de recuperación de calor 101 en la entrada 123 y fluye a la zona de absorción primaria 103 a una temperatura de 315°C. Cuando se introduce en la zona de absorción después de la inyección de vapor, el gas de conversión fluye a 103 Kg mol/s (13623 lb mol/h) y comprende 0,4% en volumen de SO<sub>2</sub>, 5,4% en volumen de SO<sub>3</sub>, 15 2,3% en volumen de oxígeno, 72,7% en volumen de nitrógeno, 5,6% en volumen de vapor de agua, 11% en volumen de CO<sub>2</sub> y 2,5% en volumen de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. El ácido de absorción abandona la zona de absorción primaria con una fuerza del 99,5%, un caudal de 107 Kg mol/s (14100 lb mol/h) y una temperatura de 204°C. Después de pasar a través del intercambiador de calor 105, la corriente de ácido se divide para proporcionar una corriente de ácido recirculada que se devuelve a la zona de absorción de recuperación de calor 103 y una corriente auxiliar que comprende ácido de absorción secundaria. La corriente auxiliar se diluye con agua en la zona de dilución 135 para reducir la fuerza del ácido a 99,2%. El ácido diluido se pasa a través del intercambiador de calor indirecto 131 donde el calor se transfiere desde la corriente de ácido para generar vapor a una presión ligeramente superior a la atmosférica para inyección en la corriente de gas de conversión en la zona de inyección de vapor de agua 127 dentro del conducto de alimentación de gas 129. El ácido que sale del calor el intercambiador 131 pasa a través del segundo intercambiador de calor auxiliar 133 donde se enfría aún más, por ejemplo, por transferencia de calor al agua de alimentación de la caldera. Posteriormente, la corriente de ácido se divide para producir una fracción de producción neta que se elimina del sistema de absorción a una velocidad de 8,4 Kg mol/s (1113 lb mol/h), una concentración de 99,2% y una temperatura de 71°C. La fracción de ácido restante a la misma concentración y temperatura comprende ácido de absorción secundaria que se recicla a una velocidad de 98,4 kg mol/s (13000 lb mol/hora) a la entrada de ácido 113.
- 20
- 25
- 30 Se genera vapor con una presión de 0,9 MPa (9 bar) en el intercambiador de calor 105 a una velocidad de 0,45 toneladas/por tonelada de ácido sulfúrico neto producido en el sistema de absorción.

- El gas empobrecido que sale de la zona de absorción secundaria pasa a través de los eliminadores de neblina 119 y abandona el sistema de absorción a una velocidad de 89 Kg mol/s (11770 lb mol/h) y una temperatura de 70°C. El gas empobrecido comprende 0,5% en volumen de SO<sub>2</sub>, 12,7% en volumen de CO<sub>2</sub>, 2,7% en volumen de oxígeno y 84,1% en volumen de nitrógeno.
- 35

### Ejemplo 4

- En el proceso de la Figura 10, una corriente húmeda de SO<sub>2</sub> de una planta que quema azufre que contiene oxígeno en exceso se hace pasar a través de un lecho de catalizador para convertir SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub>. Se introduce vapor de agua adicional en la corriente de gas en la zona de inyección de vapor 127 para producir una corriente de gas que entra en la torre de recuperación de calor 101 en la entrada 123 y fluye hacia la zona de absorción primaria 103 a una temperatura de 293°C. Cuando se introduce en la zona de absorción, el gas comprende 0,2% en volumen de SO<sub>2</sub>, 40 4,3% en volumen de SO<sub>3</sub>, 9% en volumen de oxígeno, 79,2% en volumen de nitrógeno, 3,7% en volumen de vapor de agua y 3,5% en volumen de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. La corriente de gas fluye hacia arriba a través de la zona de absorción primaria 103 en contracorriente al ácido de absorción primaria formado en la parte superior de la zona mediante la combinación de ácido recirculado desde el intercambiador de calor ácido de absorción 105 y el ácido de absorción secundaria que fluye hacia abajo desde la salida de ácido de la zona de absorción secundaria 115. La fuerza de ácido en toda la zona de absorción primaria es de 99,5%. El ácido de absorción primaria caliente que sale de la zona de absorción primaria se retira del fondo de la torre 101 a través de la salida de ácido 109 para la circulación a través del intercambiador de calor 105.
- 45
- 50 El intercambiador de calor que sale del ácido 105 se divide en la fracción recirculada que regresa a la torre a través de la entrada de retorno del ácido 113 y una fracción auxiliar que pasa en serie a través de dos intercambiadores de calor auxiliares 131 y 133. En el diluyente 137 aguas abajo del intercambiador 133 y aguas arriba de la entrada de la torre de ácido de absorción secundaria 117 con respecto a la dirección del flujo de ácido de absorción secundaria, se agrega agua para disminuir la fuerza del ácido que ingresa a la zona de absorción secundaria de 99,5% a 99,2%. El calor de dilución eleva la temperatura del ácido secundario a 71°C. Entre la zona de dilución y la entrada de la torre 117, se elimina una corriente de ácido sulfúrico que comprende la producción neta de ácido sulfúrico a una velocidad de 7 Kg mol/s (920 lb mol/h, dejando una corriente de ácido de absorción secundaria que fluye a 14,8 Kg mol/s (1960 lb mol por hora) en la zona de absorción secundaria.
- 55

En el intercambiador de calor 105, se genera vapor que tiene una presión de 0,4 MPa (4 bar) a una velocidad de 0,86 toneladas/por tonelada de producción neta de ácido sulfúrico.

El gas agotado que sale de la zona de absorción secundaria pasa a través de los eliminadores de neblina 119 y abandona el sistema de absorción a una velocidad de 78,2 Kg mol/s (10330 lb mol/h) y una temperatura de 71,1°C.

5 El gas empobrecido comprende 0,2% en volumen de SO<sub>2</sub>, 10,2% en volumen de oxígeno y 89,6% en volumen de nitrógeno.

Ejemplo 5

10 Se realizaron simulaciones de un proceso como se ilustra en la Figura 8. Después de la inyección de vapor, el gas de conversión de SO<sub>3</sub> introducido en el sistema tiene la misma composición que el gas de proceso metalúrgico descrito en el Ejemplo 3. Se puede ver que el proceso de este ejemplo es similar en ciertos aspectos al proceso de la Figura 3 pero comprende solo una zona de absorción única, es decir, solo una zona de absorción de recuperación de calor y ninguna zona de absorción secundaria. Se realizaron simulaciones separadas para procesos en los que la zona de absorción comprende una, dos o tres etapas de equilibrio vapor/líquido.

15 En cada caso, el gas de conversión que ingresa a la zona 203 de absorción de recuperación de calor en contracorriente tiene la misma composición, temperatura y caudal que en el Ejemplo 3. En cada caso, el ácido de absorción circulante sale de la zona de absorción de recuperación de calor a una concentración de 99% y luego se pasa primero a través de un intercambiador de calor 205 donde el ácido se enfría a 183°C y se puede generar vapor a presión intermedia. El ácido que pasa a través del intercambiador 205 se divide luego para proporcionar una corriente de circulación y una corriente de producción neta. La producción neta es de 1086 lb mol/h a una temperatura de 183°C.

20 La corriente de ácido circulante se pasa a una velocidad de 13000 lb mol/h a través de un intercambiador de calor auxiliar 231 donde el ácido se enfría a 60°C y luego se reintroduce en la parte superior de la torre por encima de la zona de absorción de recuperación de calor 203. Porque todo de la corriente de ácido circulante se devuelve a la parte superior de la torre, no hay una zona de absorción secundaria como tal. La composición de la corriente de gas que sale de cada etapa de equilibrio para cada caso se expone en la Tabla 3. La Tabla 3A informa la simulación de una sola etapa de absorción de equilibrio, la Tabla 3B la simulación de un sistema que consta de dos etapas de absorción de equilibrio, la Tabla 3C la simulación de un sistema que contiene tres etapas de absorción de equilibrio en una sola columna, y en la Tabla 3D, la simulación de un sistema que contiene cuatro etapas de equilibrio en una sola columna.

Tabla 3A

Gas/vapor	Composición del gas que ingresa a la etapa 1 de absorción	Composición y temperatura del gas de salida				
		Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Eliminadores de neblina
SO <sub>2</sub>	0,42 Kg mol/s (55,7 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,6 lb-mol/h)				0,42 Kg mol/s (55,6[M1] lb-mol/h)
SO <sub>3</sub>	5,6 (742,3)	0,11 (15)				0,11 (15)
O <sub>2</sub>	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)
CO <sub>2</sub>						11,3 (1499,7)
N <sub>2</sub>	75 (9901)					75 (9901)
H <sub>2</sub> O	0,6 (768)	0,11 (14,6)				0,11 (14,6)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,6(343,5)	0,32 (43,4)				0,32 (43,4)
Total	103 (13623,4)					89,6 (11842)
Temp.	315°C (600°F)	183°C (362°F)				183°C (362°F)
Neblina						
SO <sub>3</sub>		4,5 g/Nm <sup>3</sup>				
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		16				

ES 2 766 348 T3

Gas/vapor	Composición del gas que ingresa a la etapa 1 de absorción	Composición y temperatura del gas de salida				
		Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Eliminadores de neblina
Ácido producido						
Fuerza		99%				
Vol.		99,3 kg/mol/s (13128,7 lb-mol/h)				
Temp.		183°C (362°F)				

Tabla 3B

Gas/vapor	Composición del gas que ingresa a la etapa 1 de absorción	Composición y temperatura del gas de salida				
		Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Eliminadores de neblina
SO <sub>2</sub>	0,42 Kg mol/s (55,7 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,9 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,6 lb-mol/h)			0,42 Kg mol/s (55,6 lb-mol/h)
SO <sub>3</sub>	5,6 (742,3)	0,3 (39)	0,0001 (0,0125)			0,0001 (0,0125)
O <sub>2</sub>	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)
CO <sub>2</sub>						11,3 (1499,7)
N <sub>2</sub>	75 (9901)					75 (9901)
H <sub>2</sub> O	0,6 (768)	0,24 (32,1)	0,0006 (0,085)			0,0006 (0,085)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,6 (343,5)	0,72 (96)	0,0001 (0,0137)			0,0001 (0,137)
Total	103 (13623,4)					89 (11769)
Temp.	315°C (600°F)	201°C 394°F	90°C 194°F			90°C 194°F
Neblina						
SO <sub>3</sub>		1,17 g/Nm <sup>3</sup>	3,8 mg/Nm <sup>3</sup>			
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		35,2	51			
Ácido producido						
Fuerza			99%			
Vol.			106,8 Kg mol/s (14113,2 lb-mol/h)			
Temp.			201°C (394°F)			

ES 2 766 348 T3

Tabla 3C

Gas/vapor	Composición del gas que ingresa a la etapa 1 de absorción	Composición y temperatura del gas de salida				
		Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Eliminadores de neblina
SO <sub>2</sub>	0,42 Kg mol/s (55,7 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,9 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (56,1 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,7 lb-mol/h)		0,42 Kg mol/s (55,6 lb-mol/h)
SO <sub>3</sub>	5,6 (742,3)	0,34 (45,5)	0,00017 (0,022)	0,000006 (0,00075)		0,000006 (0,00075)
O <sub>2</sub>	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)
CO <sub>2</sub>						11,3 (1499,7)
N <sub>2</sub>	75 (9901)					75 (9901)
H <sub>2</sub> O	0,6 (768)	0,28 (36,7)	0,0001 (0,0122)	0,0001 (0,0166)		0,0001 (0,0166)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,6 (343,5)	0,83 (109,6)	0,0016 (0,217)	0,0001 (0,016)		0,0158
Total	103 (13623,4)					89 (11769)
Temp.	315°C (600°F)	204°C (400°F)	95.9°C (204.6°F)	65.5°C (150°F)		65.5°C (150°F)
Neblina						
SO <sub>3</sub>		13,6 mg/Nm <sup>3</sup>	6,8 mg/Nm <sup>3</sup>	0,23 mg/Nm <sup>3</sup>		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		40,1	81	5,9		
Ácido producido						
Fuerza				99%		
Vol.				106,8 Kg mol/s (14113,5 lb-mol/h)		
Temp.				204°C (400°F)		

Tabla 3D

Gas/vapor	Composición del gas que ingresa a la etapa 1 de absorción	Composición y temperatura del gas de salida				
		Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Eliminadores de neblina
SO <sub>2</sub>	0,42 Kg mol/s (55,7 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,9 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (56,1 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (56,1 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,7 lb-mol/h)	0,42 Kg mol/s (55,6 lb-mol/h)

ES 2 766 348 T3

Gas/vapor	Composición del gas que ingresa a la etapa 1 de absorción	Composición y temperatura del gas de salida				
		Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Eliminadores de neblina
SO <sub>3</sub>	5,6 (742,3)	0,37 (49,4)	0,0002 (0,0275)	0,000007 (0,00093)	0,000003 (0,00041)	0,000003 (0,00041)
O <sub>2</sub>	2,37 (312,8)					2,37 (312,8)
CO <sub>2</sub>						11,3 (1499,7)
N <sub>2</sub>	75 (9901)					75 (9901)
H <sub>2</sub> O	0,6 (768)	0,3 (39,2)	0,0001 (0,0138)	0,0001 (0,0187)	0,0001 (0,0118)	0,0001 (0,0118)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,6 (343,5)	0,885 (117,0)	0,002 (0,253)	0,0001 (0,0187)	0,0001 (0,01009)	0,0001 (0,010)
Total	103 (13623,4)					89 (11769)
Temp.	315°C (600°F)	205°C (402°F)	97.8°C (208°F)	67.2°C (153°F)	60.5°C (141°F)	60.5°C (141°F)
<b>Neblina</b>						
SO <sub>3</sub>		14746 g/Nm <sup>3</sup>	8,38 mg/Nm <sup>3</sup>	0,28 mg/Nm <sup>3</sup>	0,125 mg/Nm <sup>3</sup>	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		42,8	94	7,0	3,76	
<b>Ácido producido</b>						
Fuerza					99%	
Vol.					106,8 Kg mol/s (14113,4 lb-mol/h)	
Temp.					205°C (402°F)	

Ejemplo 6

- En el proceso de la Figura 11, se opera una planta de ácido sulfúrico de contacto de combustión de azufre para proporcionar una corriente de gas de combustión que lleva SO<sub>2</sub> que se pasa a través de un convertidor para la conversión de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub>. El vapor de agua se introduce en la corriente de gas del convertidor dentro de la zona de inyección 127 a través del puerto de inyección 121 para producir una corriente de gas que entra en la torre de recuperación de calor 101 en la entrada 123 y fluye hacia la zona de absorción primaria 103 a una temperatura de 315°C. La zona de absorción 103 comprende una empaquetadura u otros medios para promover el contacto gas/líquido a través del cual la corriente de gas fluye hacia arriba en contracorriente al líquido de absorción primaria que comprende 99,5% en peso de ácido sulfúrico que fluye hacia abajo. La corriente de gas que sale de la zona de absorción primaria 103 fluye hacia arriba a través de la zona de absorción secundaria 115 donde se pone en contacto con el líquido de absorción secundaria para eliminar el SO<sub>3</sub> residual de la corriente de gas. Luego, el líquido de absorción secundaria ingresa a la parte superior de la zona de absorción secundaria a una concentración de ácido sulfúrico de 98,5 a 99,2% en peso y fluye hacia la zona de absorción primaria desde el fondo de la zona de absorción secundaria a una concentración de aproximadamente 99,2% a 99,5% en peso.
- El ácido de absorción que sale del fondo de la zona de absorción primaria 103 circula a través de la bomba 111 a través del intercambiador de calor principal 105 que comprende una caldera en la que el calor se transfiere desde el ácido de absorción para generar vapor a una presión manométrica de aproximadamente 125 psig, es decir, 0,85 MPa (8,5 bar). El ácido de absorción sale de la caldera de recuperación de calor de absorción 105 a una temperatura de 204°C y se divide para proporcionar un líquido de absorción principal que se recircula a la parte superior de la zona de absorción primaria 103 y una corriente de ácido auxiliar que comprende un líquido de absorción secundaria que se recircula a la parte superior de la zona de absorción secundaria 115.

Entre el punto de división y la entrada de ácido en la parte superior de la zona de absorción secundaria, la corriente de ácido auxiliar se pasa en serie a través de tres intercambiadores de calor indirectos en serie, es decir, intercambiadores de calor 167, 163 y 169. El intercambiador de calor 167 es un precalentador para el agua de alimentación de la caldera desaireada al intercambiador de calor principal 105, el intercambiador de calor 163 es auxiliar al desaireador 165, y el intercambiador de calor 169 es un precalentador para el agua de alimentación de la caldera desaireada aguas arriba del desaireador con respecto al flujo del agua de alimentación de la caldera.

En el intercambiador de calor 167, la corriente de ácido auxiliar se enfría de 204°C a 165°C, calentando así el agua de alimentación de la caldera desaireada de 108°C a 178°C, aproximadamente la temperatura de equilibrio del vapor líquido a una presión de vapor de 8,5 bar generado en la caldera 105. El precalentador que sale de agua a presión 167 se transfiere preferiblemente directamente a la caldera 105 como se muestra en el dibujo.

En el intercambiador de calor 163, el ácido auxiliar se enfría de 165°C a 115°C, vaporizando así una fracción sustancial de agua circulada entre el intercambiador de calor 163 y el desaireador 165 a una temperatura constante de 108°C. La mezcla de agua líquida/vapor mezclada que sale del intercambiador 163 se devuelve al desaireador 165 donde el vapor sirve para ayudar a separar los no condensables del agua de alimentación desaireada de la caldera que se recibe preferiblemente desde la salida de agua del intercambiador de calor 169 como se muestra en el dibujo.

En el intercambiador de calor 169, la corriente de ácido auxiliar se enfría de 115°C a 64°C, calentando así el agua de alimentación de la caldera sin calefacción de 40°C a 108°C. El intercambiador 169 de salida de ácido auxiliar se puede diluir según sea necesario con agua o flujo cruzado de ácido sulfúrico más diluido (por ejemplo, 93% en peso) en el diluyente 137 antes de devolver el líquido de absorción secundaria a la parte superior de la zona de absorción secundaria 115.

El agua de alimentación de la caldera tratada pero no desaireada se suministra a 4320 lb mol por hora y se calienta en el precalentador de agua de alimentación de 40 ° a 108°C y luego se introduce en el desaireador 165 junto con la mezcla de agua líquida y vapor que sale del calor auxiliar del intercambiador de desaireador 163. El vapor suplementario saturado a una presión de 10 psig (0,07 MPa) también se introduce en el desaireador a una velocidad de 132 lb mol/h. El vapor introducido en el desaireador funciona para eliminar los no condensables del agua de alimentación de la caldera no calentada que fluye hacia el desaireador desde el intercambiador 169, generando así una corriente de escape que comprende aproximadamente 99,9% en volumen de vapor de agua, el resto no condensables. Opcionalmente, se introduce vapor de baja presión adicional en el desaireador para controlar el contenido de vapor de agua del gas de escape del desaireador en una relación predeterminada con el contenido equivalente de trióxido de azufre de la corriente de gas del convertidor que entra en la zona de absorción primaria 103.

El gas de escape del desaireador que comprende vapor generado en el intercambiador de calor 163 más vapor suplementario de una fuente extraña se recicla a la zona de inyección 127 a través del puerto de inyección 121 para mezclarlo con el gas convertidor que se introduce en la zona de absorción primaria 103. El vapor de agua a una velocidad de 700 lb mol por hora está contenido en el escape del desaireador reciclado a la zona de inyección. De esto, se generan aproximadamente 550 lb mol por hora a partir del calor transferido enfriando el ácido de absorción secundaria de 165 ° a 115°C.

El condensado del desaireador fluye a una velocidad de 3300 lb mol por hora desde la parte inferior del desaireador hasta la entrada del lado del servicio del intercambiador de calor principal 105 donde se genera vapor a una velocidad de 3,300 lb mol por hora a una presión de 8,5 bar. Un moderado incremento adicional de condensado, 552 lb mol por hora, se exporta desde el sistema de absorción de recuperación de calor para su suministro como agua de alimentación de la caldera en otra parte de la planta de ácido sulfúrico de contacto, o en otra parte de la planta de fabricación en la que se encuentra la planta de ácido sulfúrico.

Se genera vapor a 8,5 bar en el intercambiador de calor 105 a una velocidad de 0,64 toneladas por tonelada de producción neta de ácido sulfúrico.

En la realización de este ejemplo, se puede ver que una gran fracción de la energía contenida en el líquido de absorción secundaria se gasta en la generación de vapor de agua para inyección en la corriente de gas del convertidor que entra en la zona de absorción de recuperación de calor.

#### Ejemplo 7

El funcionamiento del proceso del Ejemplo 7 es sustancialmente idéntico en su diagrama de flujo general al del Ejemplo 6, pero hay una diferencia significativa en la distribución de la energía térmica contenida en el líquido de absorción secundaria.

La operación del Ejemplo 7 es idéntica al Ejemplo 6 en la zona de absorción primaria 103, el intercambiador de calor principal 105 para la generación de vapor de presión media, y el precalentador desaireado de agua de alimentación de la caldera 167. El esquema de flujo lateral del agua, en donde el agua de alimentación de la caldera pasa a través del intercambiador 169 al desaireador 165, y el agua de alimentación de la caldera desaireada del desaireador 165 pasa a través del precalentador desaireado de agua de la caldera 167 a la caldera de recuperación de calor de

absorción de  $\text{SO}_3$  105, también es la misma temperatura a la que el agua de alimentación de la caldera desaireada se calienta bajo presión en el precalentador 167.

5 Sin embargo, el proceso del Ejemplo 7 extrae una fracción mucho menor de calor de la corriente de ácido auxiliar en el intercambiador de calor auxiliar del desaireador 163 que el proceso del Ejemplo 6. Por lo tanto, la fracción de agua que ingresa al desaireador que se convierte en vapor en el intercambiador 163 es mucho más baja en el Ejemplo 7 que en el Ejemplo 6. Como resultado, un componente de solo aproximadamente 209 lb mol de vapor de agua por hora en el gas de escape del desaireador es atribuible a la operación del intercambiador de calor auxiliar del desaireador. Se obtiene un componente adicional de 491 lb mol por hora de la combinación de un flujo suplementario fijo de vapor de 10 psig a una velocidad de 132 lb mol por hora y un segundo suministro de vapor suplementario que está regulado para proporcionar un contenido total de vapor de agua de 700 lb mol por hora en la corriente de escape que se recicla al puerto de inyección 121 para mezclar con la corriente de gas del convertidor en la zona de mezcla de inyección 127.

15 Sin embargo, debido a que se vaporiza menos del agua de alimentación introducida a través del intercambiador de calor 169, el esquema del Ejemplo 7 proporciona un suministro mucho mayor de condensado desaireado que la realización del Ejemplo 6. Por lo tanto, después de suministrar 3300 lb mol por hora el agua de alimentación de la caldera desaireada para alimentar el precalentador de agua 167 y la caldera de recuperación de calor de absorción 105, el desaireador exporta otros 5593 lb mol por hora de agua de alimentación de la caldera desaireada a  $108^\circ\text{C}$  para usar en otra parte de la instalación de ácido de contacto o en otra parte de la planta de fabricación.

20 Se genera vapor en el intercambiador de calor principal 105 a una velocidad de entre 0,56 toneladas netas por tonelada de producción neta de ácido sulfúrico.

Todo el vapor suplementario se recupera, ya sea como agua de proceso en la corriente de ácido sulfúrico del producto, o como agua de alimentación de la caldera desaireada que se utiliza para generar vapor en el intercambiador de calor del sistema de recuperación de calor principal o en cualquier otro lugar de la planta de ácido de contacto o una instalación de fabricación más amplia.

25 En vista de lo anterior, se verá que se alcanzan los diversos objetos de la invención y se alcanzan otros resultados ventajosos.

30 Cuando se introducen elementos de la presente invención o las realizaciones preferidas de la misma, los artículos "un/una", "el/la/los", y "dicho" pretenden significar que hay uno o más de los elementos. Los términos "que comprende", "que incluye" y "que tiene" pretenden ser inclusivos y significan que puede haber elementos adicionales además de los elementos enumerados.

## REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la preparación de ácido sulfúrico en una instalación de fabricación de ácido sulfúrico de contacto que comprende un absorbedor intermedio en donde dicha instalación está adaptada para funcionar según un proceso que recupera el calor de absorción de  $\text{SO}_3$  en forma útil a una temperatura de al menos  $150^\circ\text{C}$ , comprendiendo el proceso:
- quemar una fuente de azufre en un gas que comprende exceso de oxígeno para producir una corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende un gas de combustión que comprende dióxido de azufre y oxígeno;
- poner en contacto la corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende dicho gas de combustión con un catalizador para la conversión de dióxido de azufre en trióxido de azufre, convirtiendo así la corriente de gas que contiene óxido de azufre en un gas de conversión que contiene  $\text{SO}_3$ ;
- poner en contacto el gas de conversión en una zona de absorción primaria con un líquido de absorción primaria que comprende ácido sulfúrico, absorbiendo así el trióxido de azufre y/o transfiriendo ácido sulfúrico del gas de conversión al líquido de absorción primaria;
- hacer circular dicho líquido de absorción entre dicha zona de absorción primaria y un intercambiador de calor indirecto en donde el calor generado por reacción de trióxido de azufre y agua, la condensación de ácido sulfúrico y/o la absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción primaria se transfiere a un fluido de transferencia de calor, calentando así el fluido de transferencia de calor a al menos  $150^\circ\text{C}$ ; y
- poner en contacto la corriente de gas que sale de la zona de absorción primaria con un líquido de absorción secundaria que comprende ácido sulfúrico en una zona de absorción secundaria, en donde el  $\text{SO}_3$  residual contenido en la corriente de gas que ingresa a dicha zona de absorción secundaria se recupera como ácido sulfúrico en el líquido de absorción secundaria, en donde
- dicha zona de absorción secundaria está comprendida por un absorbente intermedio existente en dicha instalación antes de dicha modificación, siendo la relación de flujo másico de dicho líquido de absorción secundaria a gas en dicha zona de absorción secundaria entre 1,0 y 7,0 o entre 14 y 18.
2. Un proceso según la reivindicación 1, en donde dicho absorbente intermedio existente se construyó para funcionar a una relación de flujo másico del líquido de absorción de ácido sulfúrico a gas entre 6 y 10 a una fuerza de gas de entre 7% y 12% en volumen de  $\text{SO}_3$ .
3. Un proceso para la preparación de ácido sulfúrico que comprende:
- quemar una fuente de azufre en un gas que comprende exceso de oxígeno para producir una corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende un gas de combustión que comprende dióxido de azufre y oxígeno;
- poner en contacto la corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende dicho gas de combustión con un catalizador para la conversión de dióxido de azufre en trióxido de azufre, convirtiendo así la corriente de gas que contiene óxido de azufre en un gas de conversión que contiene  $\text{SO}_3$ ;
- poner en contacto el gas de conversión en una zona de absorción de recuperación de calor con un líquido de absorción que comprende ácido sulfúrico, transfiriendo así el trióxido de azufre del gas de conversión al líquido de absorción;
- hacer circular dicho líquido de absorción entre dicha zona de absorción y un intercambiador de calor indirecto principal en donde el calor se transfiere a un fluido de transferencia de calor principal, calentando así dicho fluido de transferencia de calor principal a al menos  $150^\circ\text{C}$ ;
- dividir la corriente de líquido de absorción que sale de dicho intercambiador de calor principal para proporcionar una corriente de líquido de absorción principal que se recircula a dicha zona de absorción de recuperación de calor y una corriente de líquido de absorción auxiliar;
- pasar dicha corriente de líquido auxiliar a través de un intercambiador de calor indirecto auxiliar a un desaireador de agua de alimentación de caldera, transfiriéndose el calor en dicho intercambiador de calor auxiliar de desaireador desde dicho líquido auxiliar a una corriente de agua para generar vapor desaireador;
- dirigir el vapor de desaireación a dicho desaireador en donde el agua de alimentación de la caldera se pone en contacto con el vapor de desaireación para extraer los gases no condensables del agua de alimentación de la caldera; y
- retirar una corriente de escape del desaireador de dicho desaireador, comprendiendo dicha corriente de escape del desaireador vapor de agua y gases no condensables.
4. Un proceso según la reivindicación 3, que comprende además: introducir vapor de agua contenido en dicha corriente de escape del desaireador en la corriente que contiene óxido de azufre aguas arriba de la zona de absorción con respecto a la dirección del flujo de gas.

5. Un proceso según la reivindicación 4, en donde el contenido de vapor de agua de dicha corriente de escape del desaireador es de al menos 0,80 moles por mol de contenido de gas de óxido de azufre equivalente total de dicha corriente de gas que contiene óxido de azufre.
- 5 6. Un proceso según la reivindicación 3, en donde el agua desaireada en dicho desaireador se introduce en dicho intercambiador de calor principal, o en una caldera de calor residual para la recuperación de energía del gas de combustión producido al quemar azufre para generar SO<sub>2</sub>, como una fuente de agua de alimentación de la caldera para la generación de vapor.
- 10 7. Un proceso según la reivindicación 3, en donde dicho líquido de absorción auxiliar que sale de dicho intercambiador de calor auxiliar de desaireador se pasa a través de un intercambiador de calor indirecto en donde el calor se transfiere desde dicho líquido de absorción auxiliar al agua de alimentación de la caldera.
- 15 8. Un proceso según la reivindicación 3, en donde la combinación del caudal y la temperatura del agua no desaireada que ingresa a dicho desaireador y la velocidad de transferencia de calor desde dicho líquido de absorción auxiliar a dicha corriente de agua en dicho intercambiador de calor auxiliar de desaireador es tal que la relación de flujo másico del agua de alimentación de la caldera desaireada que sale de dicho desaireador a un trióxido de azufre equivalente que ingresa a dicha zona de absorción es al menos 1,5.
9. Un proceso para la preparación de ácido sulfúrico que comprende:
- quemar azufre en un gas seco que comprende exceso de oxígeno en una zona de combustión para producir una corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende un gas de combustión que comprende dióxido de azufre, oxígeno y no más de 0,005 moles de vapor de agua por mol de SO<sub>2</sub>;
- 20 poner en contacto la corriente de gas que contiene óxido de azufre que comprende dicho gas de combustión con un catalizador para la conversión de dióxido de azufre en trióxido de azufre, convirtiendo así la corriente de gas que contiene óxido de azufre en un gas de conversión que contiene no más de 0,005 moles de vapor de agua por mol de SO<sub>3</sub>;
- 25 poner en contacto el gas de conversión en una zona de absorción de recuperación de calor primaria con un líquido de absorción que comprende ácido sulfúrico, transfiriendo así el ácido sulfúrico del gas de conversión al líquido de absorción;
- 30 introducir vapor de agua en el gas de conversión en una zona de inyección de vapor de agua aguas arriba de la zona de absorción de recuperación de calor primaria con respecto a la dirección del flujo de gas en una proporción suficiente para aumentar el contenido de vapor de agua equivalente del gas a al menos aproximadamente 0,55 moles por mol de contenido de gas de óxido de azufre equivalente total antes de la entrada de la corriente de gas en la zona de absorción de recuperación de calor primaria; y
- 35 hacer circular dicho líquido de absorción entre dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria y un intercambiador de calor indirecto en donde el calor generado por reacción de trióxido de azufre y agua, condensación de ácido sulfúrico y/o absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción se transfiere a un fluido de transferencia de calor, calentando así el fluido de transferencia de calor a al menos 150°C;
- en donde el gas de conversión se introduce en la zona de absorción de recuperación de calor primaria sin condensación intermedia de ningún componente de la corriente de gas de conversión entre dicha zona de inyección de vapor de agua y dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.
- 40 10. Un proceso según la reivindicación 9, en donde la concentración del líquido de absorción primaria sustancialmente en toda la zona de absorción de recuperación de calor primaria está entre 99,3% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y 99,7% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.
11. Un proceso según la reivindicación 9, en donde la concentración del líquido de absorción primaria sustancialmente en toda la zona de absorción de recuperación de calor primaria está entre 99,1% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y 99,3% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.
- 45 12. Un proceso según la reivindicación 9, en donde dicho gas de conversión se introduce en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria sin eliminación intermedia de calor del gas de conversión entre dicha zona de inyección de vapor de agua y dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.
- 50 13. Un proceso según la reivindicación 9, en donde la relación de flujo másico de dicho líquido de absorción que ingresa a dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria a trióxido de azufre equivalente que ingresa a dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria está entre 30 y 50.
14. Un proceso según la reivindicación 9, en donde el calor generado por reacción de trióxido de azufre y agua, condensación de ácido sulfúrico y/o absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción se transfiere a un fluido de transferencia de calor en una cantidad de al menos 1160 KJ por kilogramo de SO<sub>3</sub> equivalente (500 Btu por libra

de SO<sub>3</sub> equivalente) que ingresa a dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria, calentando así el fluido de transferencia de calor a al menos 150°C.

5 15. Un proceso según la reivindicación 14, en donde el calor se transfiere desde dicho ácido de absorción para generar vapor a una presión de al menos 4 bar, y en donde la cantidad de vapor generado es de al menos 0,55 toneladas por tonelada de ácido sulfúrico producido a partir del SO<sub>3</sub> que ingresa en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.

16. Un proceso según la reivindicación 9, en donde el proceso comprende además:

10 poner en contacto la corriente de gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor primaria con un líquido de absorción secundaria que comprende ácido sulfúrico en una zona de absorción secundaria, en donde el SO<sub>3</sub> residual contenido en la corriente de gas que ingresa a dicha zona de absorción secundaria se recupera como ácido sulfúrico en el líquido de absorción secundaria,

15 en donde la concentración y la temperatura de la corriente de gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor primaria y la temperatura y el punto de rocío del gas de conversión que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor primaria son tales que permiten controlar la corriente de gas que sale de dicha zona de absorción secundaria para no contener más de 20 g/Nm<sup>3</sup> de neblina de ácido sulfúrico.

17. Un proceso según la reivindicación 16, en donde la corriente de gas que sale de la zona de absorción secundaria se pasa a través de un sistema eliminador de neblina a una velocidad de al menos 300 Nm<sup>3</sup> por hora por metro cuadrado de área de superficie del elemento eliminador de neblina transversal a la dirección del flujo de gas, conteniendo el gas que sale de dicho sistema eliminador de neblina menos de 0,1 g/Nm<sup>3</sup> de neblina ácida.

20 18. Un proceso según la reivindicación 16, en donde los caudales relativos de la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción secundaria y la corriente de líquido de absorción secundaria que ingresa a la zona de absorción secundaria son tales que la diferencia máxima entre la temperatura global local de la fase gaseosa y la temperatura global local de la fase líquida de absorción secundaria con la que el gas está en contacto no es mayor de 35°C dentro de cualquier lugar de contacto gas/líquido dentro de la zona de absorción secundaria que se define por una distancia constante desde la entrada de líquido hasta la zona.

19. Un proceso según la reivindicación 9, en donde la fuerza del ácido de absorción que sale de la zona de absorción primaria está entre 99,1% en peso y 99,8% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

30 20. Un proceso según la reivindicación 9, en donde el vapor de agua se introduce en el gas de conversión en una proporción suficiente para aumentar la temperatura del gas de conversión a entre 270°C y 330°C, y dicho gas de conversión se introduce en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria a una temperatura entre 270°C y 330°C.

35 21. Un proceso según la reivindicación 9, en donde el líquido de absorción circula entre la zona de absorción de recuperación de calor primaria y tanto un intercambiador de calor indirecto principal como un intercambiador de calor indirecto auxiliar, en cada uno de los cuales intercambiadores de calor, el calor generado por reacción de trióxido de azufre y el agua, la condensación de ácido sulfúrico y/o la absorción de trióxido de azufre en el líquido de absorción se transfiere desde el líquido de absorción circulante, transfiriéndose el calor a un fluido de transferencia de calor principal en el intercambiador de calor indirecto principal, calentando así el fluido de transferencia de calor principal a al menos 150°C, transfiriéndose el calor a una corriente de agua en el intercambiador de calor indirecto auxiliar, generando así vapor de agua para inyección en el gas de conversión en la zona de inyección de vapor de agua.

40 22. Un proceso según la reivindicación 9, en donde la proporción de vapor de agua introducida en la corriente de gas de conversión, la fuerza del ácido sulfúrico y la temperatura del líquido de absorción introducido en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria, y la relación L/G en la zona de absorción de recuperación de calor primaria son tales que la relación molar de vapor de ácido sulfúrico a SO<sub>3</sub> es al menos 1,2 en la ubicación de la concentración máxima de vapor de ácido sulfúrico en dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.

45 23. Un proceso según la reivindicación 9 que comprende además:

50 poner en contacto la corriente de gas que sale de la zona de absorción de recuperación de calor primaria con un líquido de absorción secundaria que comprende ácido sulfúrico en una zona de absorción secundaria, en donde el SO<sub>3</sub> residual contenido en la corriente de gas que ingresa a la zona de absorción secundaria se recupera como ácido sulfúrico en el líquido de absorción secundaria, siendo la relación de flujo másico del líquido de absorción secundaria que ingresa a la zona de absorción de recuperación de calor primaria al flujo de gas total que ingresa en la zona de absorción secundaria entre 0,4 y 1,5; y

pasar el gas que sale de la zona de absorción secundaria a través de un sistema eliminador de neblina a una velocidad entre 340 y 500 Nm<sup>3</sup> por hora por metro cuadrado de área de superficie del elemento eliminador de neblina transversal a la dirección del flujo de gas.

24. Un proceso según la reivindicación 9, que comprende además controlar la concentración de ácido sulfúrico del líquido de absorción de modo que la diferencia entre la concentración del líquido de absorción y la concentración de azeótropo no sea superior a +1,0% en peso a lo largo de dicha zona de absorción de recuperación de calor primaria.

5 25. Un proceso según la reivindicación 9, que comprende además controlar la concentración del líquido de absorción de modo que la diferencia entre la concentración del líquido de absorción y la concentración de azeótropo a la salida del gas no sea inferior a -0,1% en peso.

FIG. 1

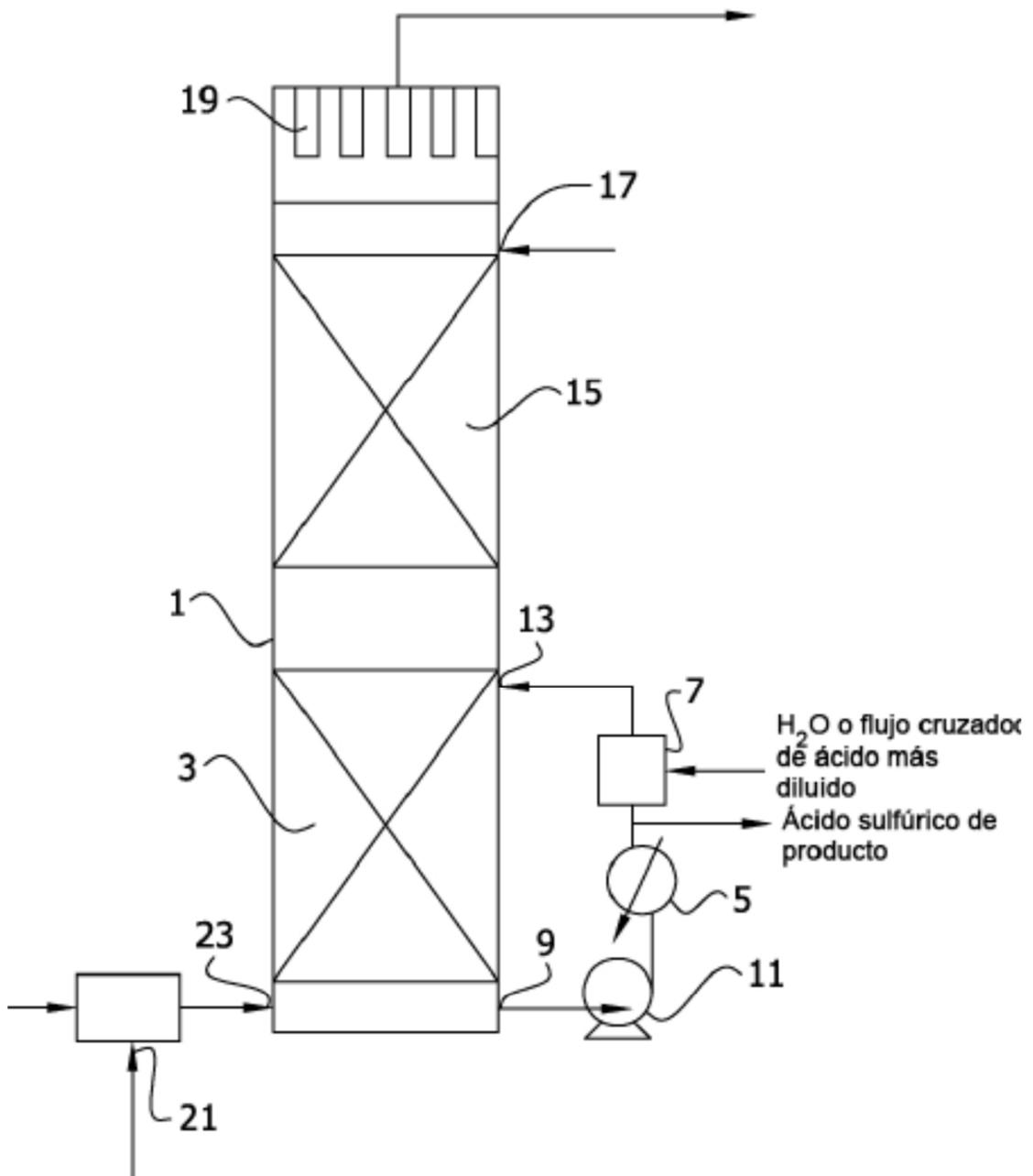


FIG. 2

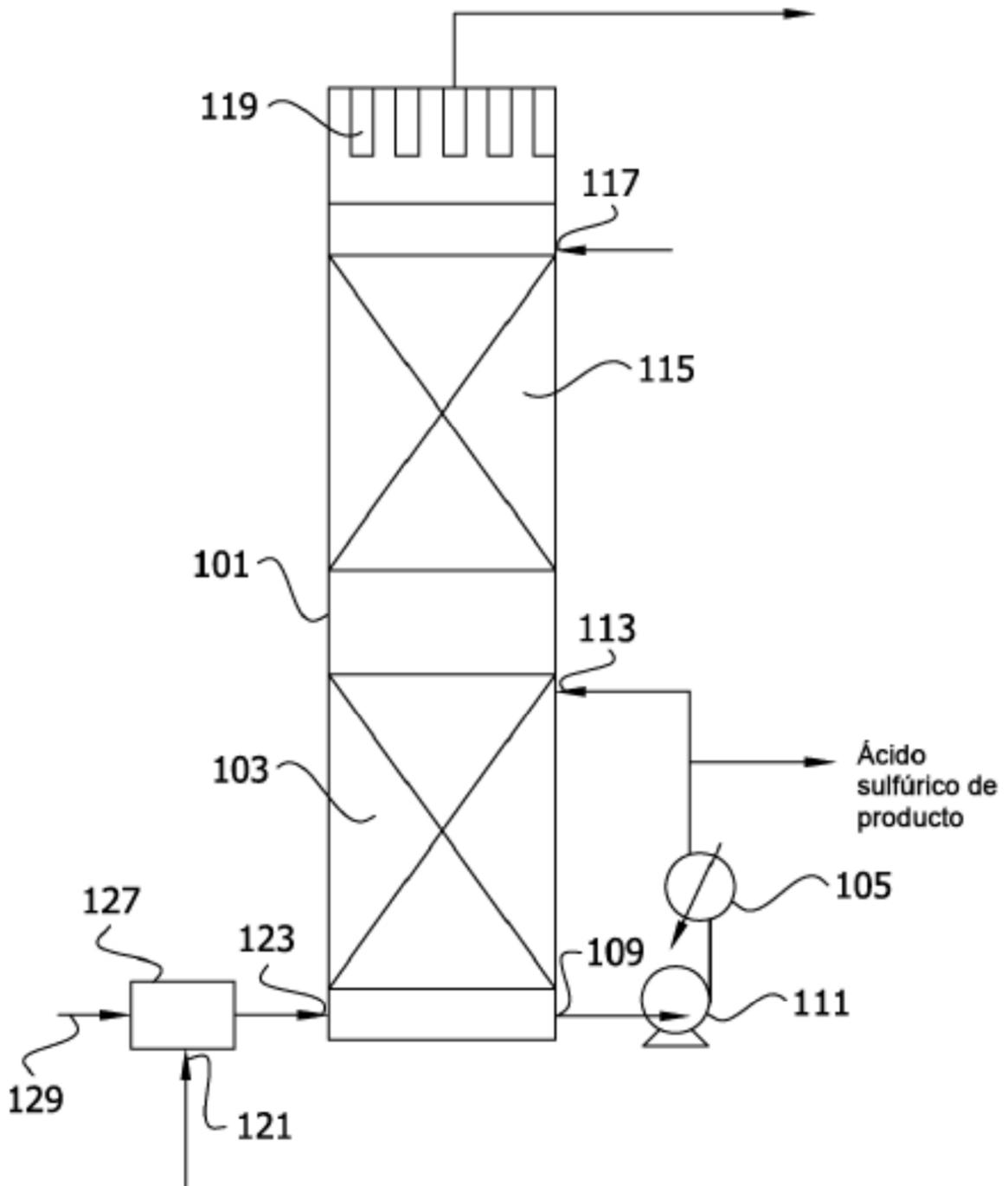


FIG. 3

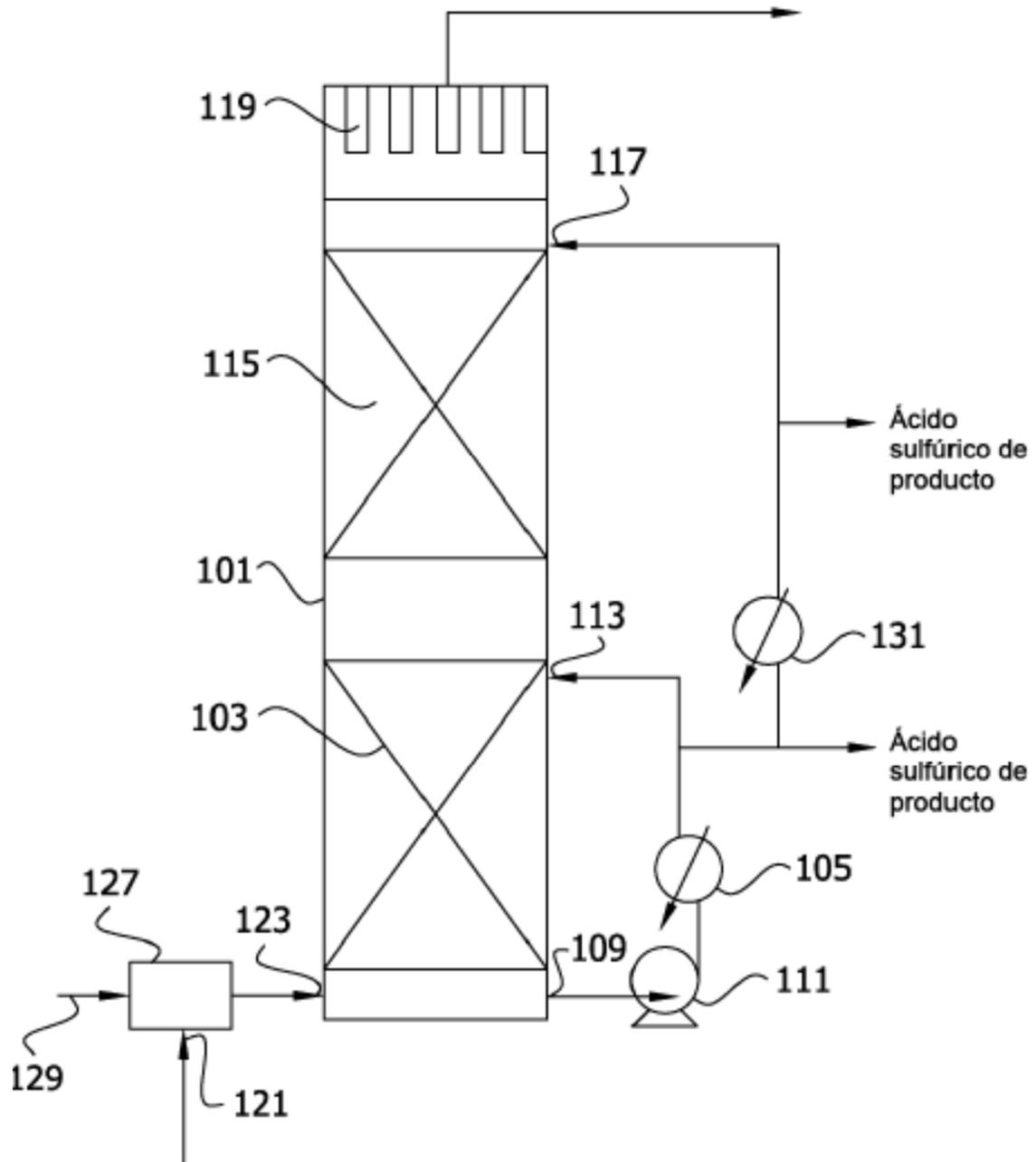


FIG. 4

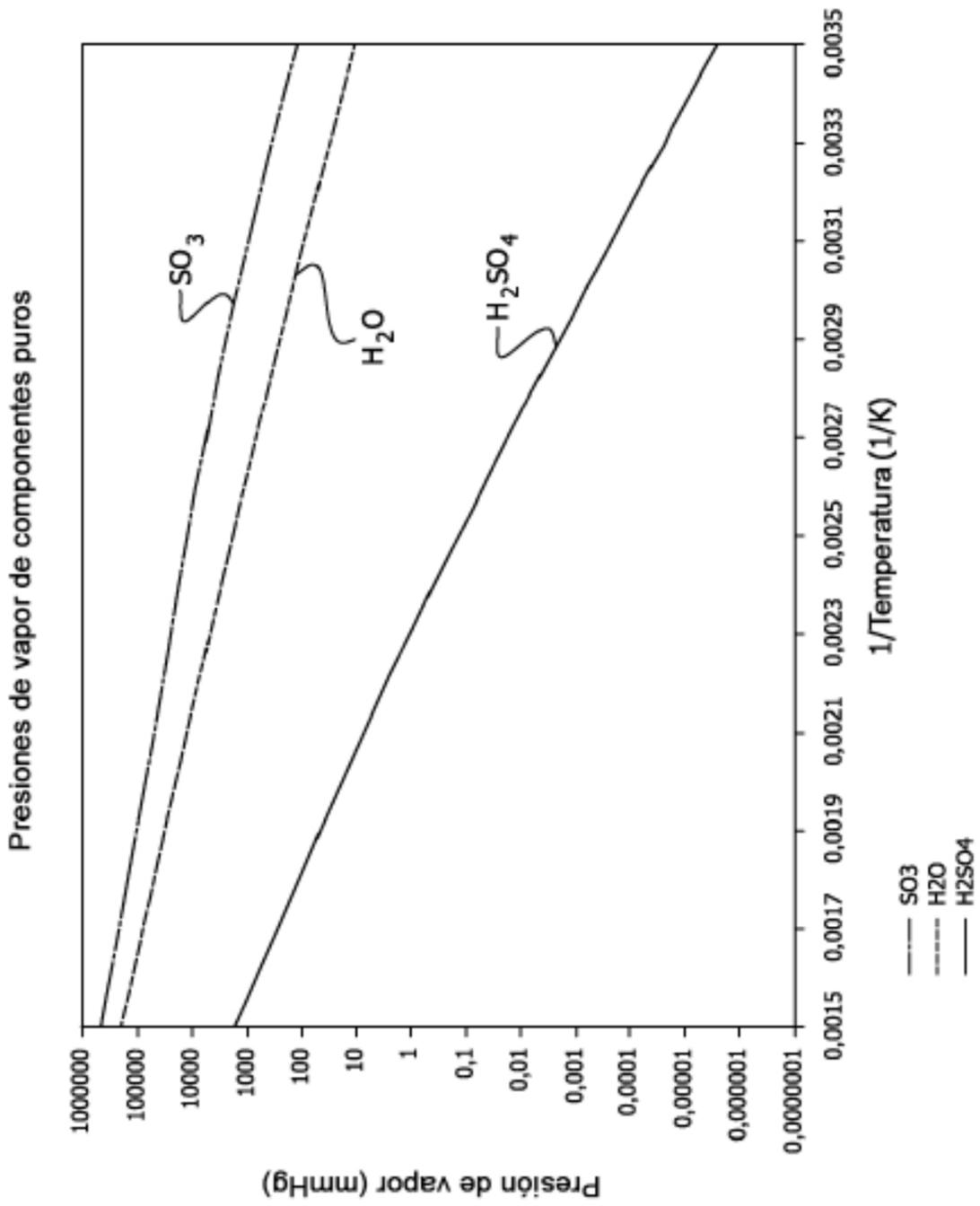


FIG. 5

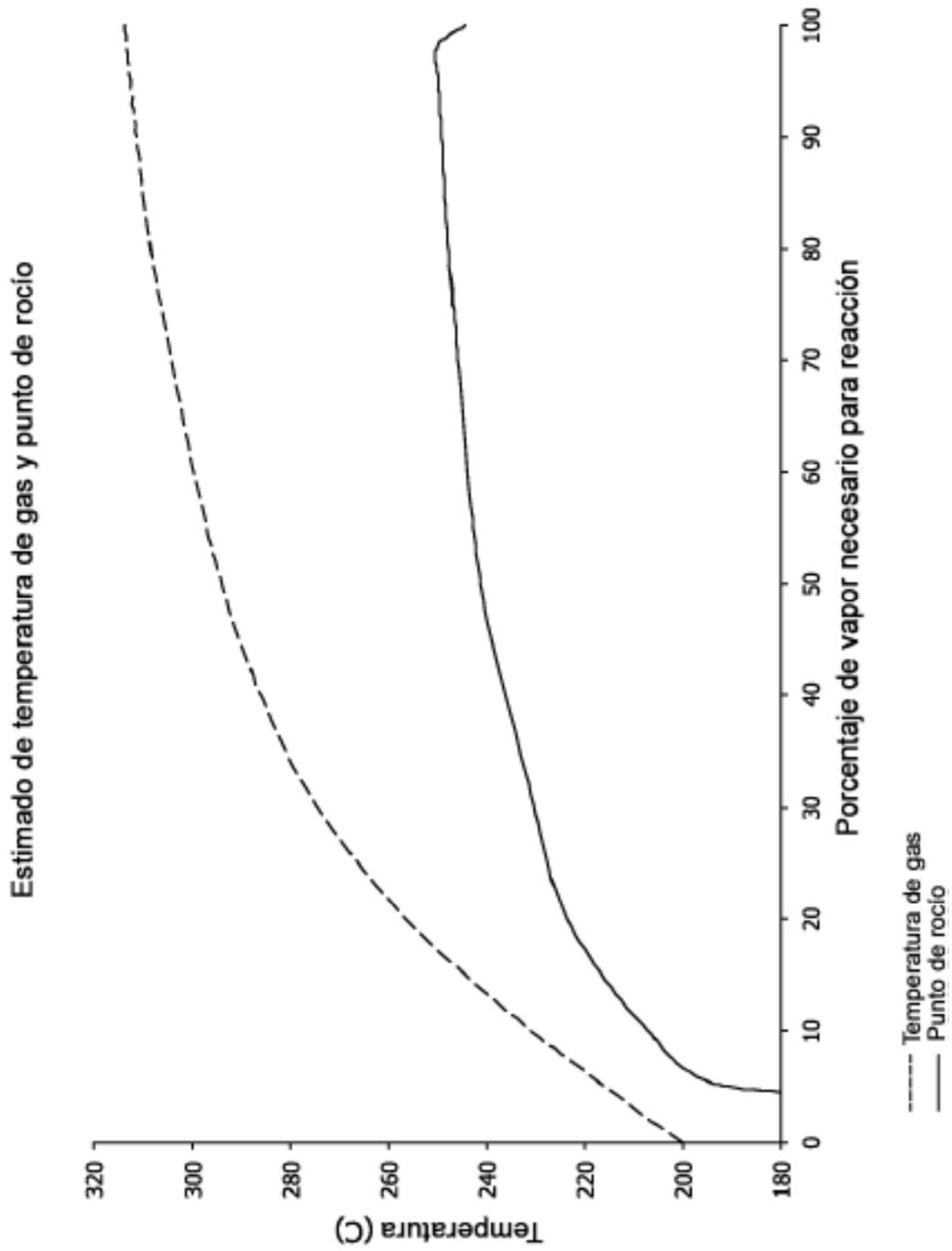


FIG. 6

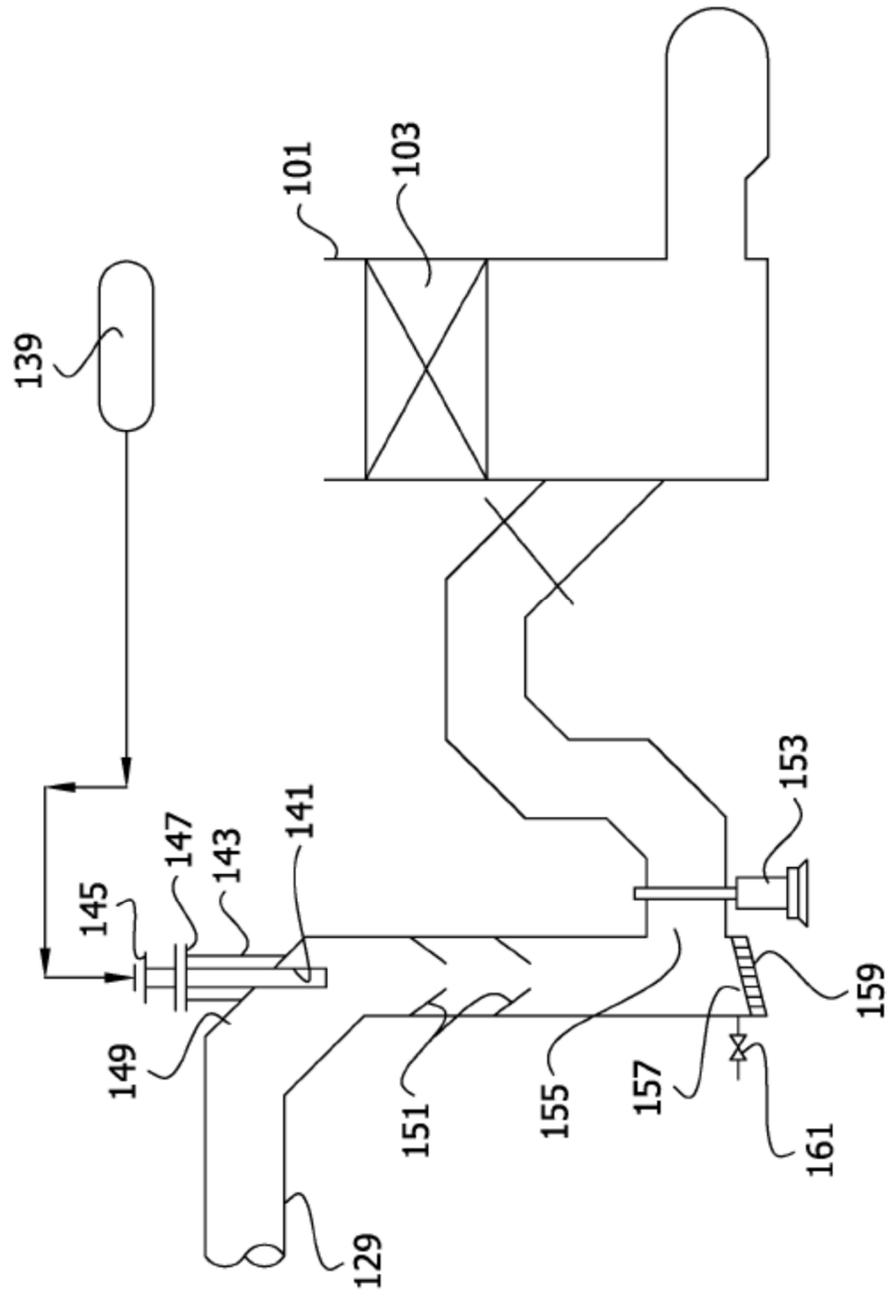


FIG. 7

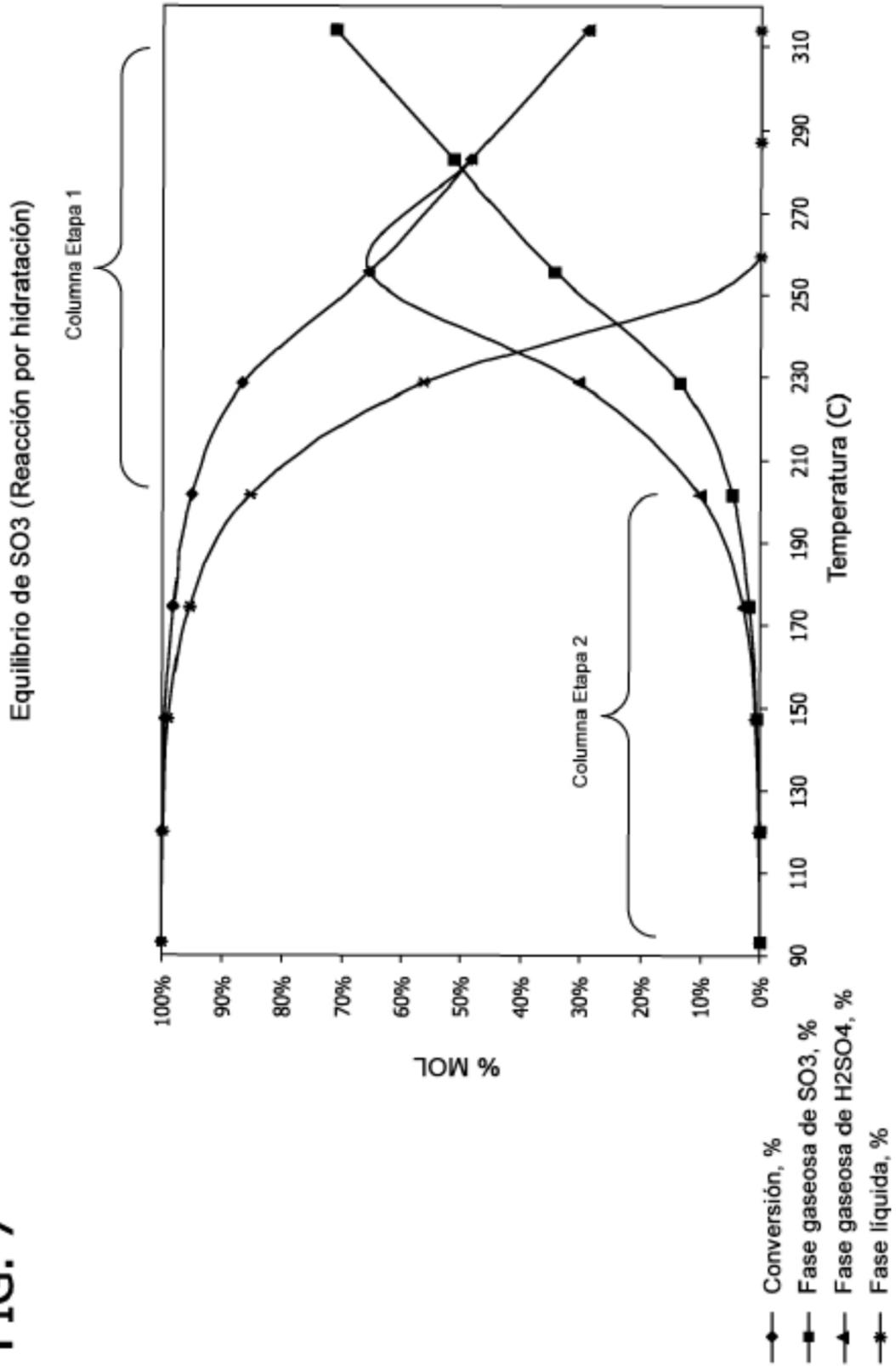


FIG. 8

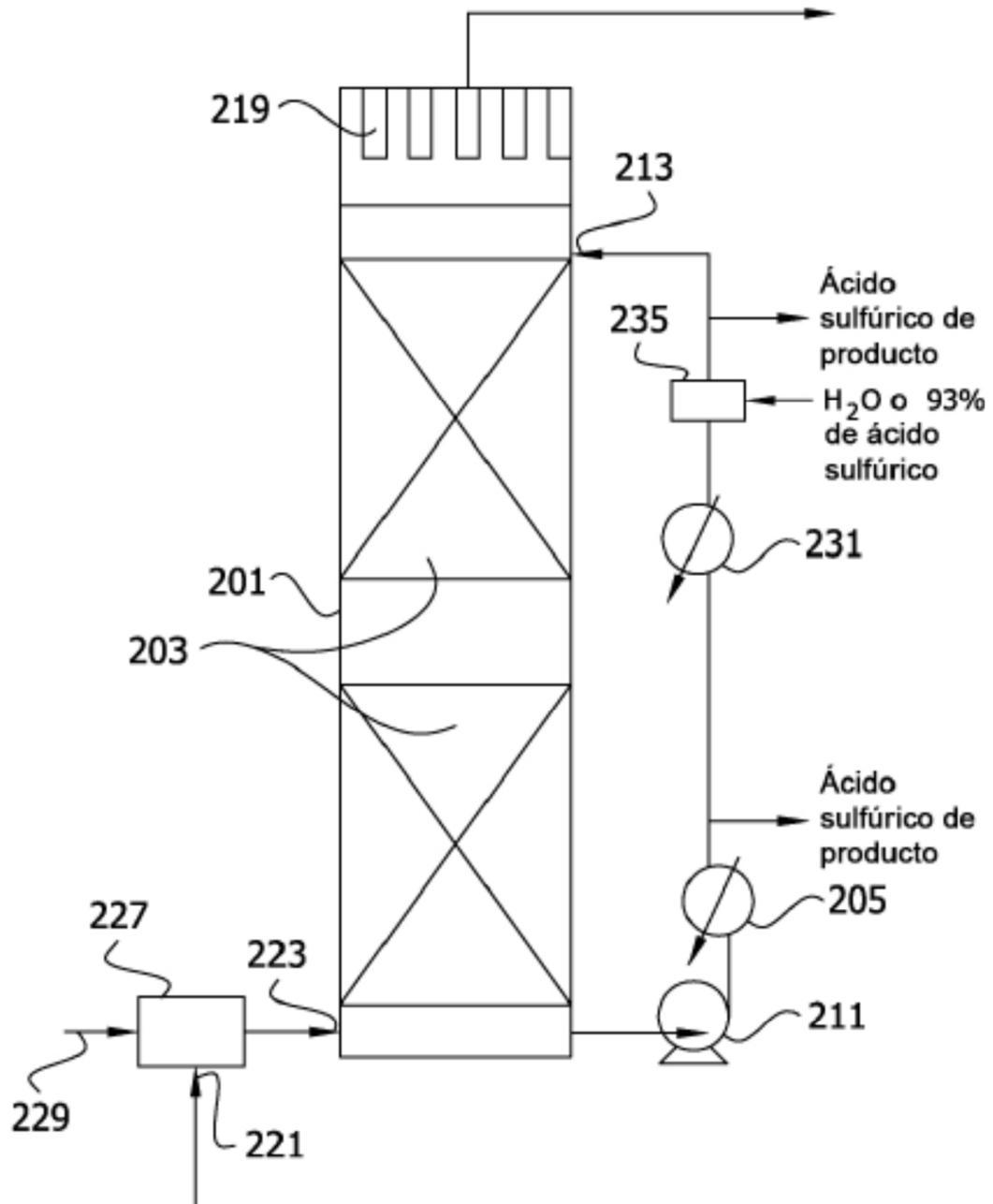








FIG. 12

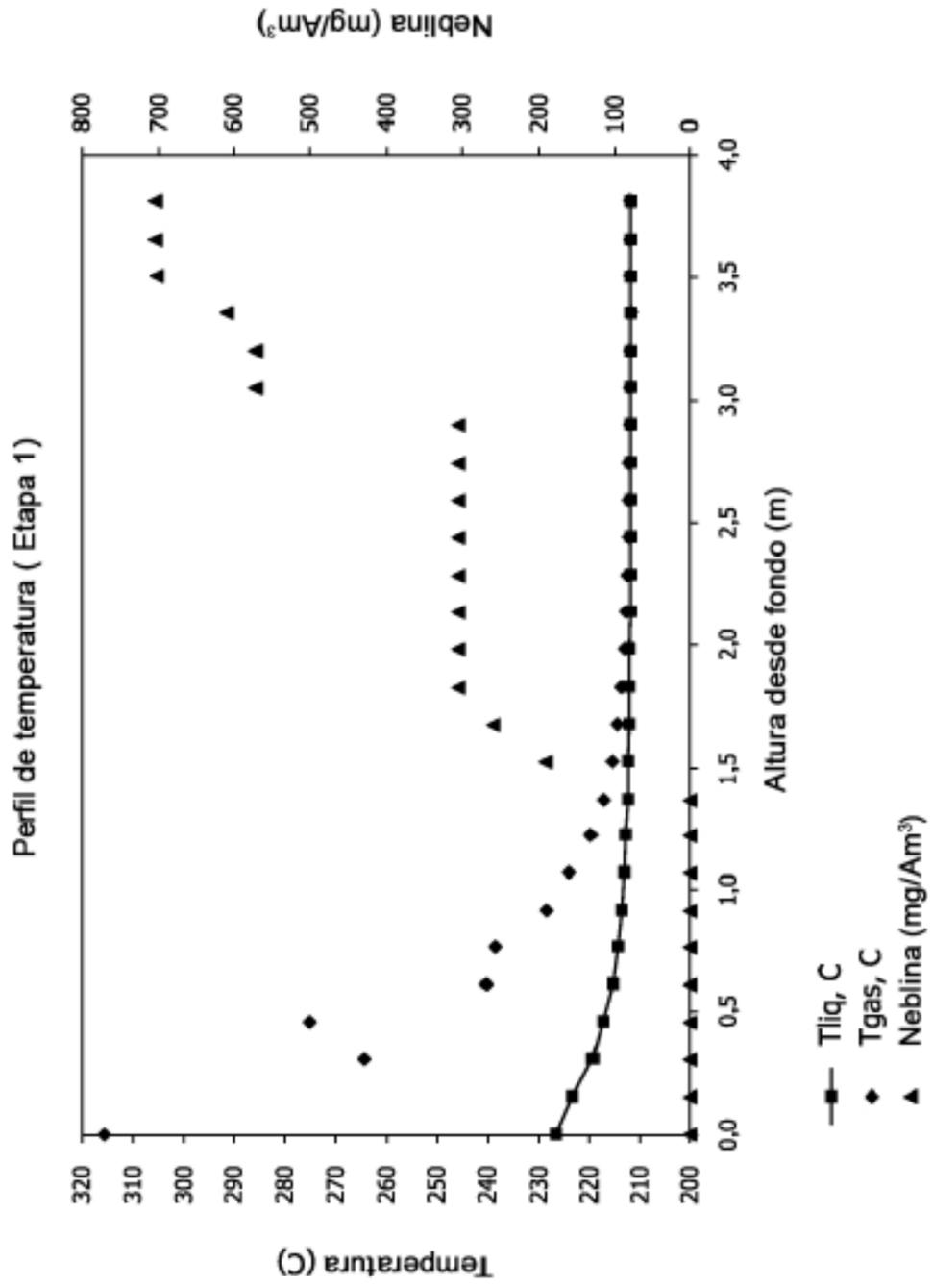


FIG. 13

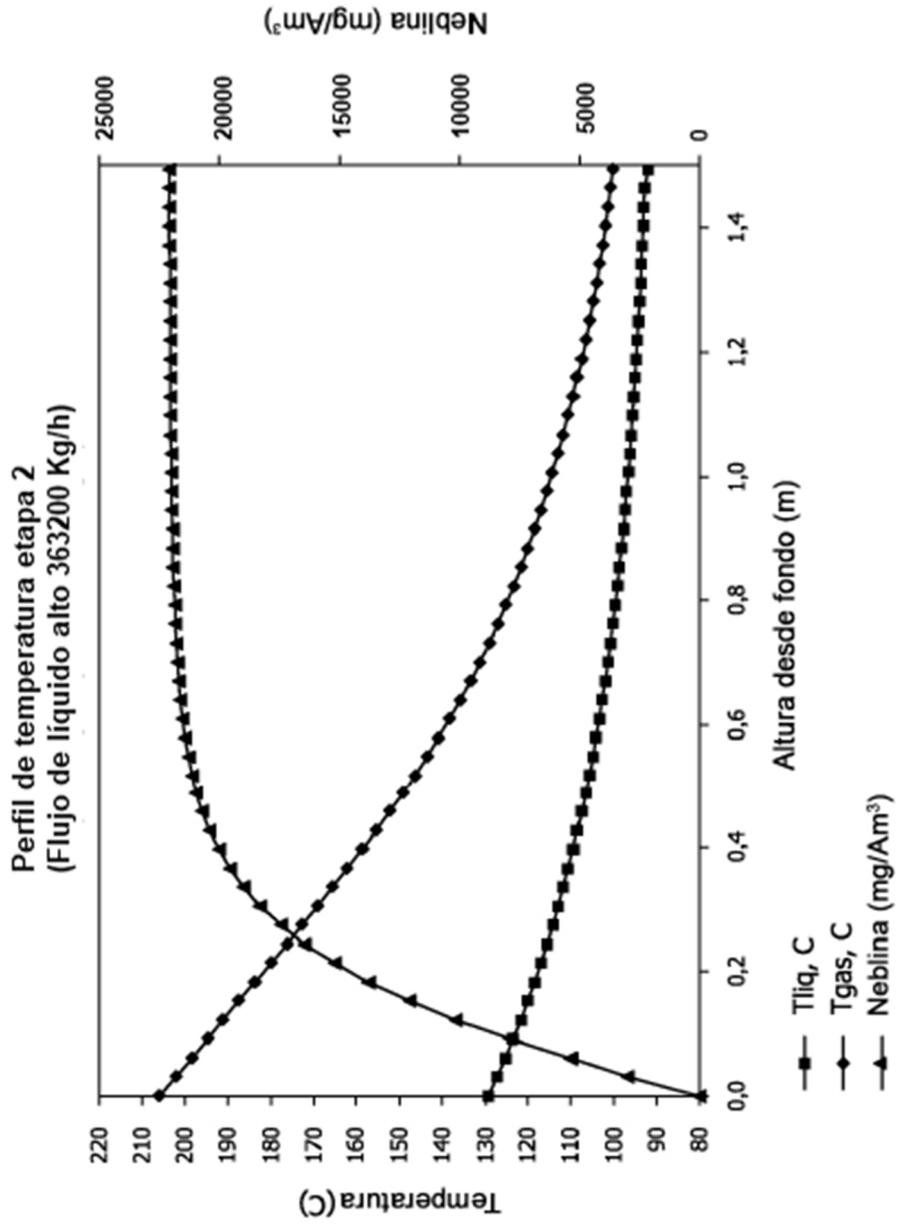


FIG. 14

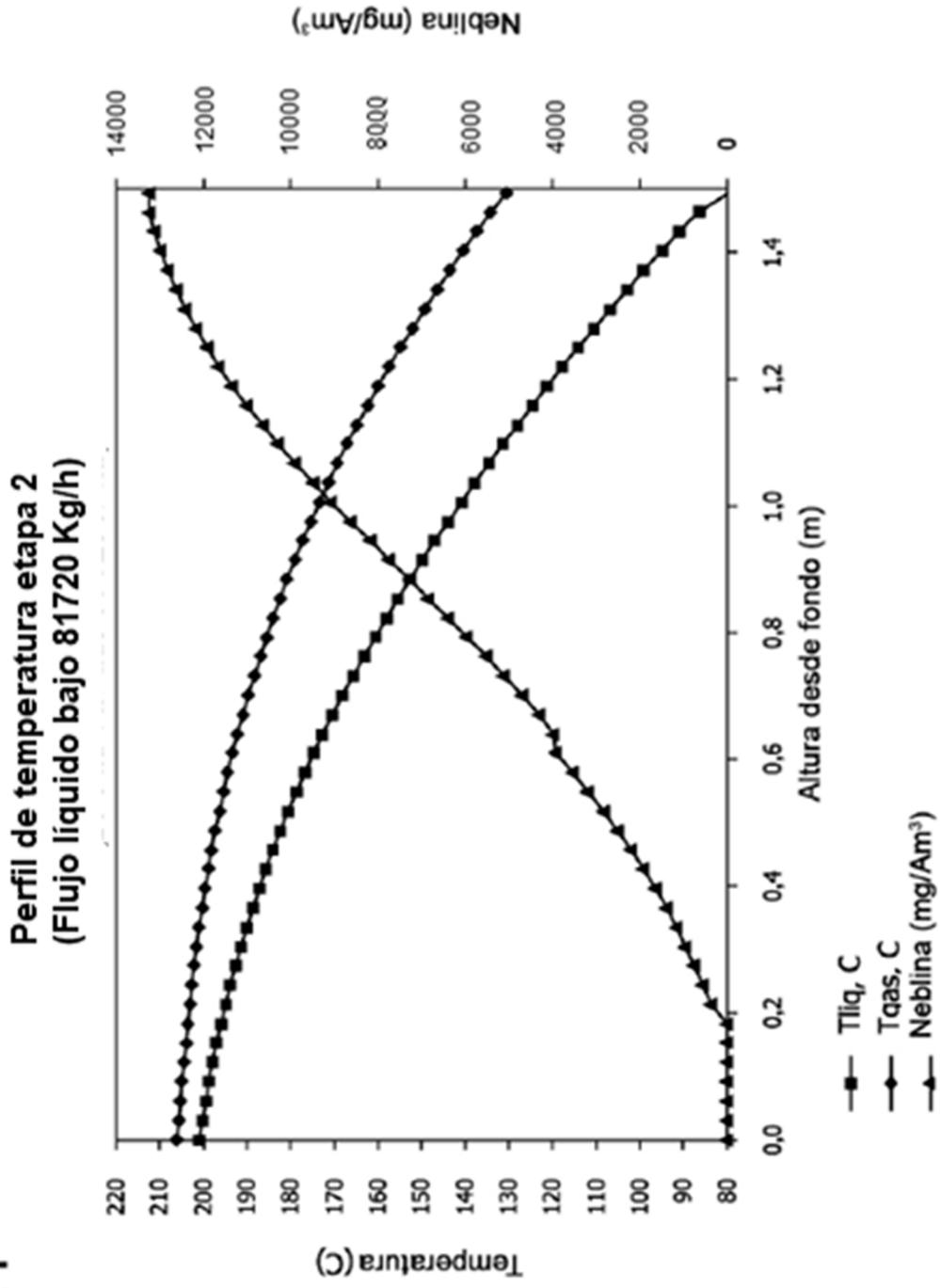


FIG. 15

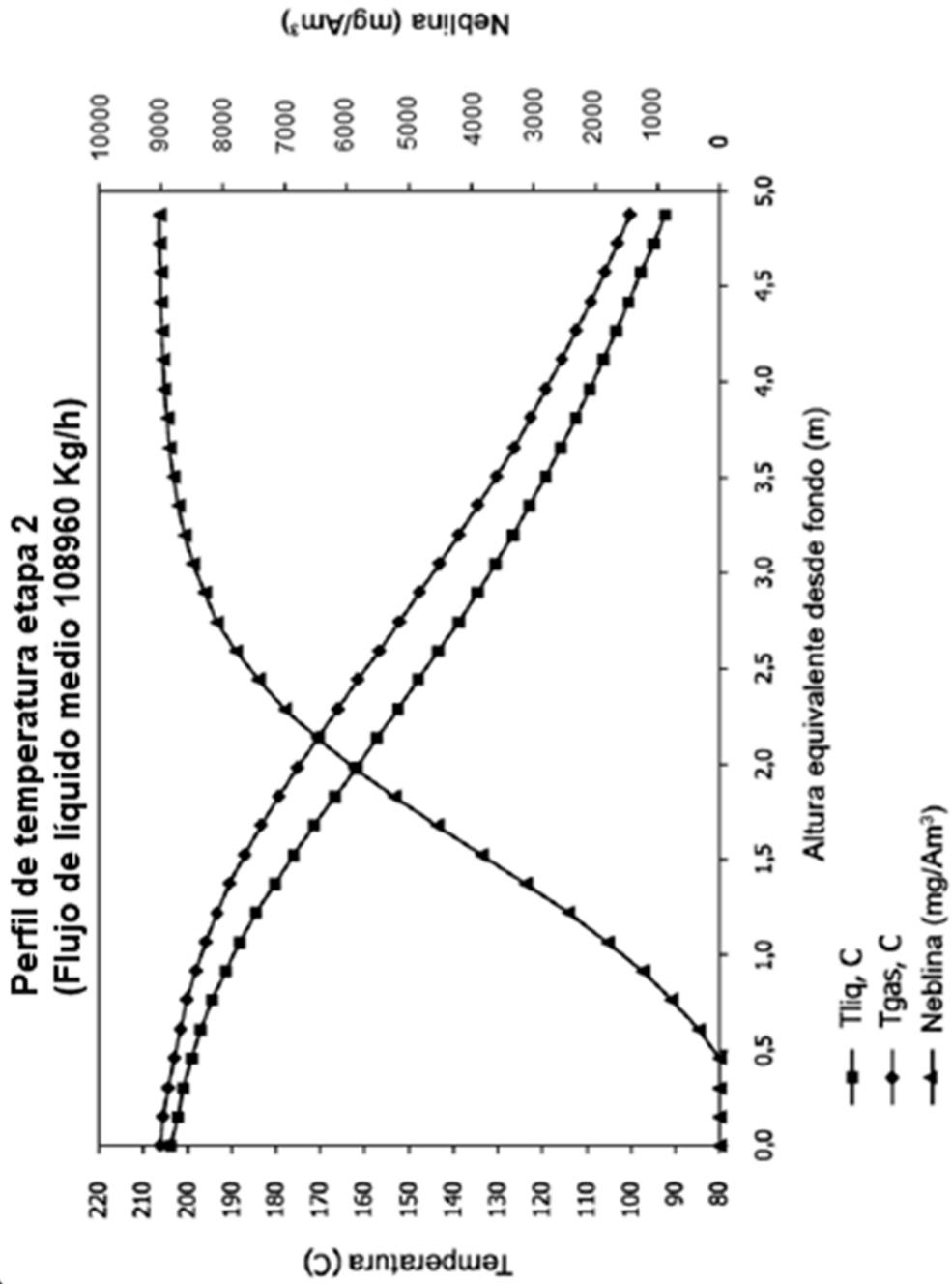


FIG. 16

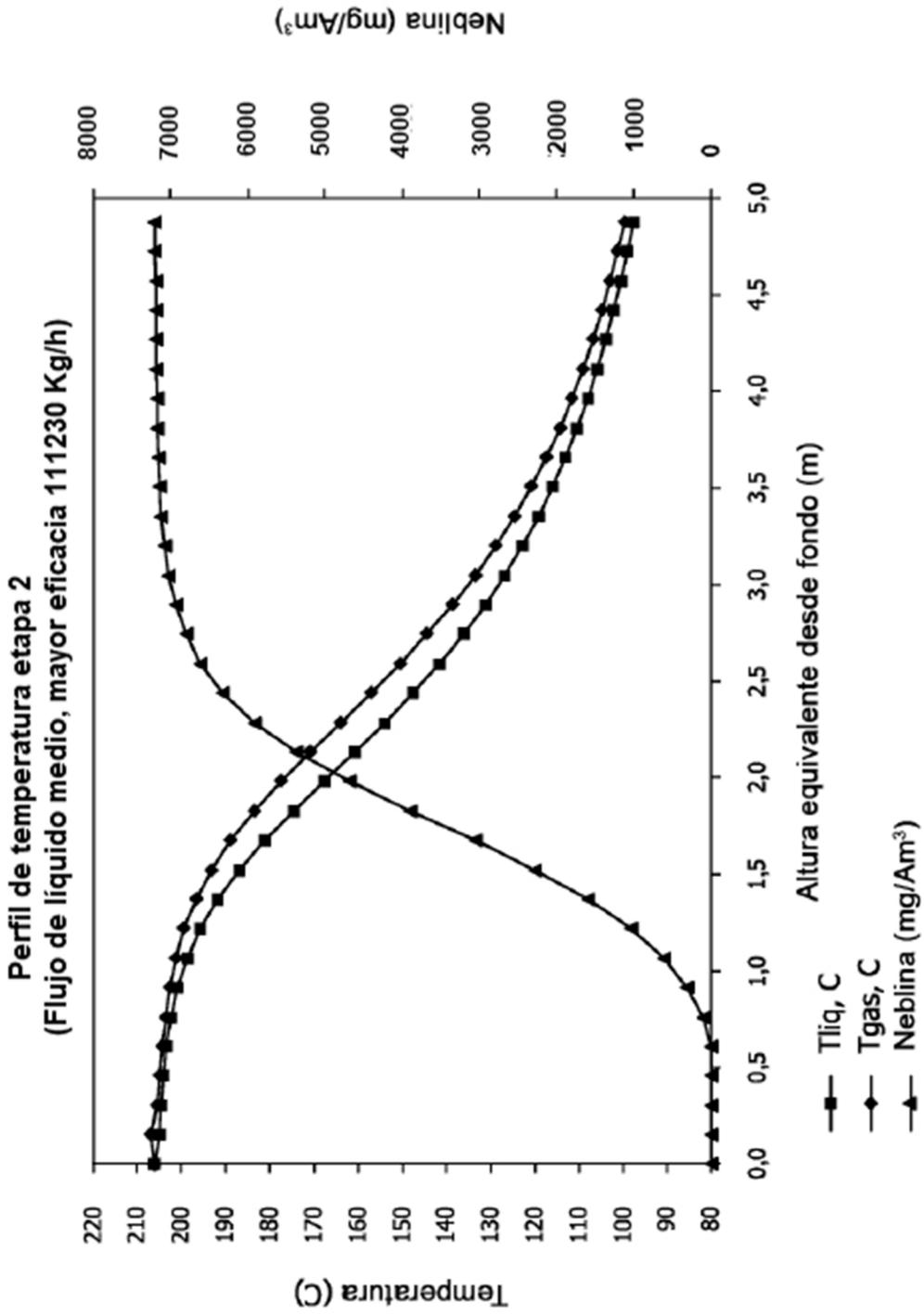


FIG. 17

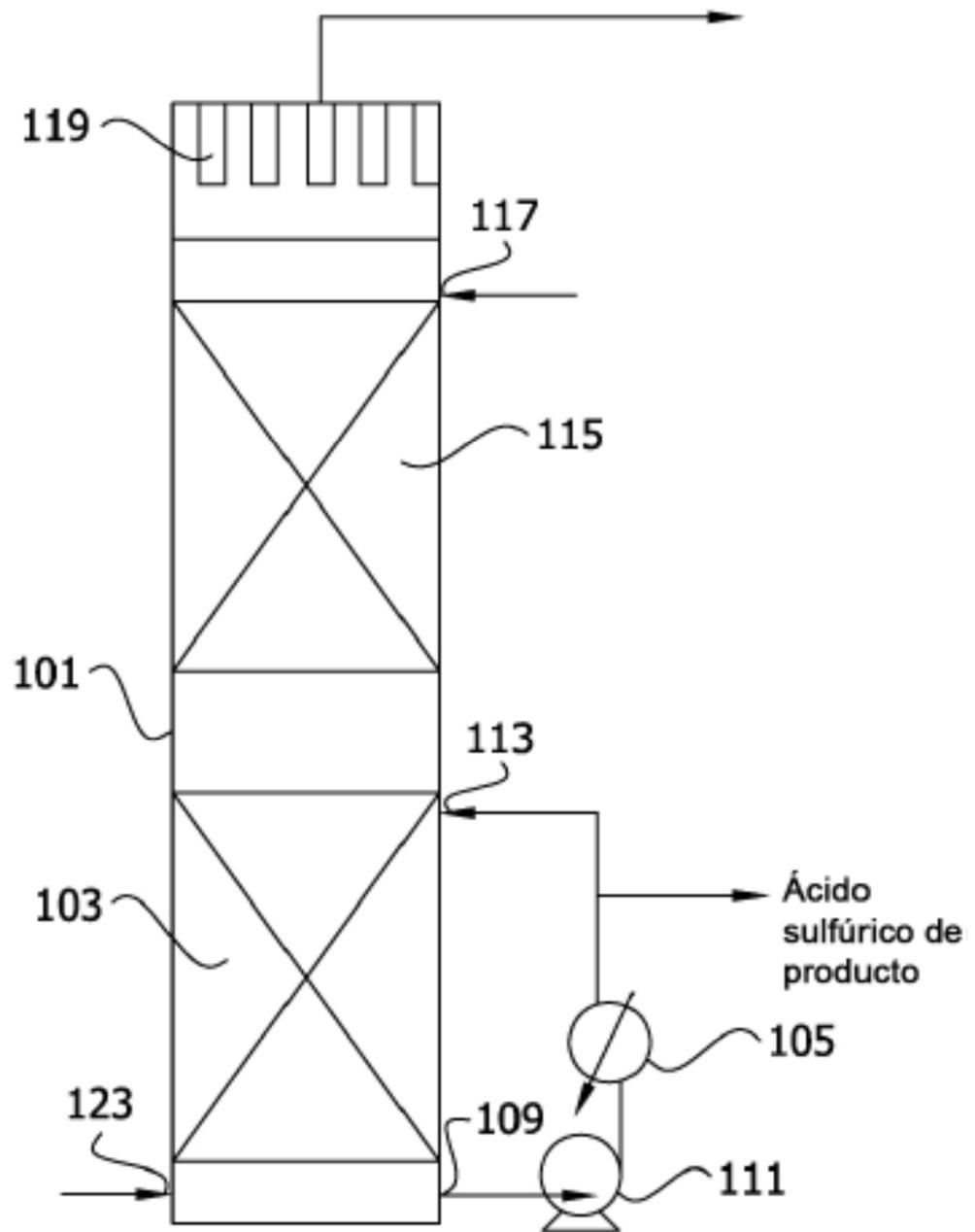


FIG. 18

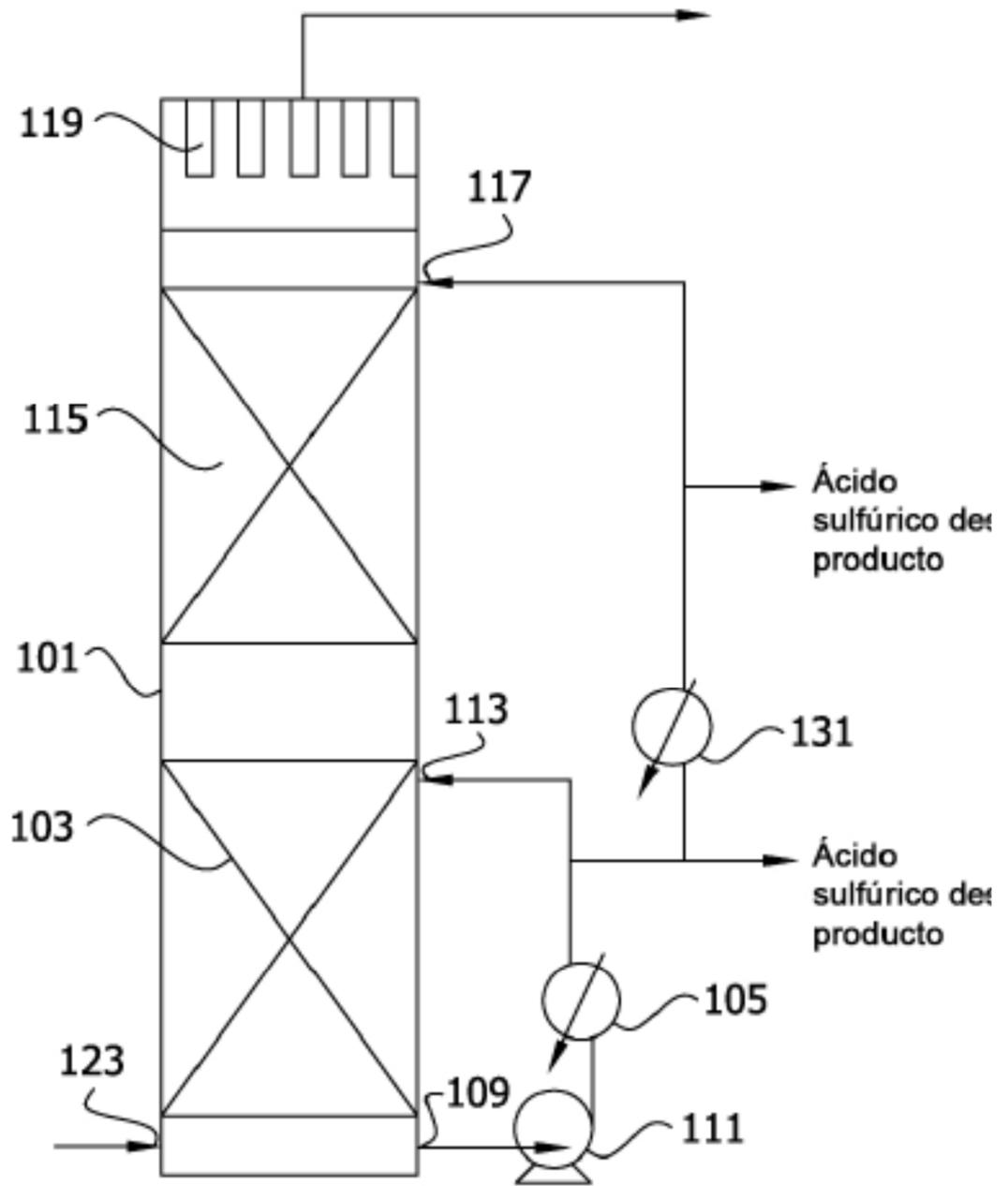


FIG. 19

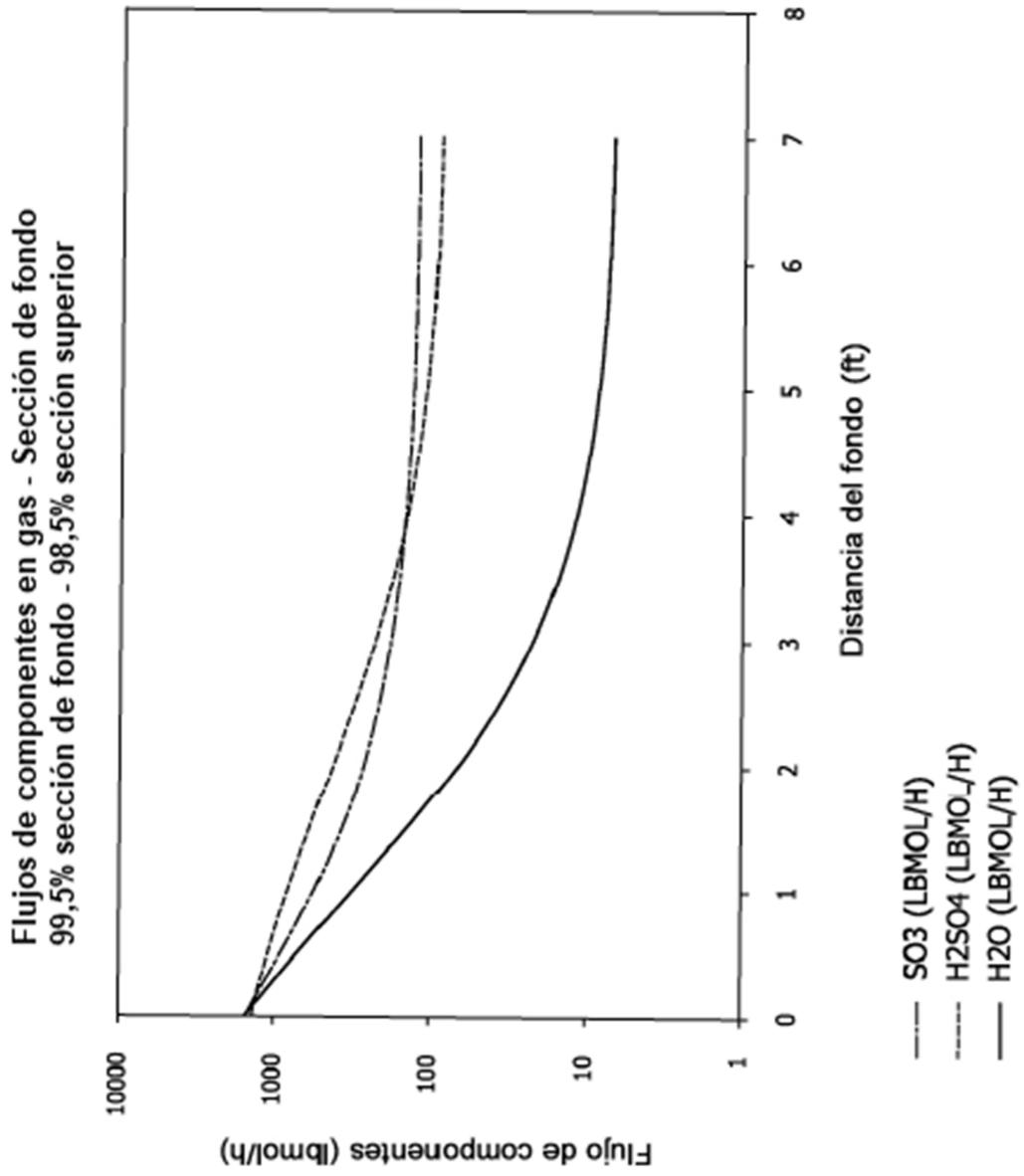


FIG. 20

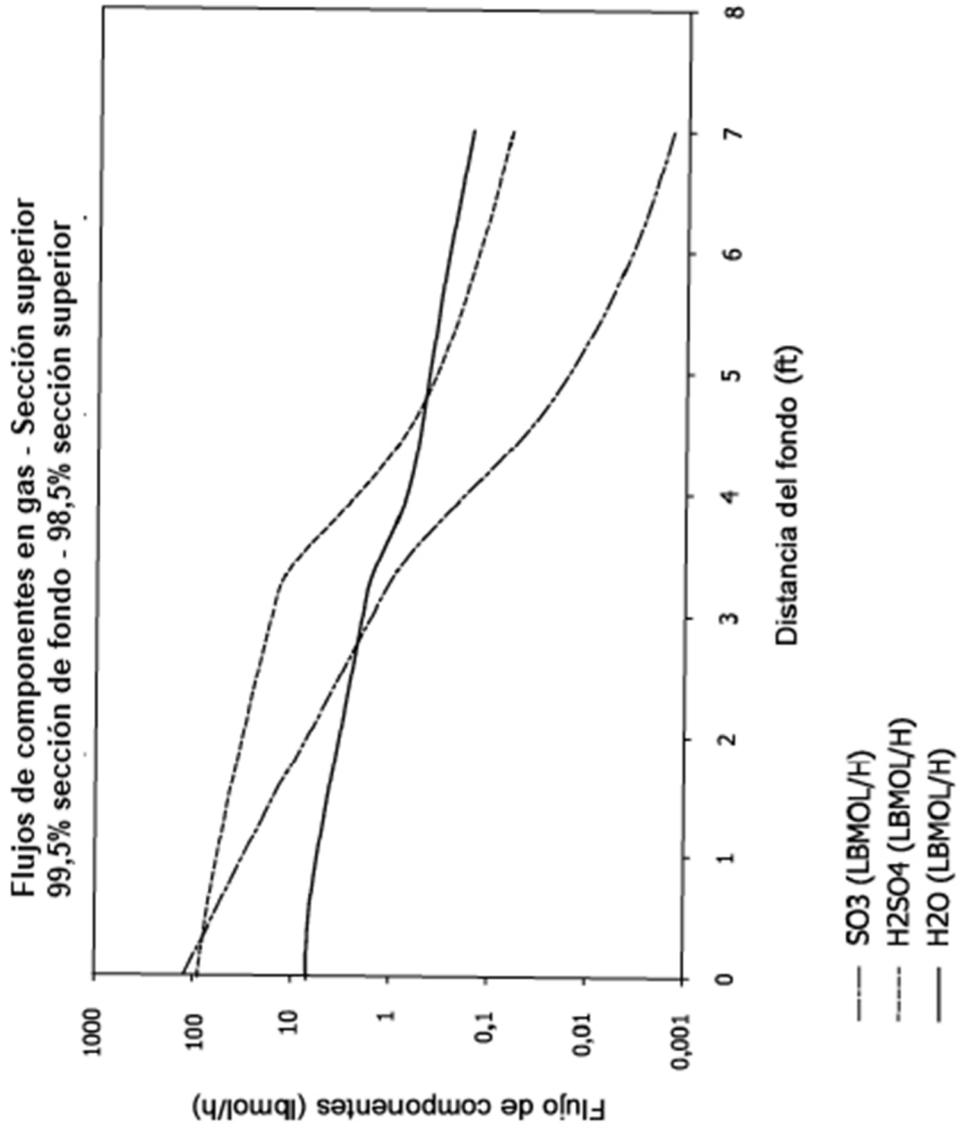


FIG. 21

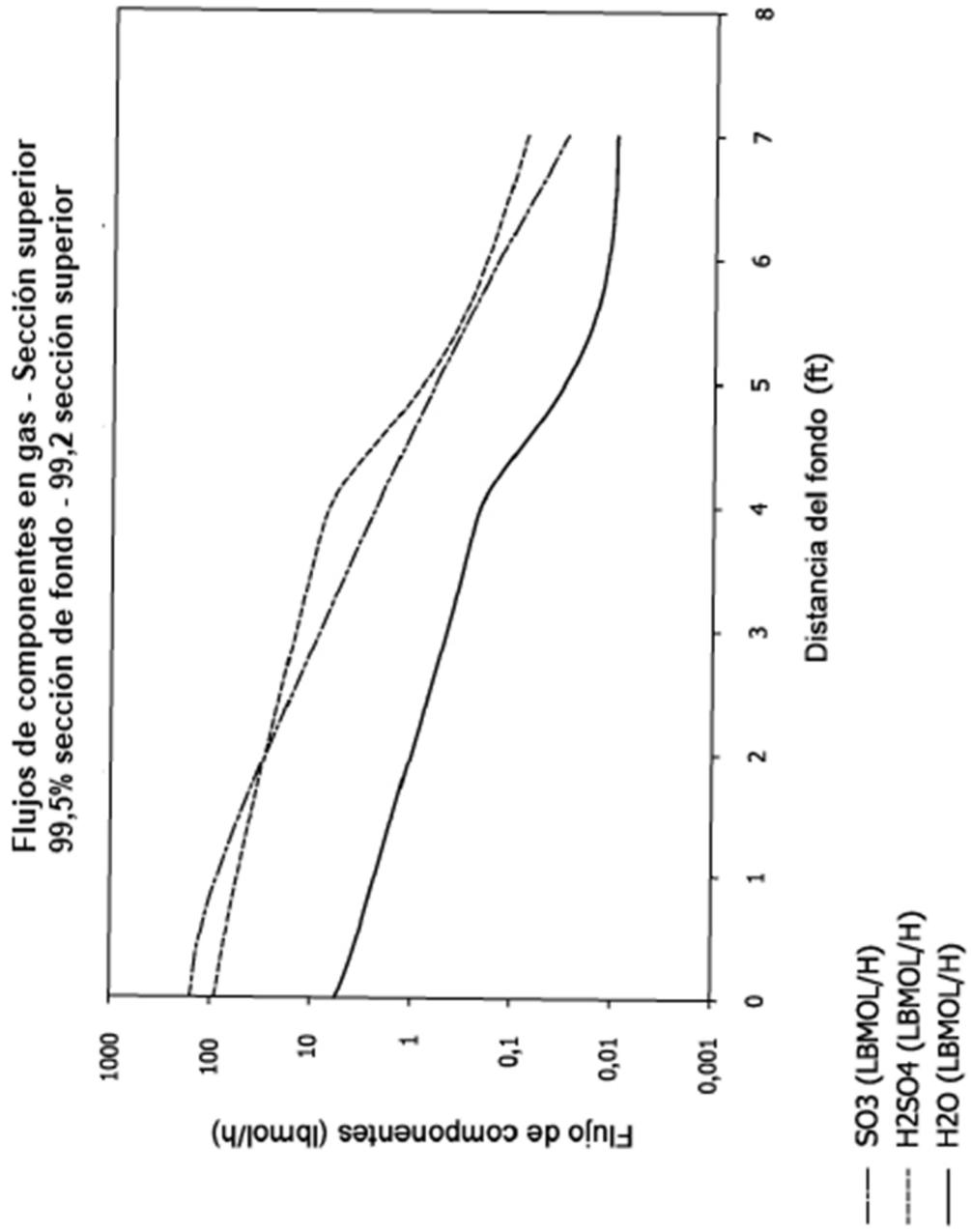
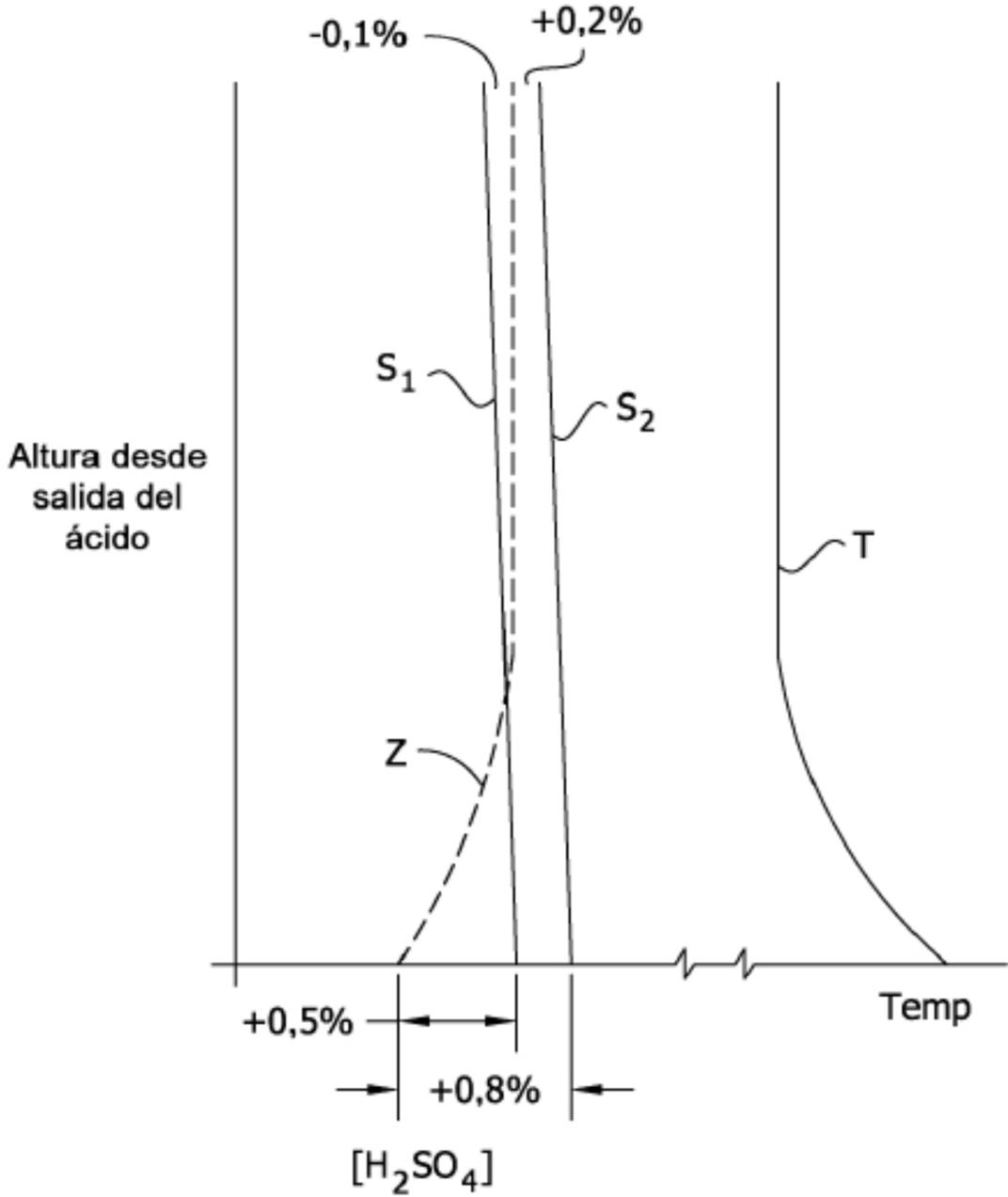


FIG. 22



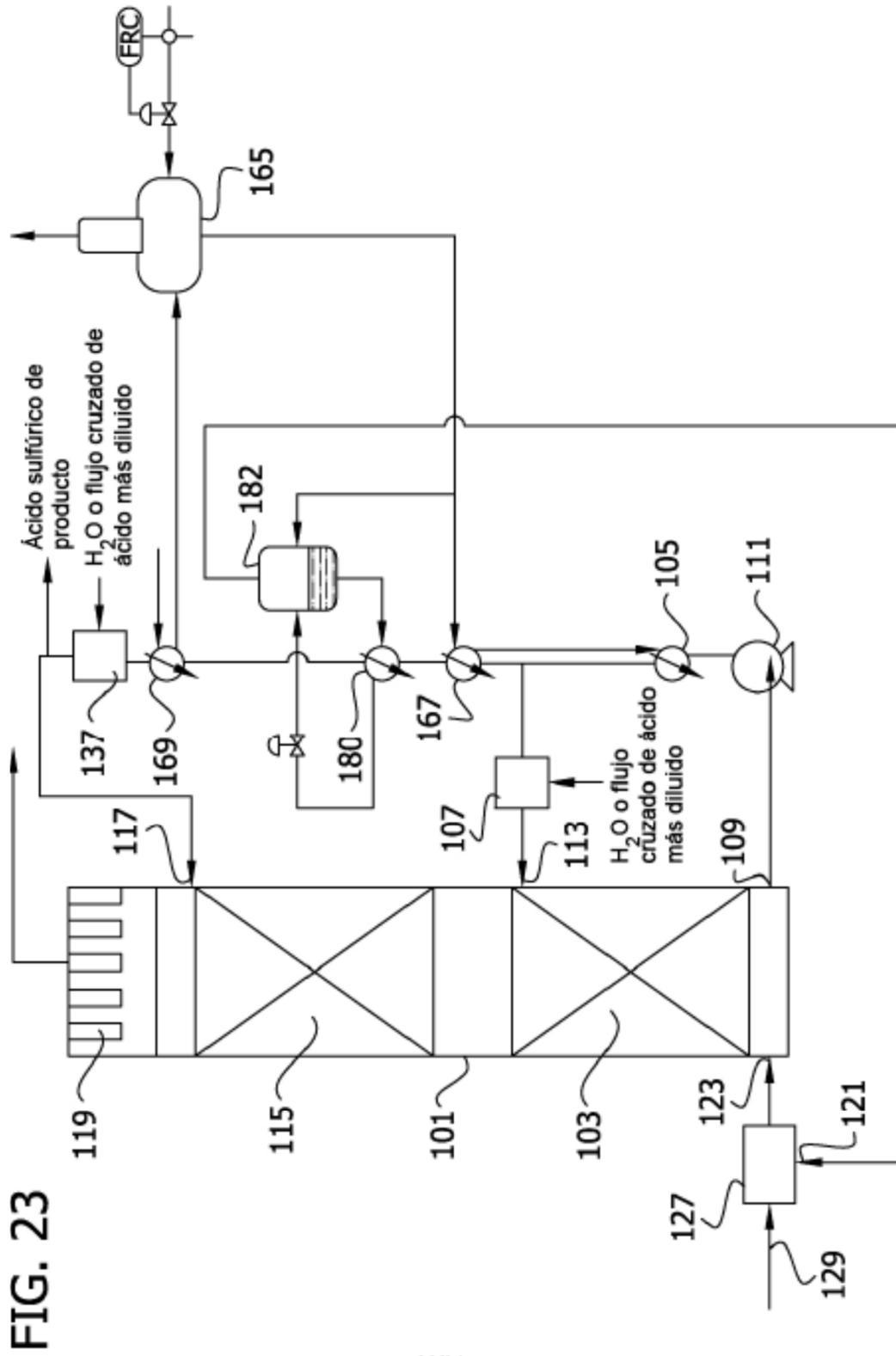


FIG. 23

FIG. 24

