

317694



317694

PATENTE DE INVENCION

que por veinte años, para España y sus Posesiones, se solicita a favor de la firma: CHEMIEBAU DR. A. ZIEREN G.M.B.H., entidad alemana, domiciliada en KÖLN (ALEMANIA), Aachener Strasse 958, por: "PROCEDIMIENTO CATALITICO PARA LA OBTENCION DE ACIDO SULFURICO EN VARIAS ETAPAS DE CONTACTO Y DE ABSORCION".

Memoria Descriptiva

Objeto de la presente invención es un procedimiento catalítico para la obtención de ácido sulfúrico de gases de la combustión de azufres secos y prácticamente libres de polvo en varias etapas de contacto y de absorción. El gas para el mechero de cualquier concentración de  $SO_2$  técnicamente corriente fluye eventualmente primero por una caldera de recuperación, luego por un transmisor calorífero, donde, enfriándose desde 460 - hasta 430° aproximadamente, calienta el gas de escape de la primera absorción de  $SO_3$  a 410 - 430° aproximadamente, entrando en la primera etapa de contacto. Para la graduación de las temperaturas iniciales más favorables o la oxidación catalítica en la primera capa de contacto puede añadirse - todavía aire frío y seco. Pasado por la primera capa catalizadora el gas reaccionante es enfriado directamente con aire seco. Después de la segunda capa es evacuado calor por generación o recalentamiento de vapor. Después de la tercera capa ya han sido transformados 85 hasta 95% en  $SO_3$ .

317694



15 El gas es refrigerado por generación de vapor a 200 - 180º y luego rocía  
do en una columna con ácido sulfúrico concentrado que absorbe el SO<sub>3</sub> for  
mado. El gas de escape resultante de la absorción y liberado del rociado  
pasa por el ya mencionado transmisor calorífero a la cuarta etapa de ca-  
talización, donde es transformado en 99,7 hasta 99,9% de la cantidad ini-  
20 cial de SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub>. Después de la refrigeración a 200-180º por genera-  
ción de vapor es absorbido también el SO<sub>3</sub> restante en una columna por -  
ácido sulfúrico concentrado y evacuado el gas de escape a la atmósfera.

En la Fig. 1 está ilustrado en esquema el procedimiento según  
la invención. El inyector 1 transporta aire a presión a través de la co-  
25 lumna desecadora 2 al horno de azufre 3 con la caldera de recuperación -  
4. En el transmisor calorífero 5 cede el gas de combustión tanto calor -  
al gas de escape del absorbedor intermedio 10 dotado del separador por -  
rociado 11, que es necesario para llegar a la temperatura inicial de la  
última etapa de contacto 7d. El gas de combustión no se enfría en conse-  
30 cuencia tanto que baje el mismo completamente hasta la temperatura ini-  
cial en la primera etapa de contacto 7a, sino que es limpiado en el fil-  
tro 6 de pequeñas cantidades de polvo y llevado, en caso necesario me-  
diante aire seco, a la temperatura exacta y entrado en el aparato de con-  
tacto. El gas reaccionado es mezclado con aire seco antes de la segunda  
35 etapa 7b fuera de la caldera de contacto 7, para regular la temperatura  
y el contenido de oxígeno.

Antes de la tercera etapa 7c fluye el gas reaccionante por la  
caldera de recuperación o el recalentador 8. Después de esta capa han si-  
do transformados 85 hasta 95% del SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub>. El gas se enfría en la cal-  
40 dera de recuperación 9 hasta 180º aproximadamente, cediendo en el apar-  
to de absorción intermedia 10 el SO<sub>3</sub> al ácido sulfúrico en circulación.

Después de la segunda capa 7b han sido transformados 99,7 hasta  
99,9% aproximadamente de la cantidad inicial de SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub>. El gas es re-  
frigerado a 180º aproximadamente en la caldera de recuperación 12 y con-  
45 ducido a través del segundo aparato de absorción 13 dotado del separador

317694



por rociado 14. La absorción de  $SO_3$  es prácticamente completa. El gas de escape contiene sólo 0,1 hasta 0,3% de la cantidad de  $SO_2$  reaccionada.

Según la patente alemana 442.036 se utiliza para el nuevo precalentamiento del gas después de la primera absorción el calor de la reacción catalítica. Los ejemplos se refieren a gases con 10 hasta 12% de  $SO_2$ . En la memoria alemana 1.136.988 está descrito un procedimiento similar de la catálisis de  $SO_2$  y absorción de  $SO_3$  en varias etapas para gases de  $SO_2$  de 9 hasta 12% y que pueden proceder también de la combustión de azufre. Además del requisito de la correspondiente concentración faltan datos exactos. Tiene lugar una transmisión calorífica entre el gas de escape de la absorción intermedia y el gas reaccionante de una etapa de contacto. Para ello son necesarios, en relación con las altas concentraciones del gas, transmisores caloríferos relativamente grandes y en especial condiciones de funcionamiento uniformes. Instalaciones más antiguas que trabajan con concentraciones de  $SO_2$  de menos de 10% pueden ser modificadas, si es posible esto, para este método operatorio de varias etapas y de absorción sólo con costos considerables.

El procedimiento según la presente invención no tiene estas desventajas, porque la combustión de azufre suministra siempre más calor que el que sea necesario para el recalentamiento del gas de la primera absorción, y porque el gas de la combustión de azufre es mucho más caliente que el gas reaccionante en la salida de la penúltima etapa de contacto. El mismo sirve por tanto para gases de cualquier concentración técnicamente corriente, así pues también para los menos de 9 o más de 12% de  $SO_2$ . Además reducen las grandes diferencias de temperatura en el transmisor calorífero la superficie de caldeo del mismo considerablemente, en comparación con los conocidos procedimientos.

El método operatorio según la presente invención no debe tener que respetar en absoluto los contenidos de  $SO_2$ ; pues el contenido de calor y la temperatura del gas procedente de la combustión de azufre son siempre suficientes para precalentar con ellos el gas de escape de la primera absorción a temperaturas a que se reanuda la oxidación con seguridad



en la última etapa de contacto, pudiendo mantenerse el gas de la combustión de azufre igualmente lo suficientemente caliente para la iniciación de la oxidación en la primera etapa de contacto. Esto es de importancia especial para casos de interrupción de servicio. El transmisor calorífero es poco tiempo después de encenderse el quemador de azufre tan caliente que la última etapa de contacto vuelve a entrar en servicio con las anteriores casi tan rápidamente como las anteriores.

Según B. Waeser "La fabricación de ácido sulfúrico 1.961", página 323 y B. WAESER "Manual de la fabricación de ácido sulfúrico 1.930" página 1671 y páginas 1676 hasta 1677 es conocido utilizar el calor de los gases procedentes de la combustión de azufre para el precalentamiento del gas de SO<sub>2</sub> refrigerado y purificado. Para la oxidación por contacto, puesto que se utiliza sin embargo también para dicho objeto calor procedente de la oxidación por contacto, difiere el antiguo procedimiento de aquel de la presente invención considerablemente. Para métodos operativos con varias etapas de contacto o absorción no se ha utilizado todavía el gas de la combustión de azufre para el caldeo previo del gas de escape de la primera absorción.

Otro objeto de la presente invención es un procedimiento catalítico para la obtención de ácido sulfúrico de gases de tostación, gases de la combustión de ácido sulfúrico o azufre impuro, así como la separación de ácidos residuales en varias etapas de contacto y de absorción. Tales gases fluyen a través de un transmisor calorífero cuyas paredes transmisoras se pueden mantener sin dificultad a, por ejemplo, 350°, para evitar crustaciones por combinaciones de plomo y arsénio u otras sustancias de elevado punto de condensación. Calderas de vapor deberían trabajar para dicho objeto a presiones de más de 160 atmósferas. Sedimentos de polvo sobre la superficie de caldeo pueden ser eliminados entonces por vibración u otras medidas de limpieza, por ejemplo, cascadas de bolas, de tal manera que el paso de calor corresponde a las exigencias puestas. Elemento refrigerante es el gas de escape de la primera absorción que es calentado hasta 410 - 430° aproximadamente y que entra luego



317694

110 en la cuarta etapa de contacto, donde va a concluirse la oxidación cata-  
lítica del  $\text{SO}_2$  en  $\text{SO}_3$  con un volumen total de 99,5 hasta 99,9%. El gas -  
de reacción es refrigerado por la generación de vapor a la corriente tem-  
peratura para la entrada en la segunda absorción de  $\text{SO}_3$ . Una vez pasado  
115 el transmisor calorífero mencionado, el gas de tostación es liberado de  
polvo, refrigerado, lavado, liberado de vapores, secado, recalentado me-  
diante calor procedente de la oxidación catalítica desde la primera capa  
de contacto hasta la tercera y conducido, al aparato de contacto. El gas  
de reacción cede después de la primera o segunda capa de contacto calor  
al gas de tostación purificado, generando entonces vapor, cede más calor  
120 al gas de tostación purificado después de la tercera capa y entra en la  
primera absorción de  $\text{SO}_3$ , donde se origina la cantidad principal del áci-  
do sulfúrico.

La Fig. 2 es el esquema del método operatorio según invención  
antes descrito. Del horno de pisos 1 pasa el gas de tostación a través -  
125 del transmisor calorífero 2, donde caliente el gas de escape del primer  
absorbedor 12 hasta la temperatura inicial de la cuarta capa de contacto  
11d. Por el fondo del transmisor 2 puede evacuarse el polvo que se origi-  
na durante la limpieza de la superficie de caldeo. Para otra separación  
de polvo sirven los ciclones 3, de ellos uno para el gas de retorno con  
130 el fin de aumentar la concentración de los gases de tostación de piritas  
hasta 11 - 12%  $\text{SO}_2$ , y el electro-filtro 4. En la instalación refrigera-  
dora y lavadora 5 dotada de separador por rociado y en el electrofiltro  
húmedo son separados polvos, humos y vapores restantes. Pasada la colum-  
na desecadora 7, el gas de tostación es transportado a presión, eventual-  
135 mente una vez regulada la concentración del  $\text{SO}_2$  y  $\text{O}_2$  por aire aspirado,  
desde el inyector 8 a través del transmisor 9 y 10, al aparato de contacto 11.  
En los transmisores cede el gas reaccionante calor desde las capas -  
de contacto 11a, 11b y 11c al gas de tostación, para calentarlo hasta la  
temperatura inicial de la capa 11a. Pasada esta capa es añadido gas de -  
140 tostación frío con objeto de la regulación de la temperatura. Detrás de

317694



la segunda capa 11b pasa el gas por el transmisor térmico intermedio 10 con caldera de recuperación o recalentador de vapor y retorna a la tercera capa 11c. El gas transformado con 85 hasta 95% de la cantidad original de  $SO_2$  en  $SO_3$  abandona el aparato de contacto a través del recuperador 9 y entra en el primer absorbedor de  $SO_3$  12. El gas de escape de este es recalentado en el transmisor térmico 2 y catalizado sobre la capa de contacto 11d con un total de 99,5 hasta 99,9% de la cantidad de  $SO_2$  -  
145 suministrada. Después de la refrigeración en la caldera de recuperación 13 pasa el gas reaccionante a través del segundo absorbedor 14 y lo aban-  
150 dona prácticamente libre de  $SO_2$ . El gas de escape contiene solo 0,1 hasta 0,5% de la cantidad de  $SO_2$  admitida al gas de tostación seco.

El procedimiento tiene además la ventaja de que se suprime la generación de vapor aparativa y funcionalmente difícil del calor del gas de tostación, pero que se obtiene en cambio cantidades de vapor simila-  
155 res de los gases reaccionantes limpios y secos después de la primera y - después de la última etapa de contacto que permiten presiones más bajas en las calderas.

Según la patente alemana 479.680 son catalizados gases de tos- tación purificados con, por ejemplo, 6 hasta 7% de  $SO_2$  en dos etapas y -  
160 el  $SO_3$  es absorbido en dos etapas. Por tanto el gas de escape de la pri- mera absorción debe ser calentado por el calor de la reacción en la pri- mera etapa de contacto hasta la temperatura inicial de la segunda etapa de contacto. También gases de tostación con 8 hasta 9% de  $SO_2$  son trata- dos de esta manera. La formulación de la 1ª reivindicación demuestra sin  
165 embargo, que el calor de la oxidación catalítica de  $SO_2$  de una etapa bas- ta aproximadamente para mantenerla en función en la próxima etapa.

Un método operatorio similar según la patente alemana 1.136.988 se refiere a gases de tostación de piritas con 9 hasta 12% de  $SO_2$  como -  
condición previa esencial para el ahorro en superficies de transmisión -  
170 térmica y secciones de los aparatos. Este método operatorio entra así - pués en cuestión preferentemente para la nueva construcción de instala- ciones de tostación y para ácido sulfúrico, en que se prefiere de todos

317694



175 modos procedimientos de tostación que suministran gases con contenidos  
de SO<sub>2</sub> elevados. Instalaciones ya existentes o de nueva construcción que  
180 producen gases de menos de 9% de SO<sub>2</sub> son muy sencillas en su estructura  
y funcionamiento, cuando son modificadas o previstas para el procedimien  
to de la presente invención. La ventaja principal estriba en la pequeña  
superficie de transmisión térmica para el recalentamiento del gas de es  
cape de la primera absorción de SO<sub>2</sub>. Aún cuando, debido al contenido de  
185 polvo en el gas de tostación, el número de pasadas de calor es partido -  
por la mitad, bastan 60% de la superficie que según el procedimiento co  
nocido es necesario para el gas reaccionante limpio de la segunda etapa  
de contacto. El que sean previstas las secciones de flujo necesarias ca  
da vez para la concentración de SO<sub>2</sub> es una consecuencia natural de la ma  
190 teria prima sulfurosa disponible y del procedimiento de tostación, com  
bustión o separación mas adecuado para ello.

Igualmente es objeto de la presente invención en el tratamien  
to de gases de SO<sub>2</sub> de cualquier procedencia una ayuda para el recalenta  
miento del gas de escape de la primera absorción por la adición de azu  
190 fre para la repetición de la catalisis. En los conocidos procedimientos  
no se consigue siempre calentar el gas de escape de la primera absorción  
por calor de la reacción de la etapa de contacto anterior hasta tal ex  
tremo que la oxidación de contacto de la próxima etapa vuelva a iniciar  
se. Según la presente invención se añade entonces el gas azufre seco y -  
195 limpio, molido en forma sólida o líquida. A temperaturas de más de 250 -  
hasta 300° funde y se enciende el azufre enseguida y suministra muy rá  
pidamente el calor necesario para mantener en marcha la oxidación en la  
última etapa de contacto.

La adición de azufre baja así pués considerablemente las tempe  
200 raturas de arranque. Al gas puede añadirse también aire seco, preferente  
mente tanto como corresponde estoquiométricamente a la adición de azufre.  
La admisión de aire tiene lugar mejor antes del cambio térmico con el -  
gas reaccionante.

El gas de tostación de piritas con 8% de SO<sub>2</sub> y 10,5% de O<sub>2</sub> al

317694



205 principio es reaccionado en la primera y segunda etapa de contacto de ma-  
nera conocida con un volúmen de producción de 91%. Después de la absor-  
ción del  $\text{SO}_3$  contiene el gas 0,8% de  $\text{SO}_2$ , 7,6% de  $\text{O}_2$  y 91,6% de  $\text{N}_2$ , sien-  
do reaccionado por calor procedente de la segunda etapa de contacto a, por  
ejemplo, 375º, por cada  $\text{Nm}^3$  con 7,3 gr. de azufre molido y catalizado en  
210 la última etapa de contacto con reacciones terminales del  $\text{SO}_2$  entre 99,5  
y 99,9%. Después de la adición de azufre corresponde el gas a contenidos  
de 1,3% de  $\text{SO}_2$ , 7,1% de  $\text{O}_2$  y 91,6% de  $\text{N}_2$ , o sea al cociente  $[\text{O}_2] / [\text{SO}_2]$   
= 5,5. Cuando precede a la adición de azufre la adición de una cantidad  
equivalente de aire entonces el cociente  $[\text{O}_2] / [\text{SO}_2]$  sube a 6,2 (gas de  
215 tostación de piritas con 10% de  $\text{SO}_2$  y 8% de  $\text{O}_2$  contiene después de una -  
reacción de 91% y separación del  $\text{SO}_3$  todavía 1,1% de  $\text{SO}_2$ , 4,0% de  $\text{O}_2$  y -  
94,9% de  $\text{N}_2$ ,  $[\text{O}_2] / [\text{SO}_2]$ , así pues sólo 3,6).

La Fig. 3 muestra un esquema del procedimiento según invención  
que se acaba de describir. El inyector 8 transporta el gas de tostación -  
220 purificado y secado a través del transmisor 9 y 10 al aparato de contacto  
11. En los transmisores el gas de la reacción cede calor procedente de -  
las capas de contacto 11a, 11b y 11c al gas de tostación, con el fin de -  
calentarlo hasta la temperatura de arranque de la capa 11a. Después de es-  
ta capa es añadido gas de tostación frío con el fin de la regulación de -  
225 la temperatura. Después de la segunda capa 11b pasa el gas a través del -  
transmisor térmico intermedio 10 a la tercera capa 11c. El gas reacciona-  
do con 85 hasta 95% de la cantidad inicial de  $\text{SO}_2$  abandona el aparato de  
contacto a través del transmisor calorífero 9 y entra en el primer absor-  
bedor 12 de  $\text{SO}_3$ . El gas de escape de éste es mezclado con un poco de -  
230 aire seco y calentado nuevamente en el transmisor calorífero 13 a tales -  
temperaturas de más de 250 - 300º, de modo que después de la adición de -  
azufre en la cámara mezcladora 15 queda en marcha la oxidación de la capa  
de contacto 11d, siendo transformados 99,5 hasta 99,9% de la citada canti-  
dad de  $\text{SO}_2$  en  $\text{SO}_3$ . Después de la refrigeración en el transmisor calorífe-  
ro 13 el gas de la reacción pasa por el segundo absorbedor 14 y abandona  
235 este prácticamente libre de  $\text{SO}_3$  y con sólo 0,1 hasta 0,5% de la cantidad

317694



de  $\text{SO}_2$  empleada.

240 Aún cuando sea disminuido así esencialmente el contenido restan  
te de  $\text{SO}_2$  en el gas final de la absorción, se reduce la superficie trans  
misora necesaria para el recalentamiento del gas de escape de la primera -  
absorción de  $\text{SO}_3$ , en comparación con los conocidos procedimientos para la  
misma concentración de  $\text{SO}_2$ , a la mitad. Para gases de 8% de  $\text{SO}_2$  basta, -  
por ejemplo, la misma superficie para la transmisión como para los de 10%.  
Esta ventaja es para la exigencia justificada con respecto a la higiene -  
245 de aire, de ir disminuyendo más la expulsión industrial de  $\text{SO}_2$  a la atmós  
fera, de una importancia tan decisiva que pueden aceptarse secciones de -  
flujo para 8% de  $\text{SO}_2$ , en especial cuando se tratan de instalaciones ya -  
existentes.

250 El azufre admitido es transformado con elevado volúmen de pro  
ducción en ácido sulfúrico. Debido a que el ácido sulfúrico es producido  
de todos modos en una creciente parte de azufre, puede justificarse un -  
gasto de por ejemplo 5% de la admisión total de materia prima como azufre  
elementar, además del 95% en forma de minerales sulfurados, ácido sulfhí  
drico o ácido residual en interés de la higiene de aire.

255 Cada forma de realización del procedimiento según la presente -  
invención es aplicable, cuando se refrigera directamente entre las capas  
de contacto por insuflación de aire seco. El contenido de oxígeno así au  
mentado en el gas reaccionante tiene un efecto especialmente favorable so  
bre la transformación total del  $\text{SO}_2$  en  $\text{SO}_3$  en la catalisis, en varias ca  
260 pas de absorción. En los procedimientos conocidos debe evitarse toda dilu  
ción del gas reaccionante, para que la cantidad necesaria para el recalen  
tamiento del gas de escape de la primera absorción de  $\text{SO}_3$  no supere la -  
oferta de calor de la precedente etapa de contacto.

Ejemplo 1º

265 Gas de la combustión de azufre con 10% de  $\text{SO}_2$  y 11% de  $\text{O}_2$  fué refrigera  
do en un transmisor térmico, cuya superficie activa era, referido al ren  
dimiento de la instalación, por cada tonelada de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ /d sólo 1,4 m<sup>2</sup>, des  
de 750 hasta 458º y calentado el gas de escape de la primera absorción de

- 317694



270 SO<sub>3</sub> desde 50 hasta 420°. Con esta temperatura entró el gas de escape en -  
la última etapa de la oxidación por contacto. La transformación de SO<sub>2</sub> en  
SO<sub>3</sub> por todas las etapas de contacto era de 99,7%.

Ejemplo 2º

275 Gas de tostación de pirita con 10% de SO<sub>2</sub> y 8% de O<sub>2</sub> fué refrigerado -  
en un transmisor calorífero desde 750 hasta 402° y calentado el gas de es-  
cape de la primera absorción de SO<sub>3</sub> de 50 a 428°. El gas de escape entró  
a esta temperatura en la última etapa de la oxidación por contacto, donde  
la transformación total del SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub> subió de 90 a 99,6%. La superficie  
de caldeo del transmisor calorífero era de 3,2 m<sup>2</sup> por tonelada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/d.

280 Si según el procedimiento conocido se utilizara en lugar del gas de -  
tostación el gas reaccionante de las primeras dos etapas de contacto para  
el recalentamiento del gas de escape de la primera absorción, entonces se  
necesitaría una superficie de caldeo por t. de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/d de 5,3 m<sup>2</sup>, aunque  
no fuera impedida la transmisión térmica por sedimento de polvo como en -  
el gas de tostación. Se ahorraría pues 2,1 m<sup>2</sup> de superficie para la trans-  
285 misión calorífera por t. de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/d.

Ejemplo 3º

290 Gas de tostación de pirita con 10% de SO<sub>2</sub> y 8% de O<sub>2</sub> fué catalizado en  
dos etapas de contacto, constituidas por tres capas, y un transmisor tér-  
mico detras de la primera capa y sin diluirlo con aire en SO<sub>3</sub> con un volú-  
men de producción de 90%. En un segundo transmisor calorífero con una su-  
perficie activa de 2,9 m<sup>2</sup> por tonelada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/d fué refrigerado el gas  
reaccionante hasta 220°, pasando luego por el primer absorbedor de SO<sub>3</sub>. -  
En relación con el comparable método operatorio ya citado en el ejemplo -  
2º, segundo párrafo, se ha ahorrado así 2,4 m<sup>2</sup> de superficie de transmi-  
295 sión térmica por t. de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/d. El gas del mismo absorbedor, reaccionado  
con 0,026 Nm<sup>3</sup> de aire seco por cada Nm<sup>3</sup>, fué conducido como elemento re-  
frigerante a través del citado segundo transmisor térmico, calentándose -  
hasta 375°. Antes de su entrada en la última etapa de contacto fueron aña-  
didos 7,9 grs. de azufre puro líquido por cada Nm<sup>3</sup>, para calentarlo hasta  
300 la temperatura de arranque. Todo el volúmen de producción por todas las -



etapas de contacto era de 99,5%. La adición de azufre corresponde a 5,4% del contenido de azufre en la producción.

Ejemplo 4º

305 Gas de tostación de pirita con 8% de  $SO_2$  y 10,5% de  $O_2$  fué catalizado en dos etapas de contacto, constituidas por tres capas y un transmisor - calorífero después de la primera capa a temperaturas entre 425 y 550º en  $SO_3$  con un volúmen de producción de 91%. Un segundo transmisor calorífero con 11,6  $m^2$  de superficie activa por t. de  $H_2SO_4/d$  refrigeraba el gas reaccionante hasta 130º, antes de que este entrara en la primera absor-

310 ción de  $SO_3$ . Refrigerante era el gas de escape de esta absorción que fué recalentado en ello hasta 425º, con objeto de catalizarlo entonces en una tercera etapa de contacto con 99,8% de volúmen de producción extendido e sobre todas las etapas. El gas separado por reacción pasó por un tercer transmisor térmico, donde fué refrigerado hasta 147º, a la segunda absor-

315 ción de  $SO_3$ . Las bajas temperaturas de salida de los gases reaccionantes procedentes del segundo y tercer transmisor calorífero mostraron que el procedimiento conocido no satisfizo en la administración de calor al - aplicarse gas de tostación con 8% de  $SO_2$ . Las temperaturas de pared en - el extremo frio del segundo y tercer transmisor calorífero eran de 90º -

320 aproximadamente, o sea en el ámbito en que formó el  $SO_3$  con el vapor de agua restante que quedó todavía existente, aún después de cuidadosa eliminación de vapores y secamiento del gas de tostación, el ácido sulfúrico que se condensaba.

Cuando se trabajaba de la misma manera como antes descrito, pero mez-

325 clando el gas de escape del primer absorbedor de  $SO_3$  con 0,025  $Nm^3$  por - cada  $Nm^3$  de aire seco antes de entrar en el segundo transmisor térmico, calentándose la mezcla como refrigerante en el segundo transmisor térmico hasta 375º reaccionándola con 7,5 grs. de azufre puro líquido, con el fin de calentarla hasta la temperatura inicial para la tercera etapa de

330 contacto, entonces bastaba una superficie de transmisión de 5,3  $m^2$  por - tonelada de  $H_2SO_4/d$ . Los gases reaccionantes abandonaban el segundo y - tercer transmisor térmico a 178º o 157º respectivamente y las temperatu-

317694



ras de pared en sus extremos fríos eran con 105° suficientes para evitar condensados. La transformación total del SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub> era de 99,8%.

335

REIVINDICACIONES

1ª.- Procedimiento catalítico para la obtención de ácido sulfúrico en varias etapas de contacto y de absorción, siendo la obtención del ácido sulfúrico de gases de SO<sub>2</sub> de cualquier procedencia y concentración técnicamente corriente mediante catalisis y absorción de SO<sub>3</sub>, caracterizado porque el gas de escape de la primera absorción de SO<sub>3</sub> es calentado hasta la temperatura de arranque de la última etapa de contacto con ayuda de calor, que se origina por la combustión de azufre o ácido sulfhídrico, tostación de minerales sulfurados o durante la separación de ácidos residuales.

2ª.- Procedimiento catalítico para la obtención de ácido sulfúrico en varias etapas de contacto y de absorción, según reivindicación 1ª, caracterizado porque el azufre es secado y purificado por fundición y caldeo, siendo secado el aire de combustión con ácido sulfúrico.

3ª.- Procedimiento catalítico para la obtención de ácido sulfúrico en varias etapas de contacto y de absorción, según reivindicación 1ª, caracterizado porque las superficies de caldeo para la transmisión de calor de gases de tostación y gases de disociación al gas de escape de la primera absorción de SO<sub>3</sub> son mantenidas a temperaturas entre 300 y 400°.

4ª.- Procedimiento catalítico para la obtención de ácido sulfúrico en varias etapas de contacto y de absorción, según reivindicación 1ª, caracterizado porque el gas de escape de la primera absorción de SO<sub>3</sub> es precalentado por calor procedente de la oxidación catalítica de SO<sub>2</sub> hasta 250 - 300° o más y reaccionado luego con azufre puro seco en forma sólida o líquida en tales cantidades que queda en marcha la oxidación en la última etapa de contacto.

5ª.- Procedimiento catalítico para la obtención de ácido sulfúrico en varias etapas de contacto y de absorción, según reivindicaciones 1ª y 4ª, caracterizado porque se añade al gas de escape de la primera absorción de SO<sub>3</sub>, antes de la adición de azufre, o mejor antes del caldeo por el -



317694

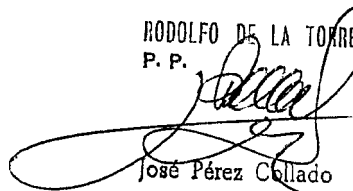
365 calor procedente de la oxidación catalítica, aire seco, preferentemente en correspondencia con la cantidad estequiométricamente necesaria de oxígeno.

6ª.- "PROCEDIMIENTO CATALITICO PARA LA OBTENCION DE ACIDO SULFURICO EN VARIAS ETAPAS DE CONTACTO Y DE ABSORCION".

Consta la presente memoria descriptiva de trece hojas numeradas y mecanografiadas por una sola de sus caras, a las que se acompañan tres hojas de planos para su mejor comprensión.

MADRID, 22 SEP. 1903

RODOLFO DE LA TORRE ROSELLO  
P. P.



José Pérez Collado

317.694



31 76 94

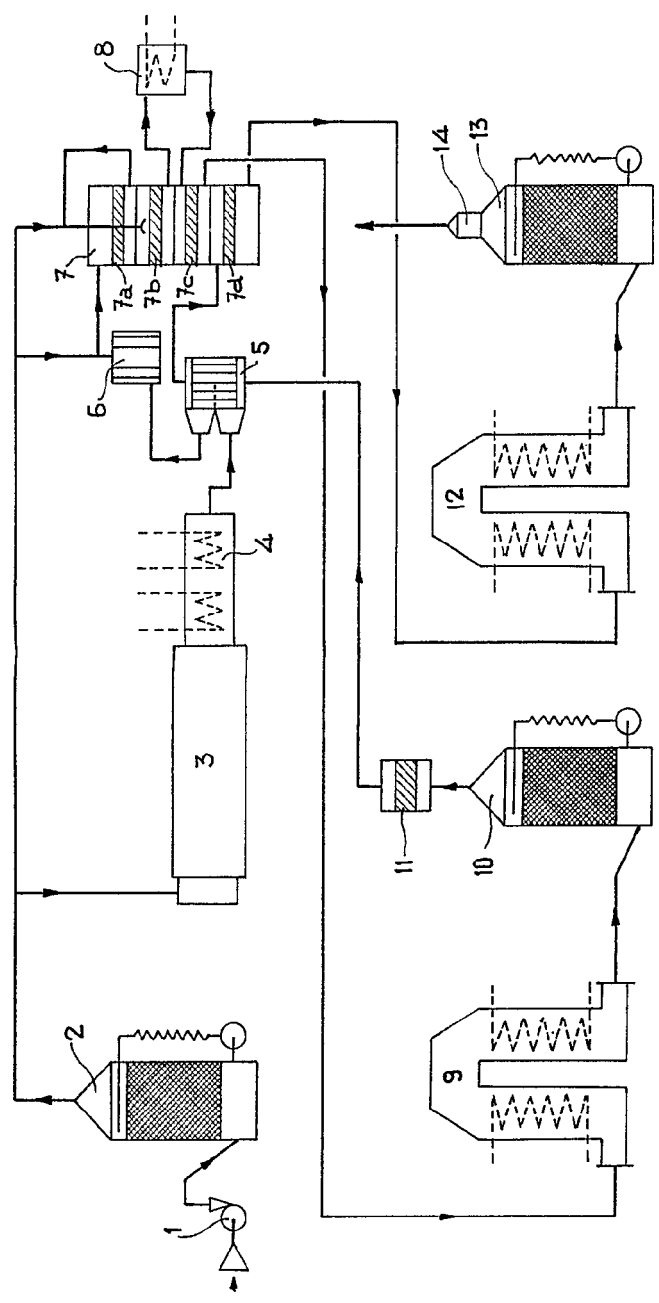


Fig. 1

Madrid,  
 BOFICIO DE LA TORRE ROSELLA  
 P. P.  
 José Pérez Collado

Escala variable

31 76 94

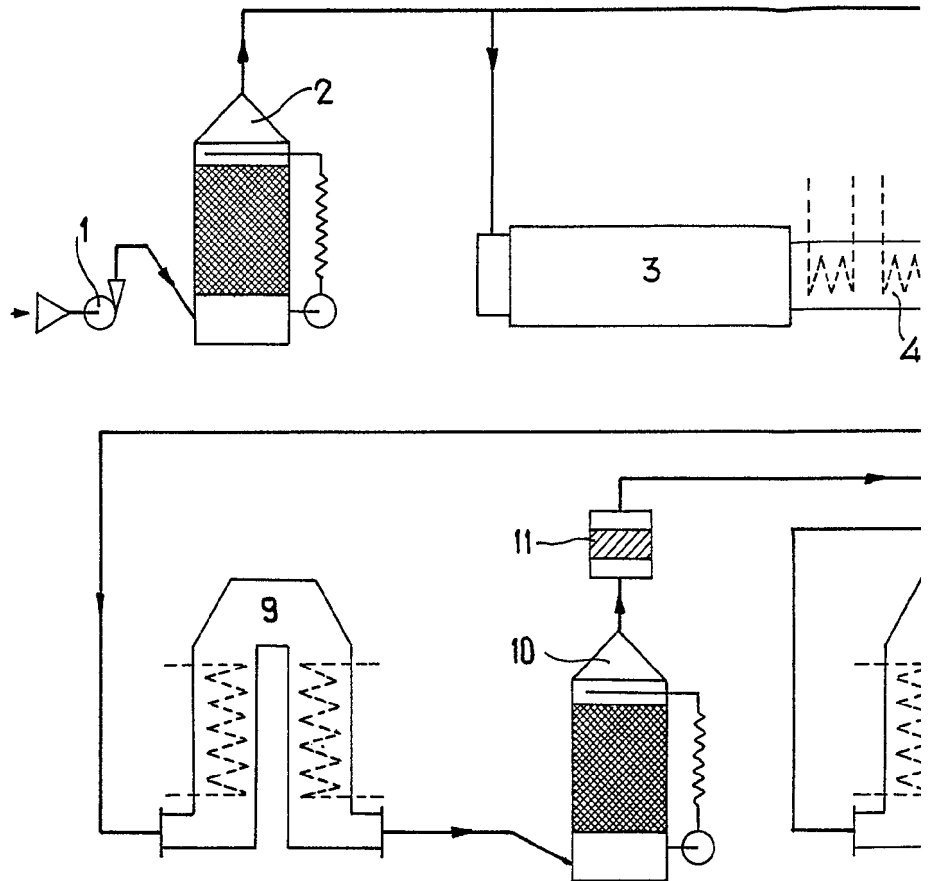
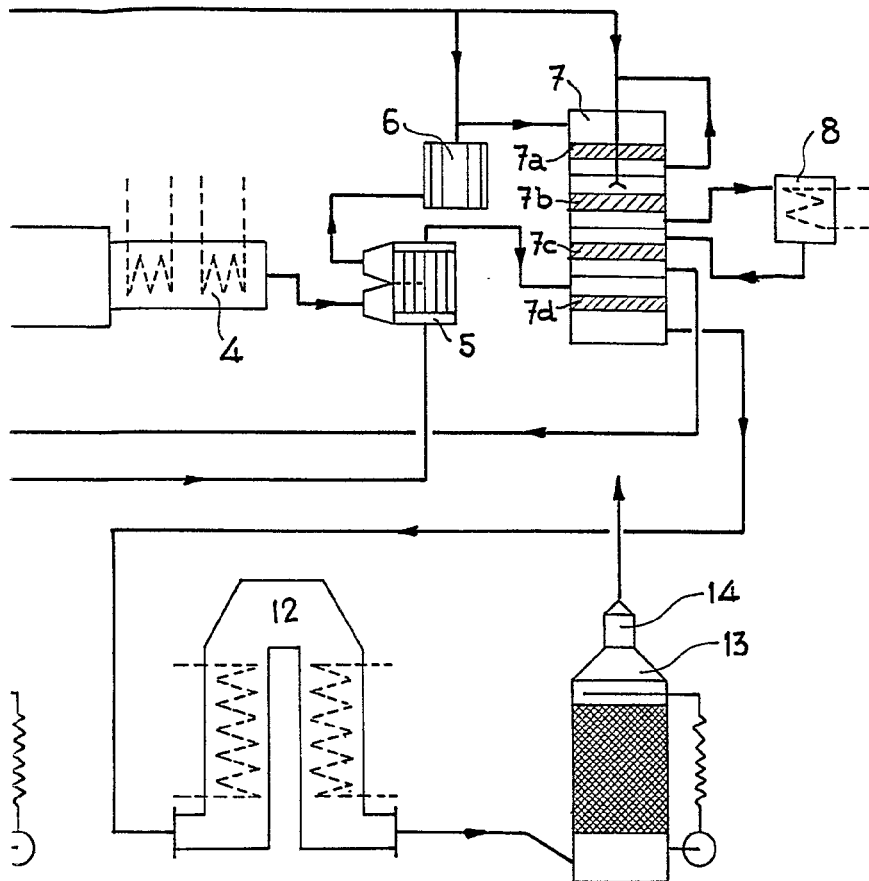
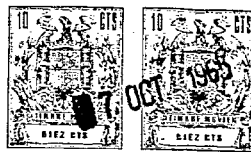


Fig. 1

Escala variable

317.694



TAMBIÉN EN ESPAÑA

Fig. 1

Madrid,

RODOLFO DE LA TORRE ROSELLO  
P. P.

*[Handwritten signature]*  
José Pérez Collado

317694

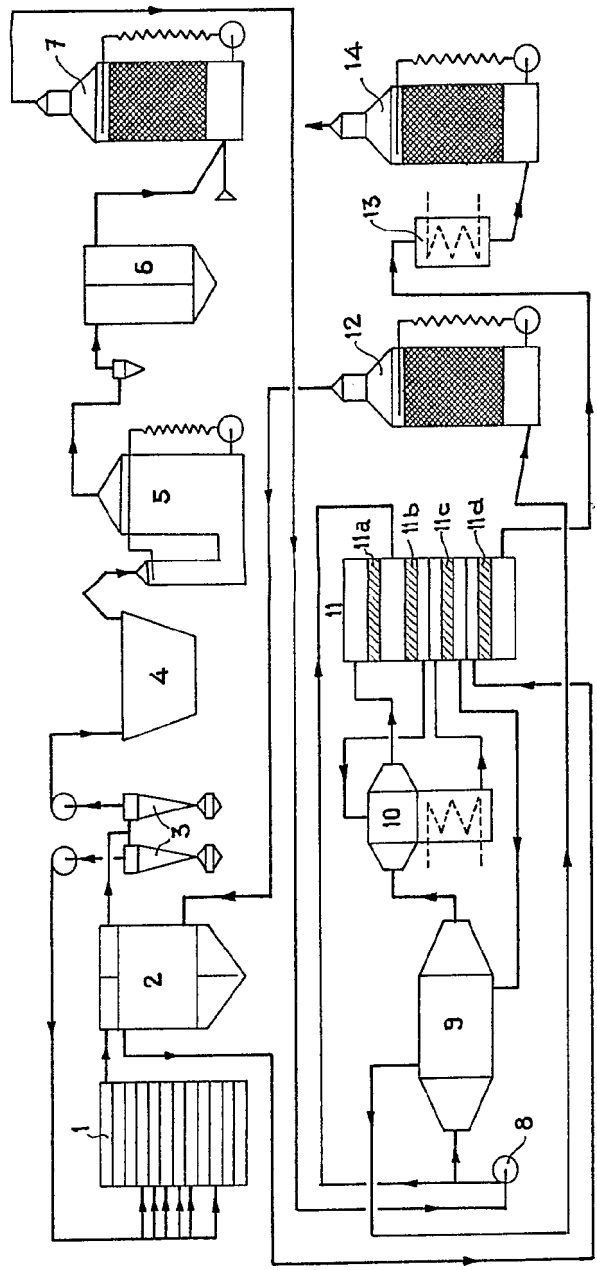


Fig. 2

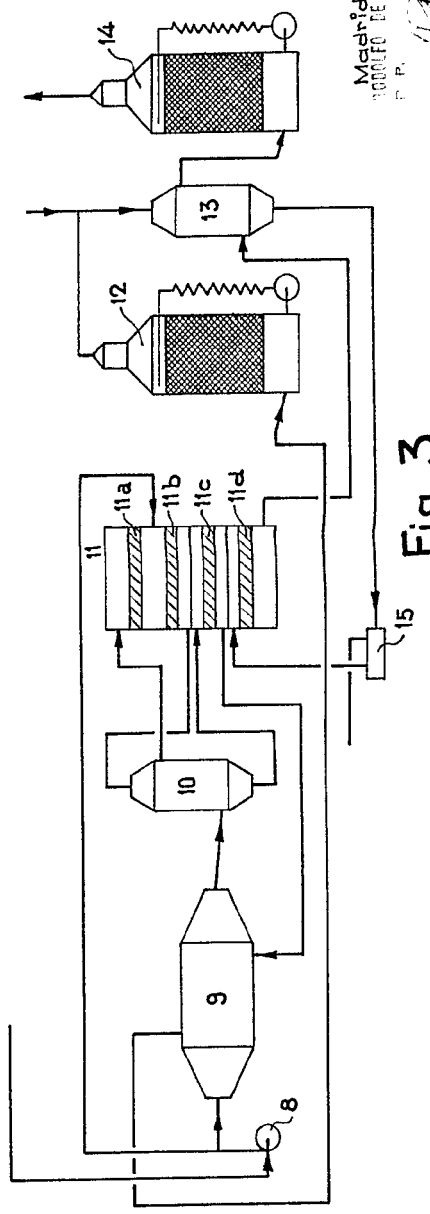


Fig. 3

Escala variable

Madrid  
 MODELO DE A TORRE ROSSELLO  
 P. P.  
*Rosello*  
 José Pérez Cofrades

317694

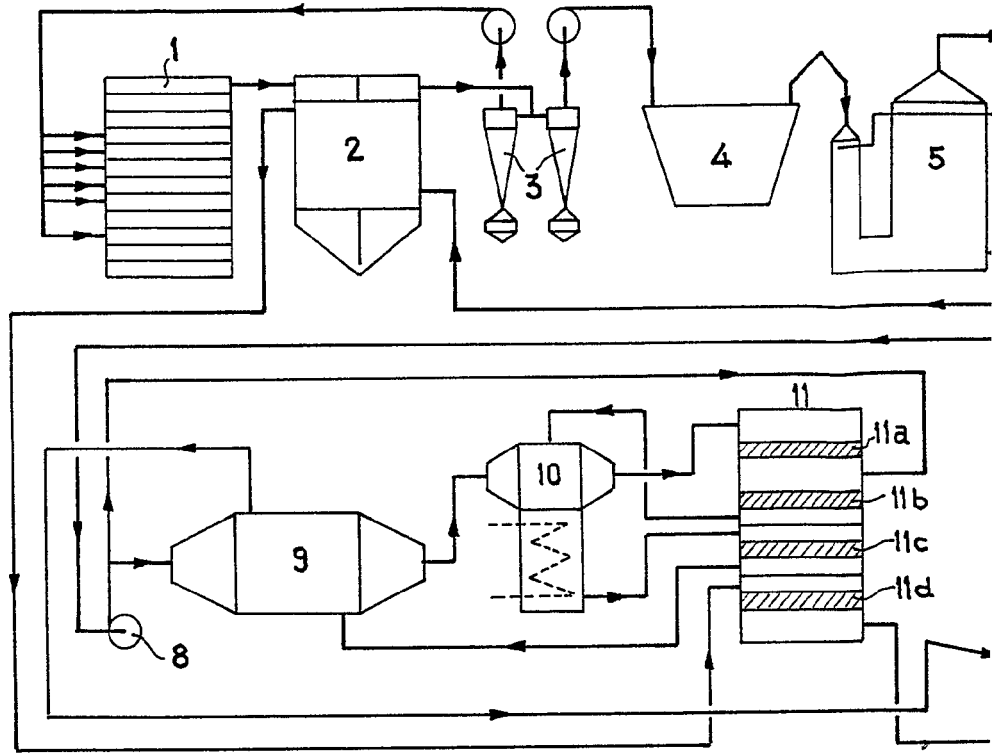


Fig. 2

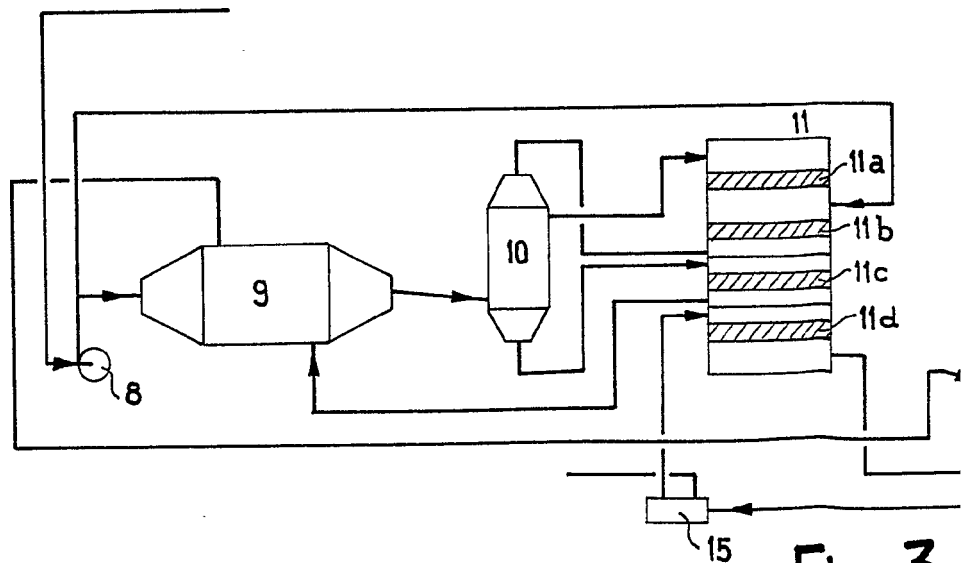
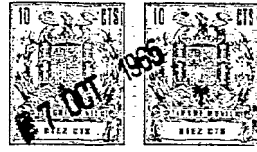
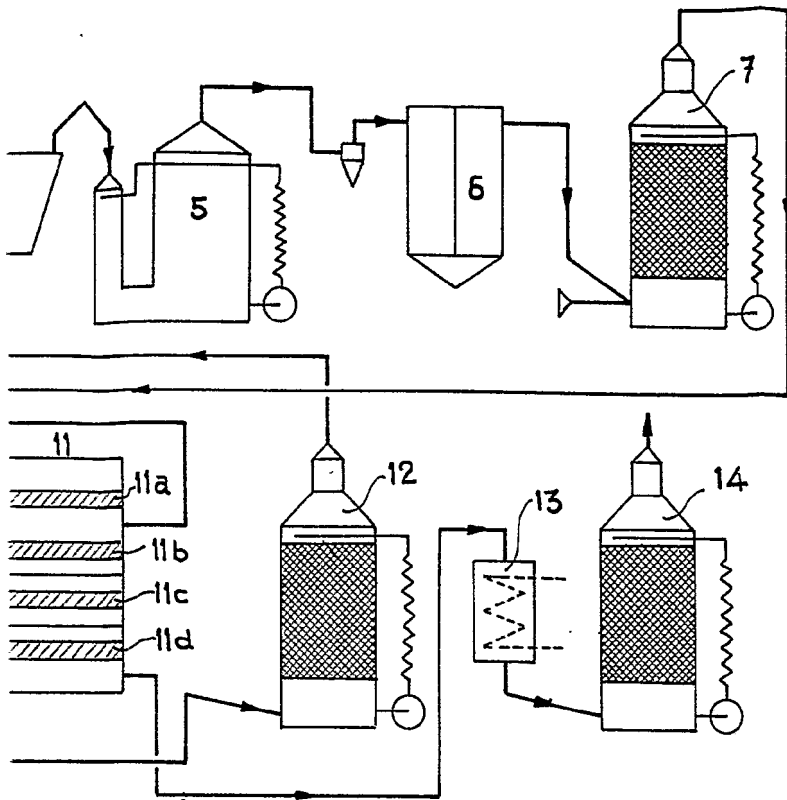


Fig. 3

Escala variable

317.694



DA

2

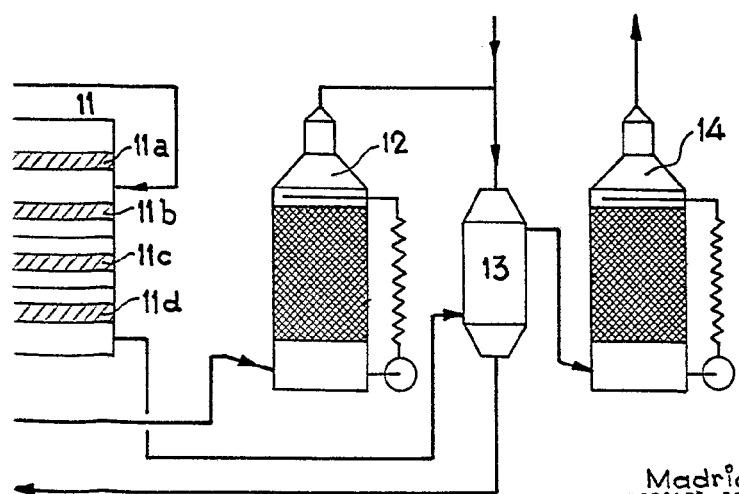


Fig. 3

Madrid  
RODOLFO DE LA TORRE ROSELLO  
P. P.  
*Rosello*  
José Pérez Collado