

337098

P- 34.271

A Nr: 5154

Mehrstufige Absortion



MEMORIA DESCRIPTIVA

para solicitar

PATENTE DE INVENCION

en

ESPAÑA

por VEINTE años

a nombre de METALLGESELLSCHAFT AKTIENGESELLSCHAFT, entidad alemana, establecida en Reuterweg 14, Frankfurt/Main, República Federal Alemana, por:

"PROCEDIMIENTO PARA LA CONVERSION CATALITICA EN SO_3 DE GASES QUE CONTIENEN SO_2 "

El invento concierne a un procedimiento para la conversión catalítica en SO_3 de gases que contienen SO_2 , mediante gases que contienen oxígeno y a la producción de ácido sulfúrico por absorción del contenido en SO_3 formado después de cada lecho de catalizador.

Ya es conocido desde hace tiempo que se puede elevar el grado de transformación total del contenido de SO_2 existente en los gases eliminando el contenido de SO_3 formado en una primera etapa de catálisis en una denominada absorción intermedia, y transformando de nuevo los gases, libera-

337098



5 dos de forma amplia del contenido de SO_3 , en una segunda -
etapa de catálisis, antes de que lleguen a la denominada -
absorción final (DRP 442.036, DRP 479.680, DRP 749.145, -
patentes británicas 12.781, 226.518, 475.120, patente USA
1.789.460, patente USA 2.471.072).

10 Sin embargo, estos procedimientos no pudieron -
encontrar ninguna aceptación en la práctica, ya que no se
pudieron realizar estos procedimientos con medios económi-
camente admisibles como sistemas térmicamente autárquicos.
En el tratamiento de gases de tostación, es decir, de gases
que contienen SO_2 que resultan en frío después de la purifi-
cación, el calentamiento hasta la temperatura de iniciación
del primer lecho de catalizador de contacto debía tener lu-
gar mediante utilización de calor exterior.

15 En el tratamiento de gases de combustión de azu-
fre no era necesaria en efecto una introducción de calor -
exterior, pero una parte del calor contenido en los gases
de combustión de azufre debía permanecer en los gases in -
troducidos en el reactor de contacto y no podía ser utili-
20 zado para la producción o generación de vapor de agua, etc.,
con lo que este contenido de calor se pierde también para
una utilización provechosa. Por lo tanto, debía ser consi-
derado como calor exterior en el sentido antes descrito.

25 Solo en los últimos tiempos se ha conocido un -
procedimiento, y se ha utilizado también en la práctica,
el cual hace posible el tratamiento de gases de tostación
refrigerados y purificados en un sistema térmicamente autár-
quico. Este procedimiento prescribe sin embargo la utiliza-
ción de gases de partida que contienen SO_2 , con un conteni-
30 do de SO_2 de al menos 9 a 12% (DAS 1.136.988, DAS 1.139.818).

337098



Otras propuestas ulteriores mejoraron este procedimiento conocido, haciendo posible un tratamiento térmicamente autárquico de gases de tostación en estado frío, con un contenido de SO_2 menor de 9%, pudiéndose lograr, en el tratamiento de gases de tostación con un contenido de SO_2 superior a 9%, un exceso de calor en el sistema, o siendo posible en el tratamiento de gases de combustión de azufre, un amplio aprovechamiento del contenido calorífico de los gases de combustión de azufre. Estos procedimientos trabajan en parte ejecutando en caliente la absorción intermedia, enfriándose el gas parcialmente convertido en SO_3 , después de abandonar la primera etapa de contacto antes de la entrada en el absorbedor intermedio, en un intercambio térmico intermedio de dos etapas, aproximadamente a la temperatura de trabajo del absorbedor intermedio, o por debajo de ella, y siendo calentados los gases que salían de la absorción intermedia, ampliamente liberados de SO_3 , antes de la entrada en la segunda etapa de contacto en una etapa del intercambio térmico intermedio con los gases que contenían SO_3 conducidos a la absorción intermedia, hasta la temperatura de trabajo del primer lecho de catalizador de la segunda etapa de contacto. (DAS 1.181.680, DAS 1.186838, patentes belgas 665.785 y 666.476).

El invento concierne a una nueva mejora de estos procedimientos conocidos, y hace posible la producción de un exceso de calor mucho mayor en el sistema, tanto en la utilización de gases de combustión de azufre como en la utilización de gases de tostación, así como el tratamiento de gases que contienen SO_2 con un contenido de SO_2 extremadamente bajo, pudiéndose disminuir considerablemente los cog

337098



tes de instalación y de funcionamiento con relación a los procedimientos conocidos.

El procedimiento trabaja de manera que tienen lugar, después de cada lecho de catalizador de contacto, absorciones intermedias para la amplia eliminación del contenido de SO_3 formado, aparte de la absorción final después del último lecho de catalizador siendo enfriados los gases que contienen SO_3 antes de la entrada en cada uno de estos absorbedores intermedios, en dos o más etapas, hasta aproximadamente la temperatura de trabajo del correspondiente absorbedor intermedio.

La absorción intermedia se realiza, de acuerdo con el invento, introduciéndose los gases que contienen SO_2 , que salen de los lechos de catalizador por la parte superior de un tubo de Venturi del absorbedor intermedio, colocado verticalmente y dirigido hacia abajo, siendo humedecido con el ácido sulfúrico inyectado o introducido por tobera en la parte superior del tubo Venturi, encontrándose después de atravesar y abandonar el tubo de Venturi sobre un baño de ácido sulfúrico dispuesto en una cierta distancia por debajo del tubo Venturi, siendo absorbido o recogido ampliamente por este baño el contenido de líquido del gas. El gas es desviado sobre el baño y pasa a través de una placa permeable a los gases, que está dispuesta un trozo o trecho por encima del baño, alrededor del extremo inferior del tubo de Venturi, y está unido con la pared de la envolvente del absorbedor. Sobre la placa permeable a los gases se encuentra una capa de ácido sulfúrico, a través de la cual pasa el gas y lo pone entonces en movimiento de ebullición o borboteo y lo obstaculiza o inhibe si -



multaneamente al atravesar la placa permeable a los gases. El baño de ácido sulfúrico que se encuentra en el fondo del absorbedor está conectado mediante dispositivos de elevación, que pasan a través de la placa permeable a los gases, con la capa de ácido sulfúrico que se encuentra sobre la placa. A la altura de la superficie de la capa de ácido sulfúrico que se encuentra sobre la placa permeable a los gases está dispuesto un canal de rebose, de manera que la altura del baño de ácido sulfúrico y de la capa de ácido sulfúrico permanece siempre prácticamente constante a pesar del ácido sulfúrico introducido por tobera en el tubo Venturi.

En la parte superior del tubo Venturi se introduce ácido relativamente frío procedente del circuito del secador, el cual es concentrado y calentado en el absorbedor intermedio, y que sale libremente sin trabajo de bomba del canal de rebose del absorbedor intermedio. Se ajusta la cantidad del ácido introducido de manera que la cantidad de agua contenida en el ácido sea suficiente para absorber la cantidad de SO_3 contenida en el gas, alcanzándose una concentración deseada de ácido.

La temperatura de trabajo del absorbedor intermedio es de 100 a 200°C, y preferiblemente de 140 a 180°C.

El enfriamiento de los gases que contienen SO_3 , antes de su entrada en los absorbedores intermedios se verifica en dos o más etapas. En una etapa, que funciona como intercambiador de calor intermedio, se verifica un intercambio de calor con los gases liberados de SO_3 que abandonan la absorción intermedia, siendo calentados éstos hasta la temperatura de iniciación de reacción del siguiente

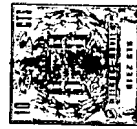
337098



lecho de catalizador de contacto. La siguiente etapa de refrigeración, o las siguientes etapas de refrigeración, en el tratamiento de gases de combustión de azufre, sirven para la obtención de calor fuera del sistema de contacto de catalizador, y pueden funcionar como generadores de vapor, economizadores o precalentadores de aire. Caso de que se deba producir vapor de agua sobrecalentado, se conecta un sobrecalentador antes del intercambiador de calor intermedio, o paralelamente al mismo. En el tratamiento de gases de tostación o de otros gases que resultan en frío, se utilizan, para el precalentamiento del gas que resulta en frío, alguna o varias de las etapas de refrigeración que sirven para la obtención de calor fuera del sistema, en el tratamiento de gases de combustión de azufre. La temperatura de los gases que contienen SO_3 que penetran en el absorbedor intermedio se regula preferiblemente en aproximadamente 110-140°C. Preferiblemente se ajusta o establece la temperatura de entrada de los gases por debajo de la temperatura de trabajo de los absorbedores intermedios, cuando se desea un rendimiento máximo de vapor de agua y se debe mantener pequeño el consumo de agua de refrigeración para la refrigeración del ácido del absorbedor. Mediante enfriamiento de los gases por debajo de la temperatura de trabajo se logra un precalentamiento de los gases que han de ser absorbidos, por intercambio térmico con el ácido del absorbedor. La salida de gases de los absorbedores intermedios está provista de la manera más conveniente con separadores de gotas.

El absorbedor final después del último lecho de catalizador de contacto es hecho funcionar preferiblemente

337098



te de la misma manera que los absorbedores intermedios. Su temperatura de trabajo es preferiblemente de 100-150°C. A una temperatura de trabajo más alta, la pérdida de calor en los gases de escape es mayor. Naturalmente, esto puede ser conveniente cuando se debe disminuir la cantidad de agua de refrigeración. La refrigeración de los gases que contienen SO_3 , que salen del último lecho de contacto, antes de la entrada en el absorbedor final, puede tener lugar en una única etapa o en más etapas. También el absorbedor final está provisto de la manera más conveniente de un separador de gotas en la salida de gases.

El secador es hecho funcionar preferiblemente de la misma manera que los absorbedores intermedios. Su temperatura de trabajo es, sin embargo, esencialmente - más baja, por ejemplo de 45 a 80°C, para lograr un buen secado. Por esta razón, se conecta el ventilador necesario para la alimentación de los gases que han de ser refrigerados, también preferiblemente detrás del secador visto desde los gases, ya que de esta manera se evita la elevación de temperatura que aparece por causa del calor de compresión, antes de la entrada de los gases en el secador. Además, se aprovecha el aumento de temperatura de los gases en el sistema de contacto de catalizador producido por la compresión, y no se pierde. En el tratamiento de gases de combustión de azufre el aire necesario para la combustión de azufre y el procedimiento de contacto de catalizador, es secado en el secador. En el tratamiento de gases de tostación o de otros gases que contienen SO_2 , el secado de los gases que contienen SO_2 , tiene lugar también en el secador.

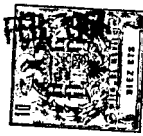
En el tratamiento de gases de combustión de -

337098



azufre, el aire secado en el secador puede ser conducido
ulteriormente de diversas maneras. Puede penetrar en un
intercambiador de calor formado como una sola etapa, dis-
puesto antes del absorbedor final, puede ser precalenta-
5 do allí y ser conducido subsiguientemente al horno de com
bustión de azufre. Si la etapa de refrigeración antes del
absorbedor final está formada por dos etapas, el aire se-
cado recoge solo una parte del calor que se encuentra en
los gases que abandonan el sistema de contacto de catali-
10 zador, mientras que la parte restante es aprovechada para
la producción directa de vapor de agua, o similares. Tam-
bién es posible conducir al aire secado directamente al -
horno de combustión de azufre. En este caso, se aprovecha
todo el calor aprovechable del gas final para la produc-
15 ción de vapor de agua o similares. También es posible -
conducir al aire secado a través de una o varias etapas
de refrigeración antes de los absorbedores intermedios,
e introducirlo subsiguientemente en los hornos de combus
tión de azufre. La salida de gases del secador está pro-
20 vista también de manera conveniente con un separador de
gotas. La pequeña altura de construcción necesaria para
el procedimiento de absorción según el invento y el pe-
queño peso del absorbedor permiten disponer el absorbe-
dor intermedio y el absorbedor final en una altura tal que
25 el ácido sulfúrico saliente del absorbedor supera, por me
dio de la diferencia de altura, la resistencia en los re-
frigeradores conectados después de los absorbedores y la
resistencia de conducción, o pérdida de carga hasta el -
secador, de manera que no es necesaria ninguna bomba pa-
30 ra el ácido sulfúrico caliente.

337098



La refrigeración del ácido del absorbedor saliente puede tener lugar por ejemplo en un economizador, y todo el contenido calorífico económicamente utilizable del ácido puede ser aprovechado de esta manera para el calentamiento de agua de alimentación. Preferiblemente, se mezcla el agua de dilución adicionalmente necesitada con el ácido del absorbedor antes de la entrada en el economizador, de manera que también se aprovecha en el intercambiador de calor la elevación de temperatura que ha tenido lugar mediante el mezclado. El ácido del absorbedor es enfriado hasta la temperatura necesaria para el secador o para el ácido de producto. Caso de que no sea necesario un precalentamiento de agua, o lo sea solo en parte, el ácido del absorbedor es enfriado total o parcialmente en un refrigerador de agua y aire hasta la temperatura necesitada. Esto se verifica impulsando aire a través de una placa permeable al aire, sobre la que se encuentra un baño de agua con una altura relativamente pequeña, que es puesto en un movimiento de borboteo o de ebullición por el aire. En el baño de agua están dispuestos serpentines de refrigeración que son atravesados por el ácido del absorbedor que ha de ser refrigerado. Este procedimiento de refrigeración puede ser realizado con una cantidad muy pequeña de agua de refrigeración, ya que la retirada de calor tiene lugar por una parte por calentamiento hasta la temperatura del baño de agua del aire impulsado a través del baño de agua, y por otra parte se aprovecha el calor de evaporación que resulta en el calentamiento y saturación con humedad del aire de refrigeración. Además, mediante el movimiento del baño de agua se alcanza un valor de transmisión de calor muy alto. También es posible combi-

337098



nar ambos procedimientos de refrigeración, según las condiciones más favorables.

La ejecución según el invento de la absorción, secado y refrigeración del ácido del absorbedor hace posible que todas las partes de aparatos que se ponen en contacto con el ácido sulfúrico consistan en material cerámico y/o de vidrio, y/o estén revestidas de vidrio.

El número de lechos de catalizador de contacto necesarios se rige según la concentración de SO_2 y el contenido de oxígeno en el gas que ha de ser tratado. Así, por ejemplo, con gases de combustión de azufre con un contenido de SO_2 de 8 a 12% en volumen y un grado de transformación total deseado de aproximadamente 99,5-99,8%, se necesitan tres lechos de catalizador de contacto. Con un contenido de SO_2 superior a 12% en volumen y un grado de transformación total deseado hasta de aproximadamente 99,8% en volumen, se necesitan 4 lechos de catalizador de contacto.

Las ventajas principales del procedimiento según el invento son las siguientes: Es posible un grado de transformación total máximo de SO_2 en SO_3 de 99,7 - 99,8%. La cantidad necesitada de catalizador de contacto disminuye considerablemente. Es posible un aprovechamiento de calor óptimo y máximo de todas las cantidades de calor disponibles, por ejemplo para la producción de vapor de agua, producción de agua caliente, producción de aire de calefacción, etc... El consumo de agua de refrigeración, que no se utiliza para el aprovechamiento de calor, puede desaparecer totalmente o es extraordinariamente pequeño, y es aproximadamente una centésima parte de las cantida-

337098



des que se necesitaban hasta ahora. El ácido de absorbe-
dor caliente no es bombeado, sino que vuelve por grave -
dad a los refrigeradores o a los secadores. Todo el cir-
cuito de ácido puede ser constituido de manera resisten-
5 te a la corrosión con un gasto económicamente admisible,
ya que las conducciones e instalaciones de refrigeración
pueden ser mantenidas con tamaño pequeño a causa de las
pequeñas cantidades de ácido circulantes. Es necesaria -
solo una bomba para el ácido de secador relativamente -
10 frio. El ácido sulfúrico producido tiene un pequeño con-
tenido de hierro. Los costos de inversión precisos son -
esencialmente más pequeños en comparación con los proce-
dimientos conocidos. Los costos del reactor de contacto
de catalisis incluido el catalizador, disminuyen aproxi-
15 madamente en un 30 ó 40%, comparados con una catálisis sim-
ple con un grado de transformación total de 98,5%, o compa-
rados con una catálisis con absorción intermedia con un -
grado de transformación total de aproximadamente 99,5%.
Además, los costos de inversión de intercambiadores de -
20 calor, refrigeradores, conducciones, bombas, etc., son
también esencialmente más pequeños. Los costos de funcio-
namiento de toda la instalación son también esencialmente
más pequeños. Los costos de producción por tonelada de -
ácido sulfúrico producido (monohidrato), teniendo en cuen-
25 ta el rendimiento del vapor de agua que se ha de lograr -
que es de aproximadamente 2.000 kg/tonelada de monohidra-
to, referido a vapor de agua saturado de 22 atmósferas ma-
nométricas y agua de alimentación a 100°C - son conside-
rablemente más pequeños que los costos de los procedimien-
30 tos normales de catálisis normal sin absorción intermedia.

337098

21 FEB 1967



El procedimiento según el invento es explicado

aún más y a título de ejemplo con ayuda de las figuras 1 a 3, con ayuda de los siguientes ejemplos de realización:

5 Ejemplo de realización número 1:

Se calculó la instalación para la conversión de gases de combustión de azufre con un rendimiento de 100 toneladas por día de monohidrato, y está representada en la figura 1. Por la conducción 1 se aspiran 9350 m³ en condiciones normales por hora de aire atmosférico a 20°C, saturado al 80% en el secador 2, y se seca mediante ácido sulfúrico con 96% en peso de H₂SO₄ y una temperatura de 60°C. A través del separador de gotas 3, el ventilador 4 y la conducción 5, el aire secado, con una temperatura de 80°C y una presión de 2400 mm de columna de agua, es conducido al horno de azufre 8 a través del precalentador de aire 6 y la conducción 7. A través de la conducción 9, se introducen por tobera 1375 kg/hora de azufre líquido y se queman con el aire caliente a 200°C. A través de la conducción 10 se introducen 9350 m³ en condiciones normales de gases de combustión con un contenido de SO₂ de 10 volúmenes % y a 1100 °C, en la caldera de calor de escape 11, se enfrían hasta 430°C y se introducen a través de la conducción 12 en el primer lecho de catalizador 13. A través de la conducción 14, los gases son conducidos, con un grado de transformación de 65% y una temperatura de 605°C, al intercambiador de calor intermedio 15, allí son enfriados hasta 393°C, en el economizador 16 son enfriados hasta 140°C, y son conducidos a través de la conducción 17 al absorbedor intermedio 18.

337098



Los gases liberados de SO_3 abandonan el absorbedor 18 con una temperatura de 174°C , pasando por el separador de gotas 19 y la conducción 20, son calentados en el intercambiador de calor intermedio 15 hasta 420°C y son conducidos al segundo lecho de catalizador 22 a través de la conducción 21. Por la conducción 23, los gases, con una temperatura de 525°C y un grado de transformación total de 96 % son conducidos al intercambiador de calor intermedio 24, son enfriados hasta 305°C , son enfriados hasta 140°C en el economizador 25, y son conducidos al absorbedor intermedio 27 a través de la conducción 26. Los gases liberados de SO_2 pasan a través del separador de gotas 28 y la conducción 29 al intercambiador de calor intermedio 24 y, con una temperatura de 400°C , pasan al tercer lecho de catalizador 31, a través de la conducción 30. Los gases, con un grado de transformación total de 99,7% y una temperatura de 405°C , son conducidos a través de la conducción 32 al generador de vapor de agua 33, son enfriados allí hasta 270°C , son enfriados en el precalentador de aire 6 hasta 130°C , y son conducidos al absorbedor final 35 a través de la conducción 34. Los gases finales liberados de SO_2 abandonan la instalación a través del separador de gotas 36 y la conducción 37, con una temperatura de 137°C .

El ácido del secador, con una concentración de 96% en peso de H_2SO_4 y una temperatura de 60°C , es retirado a través de la bomba 38 y la conducción 39. Se conducen $12,0 \text{ m}^3/\text{hora}$ al absorbedor intermedio 18 a través de la conducción 40, $5,8 \text{ m}^3/\text{hora}$ al absorbedor intermedio 27 a través de la conducción 41 y $0,7 \text{ m}^3/\text{hora}$ al absorbedor final 35 a través de la conducción 42. A través de las -

337098



conducciones 43, 44 y 45 se retira el ácido del absorbedor, es reunido en la conducción 46, en el dispositivo de mezcla 47 se añaden 0,75 m³/hora de H₂O, se enfría en el preparador de agua caliente 48 hasta 60°C, y se conduce
5 al secador 2 a través de la conducción 49. Por la conducción 50 se retiran 2,33 m³/hora de ácido de producto con una concentración de 98,5% en peso de H₂SO₄. Se introducen con tobera en el secador 2 12,0 m³/hora de H₂SO₄ a través de la conducción 51.

10 En la caldera de calor de escape 11 se producen 6.200 kg/hora de vapor saturado a 22 atmósferas manométricas, teniéndose en cuenta el aprovechamiento de calor por precalentamiento del agua de alimentación y evaporación previa en los economizadores 16 y 25. En la caldera
15 de vapor a baja presión 33 se producen 650 kg/hora de vapor saturado a 5 atmósferas manométricas, y en el generador de agua caliente 48 se precalientan hasta 95°C 17.300 kg/hora de agua a 20°C.

Ejemplo de realización número 2.-

20 Se calculó la instalación para la conversión de gases de tostación y un rendimiento de 100 toneladas por día de monohidrato, y está representada en la figura 2.

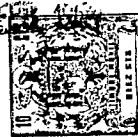
A través de la conducción 1 se aspiran dentro del secador 2 9350 m³ en condiciones normales por hora de gases de tostación purificados, refrigerados hasta aproximadamente 36°C y desprovistos de niebla con 10% en volumen de SO₂, y se secan mediante ácido sulfúrico con 96% en peso de H₂SO₄ y una temperatura de 60°C. A través del
25 separador de gotas 3, el ventilador 4 y la conducción 5, el gas SO₂ seco, con una temperatura de 80°C y una pre-
30

337098



sión de 2400 mm de columna de agua, es conducido a tra -
vés del intercambiador de calor 6, allí es precalentado
hasta 305°C, es conducido al intercambiador de calor 8
a través de la conducción 7, en cuyo intercambiador tiene
5 lugar el precalentamiento hasta 440°C, y es conducido al
primer lecho de catalizador 10 a través de la conducción
9. Por la conducción 11, los gases, con un grado de trans-
formación de 60% y una temperatura de 600°C, son conduci-
dos al intercambiador de calor 8, son enfriados allí has-
10 ta 472°C, en el intercambiador de calor intermedio 12 son
enfriados hasta 257°C, en el economizador 13 son enfria -
dos hasta 140°C, y son conducidos al absorbedor interme -
dio 15 a través de la conducción 14. Los gases liberados
de SO₃ abandonan el absorbedor 15 a través del separador
15 de gotas 16 y la conducción 17, con una temperatura de -
174°C, son calentados hasta 420°C en el intercambiador de
calor intermedio 12, y son conducidos al segundo lecho de
catalizador 19 a través de la conducción 18. Los gases -
con una temperatura de 525°C y un grado de transformación
20 total de 92%, son conducidos al intercambiador de calor -
intermedio 21 por la conducción 20, son enfriados hasta
308°C, son enfriados en el economizador 22 hasta 140°C,
y son conducidos al absorbedor intermedio 24 por la con-
ducción 23. Los gases liberados de SO₃, con una tempera-
25 tura de 167°C pasan al intercambiador de calor interme -
dio 21, a través del separador de gotas 25 y la conduc -
ción 26, y pasan con una temperatura de 400°C al tercer
lecho de catalizador 28 a través de la conducción 27. Los
gases, con un grado de transformación total de 99,5% y -
30 una temperatura de 422°C son conducidos al intercambiador

337098



de calor 6 a través de la conducción 29, son enfriados allí hasta 160°C, y son conducidos al absorbedor final 31 a través de la conducción 30. Los gases finales liberados de SO₃ abandonan la instalación con una temperatura de 167°C a través del separador de gotas 32 y la conducción 33. El ácido del secador es retirado con una concentración de 96% en peso de H₂SO₄ y una temperatura de 60°C, a través de la bomba 34 y la conducción 35. 11,2 m³/hora son conducidos al absorbedor intermedio 15 a través de la conducción 36, 6,0 m³/hora son conducidos al absorbedor intermedio 24 a través de la conducción 37 y 1,4 m³/hora al absorbedor final 31 a través de la conducción 38. A través de las conducciones 39, 40 y 41 se retira el ácido del absorbedor, se reúne en la conducción 42, en el dispositivo de mezcla 43 se añaden 0,42 m³/hora de H₂O, en el preparador de agua 44 se enfria hasta 35°C y a través de la conducción 45 se conduce al secador 2. Por la conducción 46 se retiran 2,33 m³/hora de ácido de producto con una concentración de 98,5% en peso de H₂SO₄.

1,20 m³/hora de H₂SO₄ son introducidos por tobera en el secador 2 a través de la conducción 47.

En los economizadores 13 y 22 se precalientan desde 102°C hasta 220°C, 7500 kg/hora de agua de alimentación desgasificada. En el productor de agua caliente 44 se precalientan, desde 20°C hasta 95°C, 2100 kg/hora de agua.

Ejemplo de realización número 3.-

Se calculó la instalación para la conversión de gases de combustión de azufre y para un rendimiento de 100 toneladas por día de monohidrato y está representada en la

337098

21 FEB 1967



figura 3.

En lugar de la refrigeración del ácido del absor-
bedor en un generador o productor de agua caliente 48, des-
crita en el ejemplo de realización 1, la refrigeración se
5 efectúa en un refrigerador de agua y aire 52. 21.000 m³ -
en condiciones normales por hora, de aire de refrigeración
a 20°C y con 80% de humedad son impulsados por el ventila-
dor 53 y a través de la conducción 54 por debajo de la -
placa perforada 55 y a través de la capa de agua 56. La
10 capa de agua 56 es mantenida a una temperatura de 40°C.
El ácido del absorbedor es conducido a través de los ser-
pentines de refrigeración 57 y es enfriado hasta 60°C.
Por la conducción 58 se añaden a la capa de agua 56, co-
mo agua de reposición, 1,0 m³/hora de agua de refrigera-
15 ción a 20°C.

La presente solicitud que corresponde a la pre -
sentada en la República Federal Alemana, con fecha 1 de -
Marzo de 1.966, bajo el Nº M 68571 IVa/12i, se acoge a -
los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre
20 Propiedad Industrial.

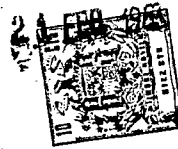
- N O T A -

Los puntos de invención propia y nueva, que se
presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente
de Invención en España, por VEINTE años, son los si -
25 guientes:

11.2.67

- 17 -

337098



1.- Procedimiento para la conversi3n catal3tica en SO_3 de gases que contienen SO_2 por medio de gases que contienen ox3geno, y para la producci3n de 3cido sulf3rico secando los gases que contienen ox3geno o que
5 contienen SO_2 y ox3geno, en un reactor de contacto de catalizador con varios lechos de catalizador, absorbi3ndose el contenido de SO_3 formado, por medio de 3cido sulf3rico, en absorbedores intermedios y finales, siendo en
10 friado el gas convertido parcialmente en SO_3 , antes de la entrada en el absorbedor intermedio, en dos etapas, hasta aproximadamente la temperatura de trabajo del absorbedor intermedio, siendo calentados los gases ampliamente liberados de SO_3 que salen de la absorci3n intermedia, antes de su entrada en el siguiente lecho de catalizador,
15 en intercambio de calor con los gases conducidos a la absorci3n intermedia, hasta la temperatura de trabajo del lecho de catalizador, caracterizado porque despu3s de cada lecho de catalizador de contacto tiene lugar una amplia absorci3n del contenido de SO_3 formado, siendo enfriados
20 los gases que contienen SO_3 , antes de la entrada en cada uno de los absorbedores intermedios, en dos o m3s etapas, hasta aproximadamente la temperatura de trabajo del absorbedor intermedio.

2.- Procedimiento seg3n la reivindicaci3n 1, caracterizado porque el gas que contiene SO_3 es introducido por la parte superior de un tubo de Venturi del absorbedor intermedio, colocado verticalmente y dirigido hacia abajo, es humedecido con 3cido sulf3rico inyectado en el tubo de Venturi, y despu3s de atravesar y abandonar el
25 tubo de Venturi se encuentra con un ba3o de 3cido sulf3rico.

337098



rico, en el cual el contenido de líquido del gas es reco-
gido o absorbido ampliamente por este baño, el gas es des-
viado, y pasa, a través de una placa permeable a los ga-
ses, dispuesta alrededor del extremo inferior del tubo -
5 de Venturi, un trozo o tramo por encima del baño, a una -
capa de ácido sulfúrico en ebullición o borboteo que se
encuentra sobre esta placa, que está provista con un ca-
nal de rebose y está unida con el baño mediante disposi-
tivos de elevación, y el gas liberado de SO_3 es retirado
10 de la parte superior de la envolvente del absorbedor.

3.- Procedimiento según las reivindicaciones 1
y 2, caracterizado porque la temperatura de trabajo del
absorbedor intermedio es de 100-200°C, y preferiblemente
de 140-180°C.

15 4.- Procedimiento según las reivindicaciones 1
a 3, caracterizado porque los gases que contienen SO_3 son
enfriados en varias etapas hasta 110-140°C, antes de la -
entrada en el absorbedor intermedio.

20 5.- Procedimiento según las reivindicaciones 1
y 2, caracterizado porque el absorbedor final funciona -
igual que un absorbedor intermedio.

6.- Procedimiento según las reivindicaciones 1
y 2, caracterizado porque el secador funciona igual que -
un absorbedor intermedio.

25 7.- Procedimiento según las reivindicaciones 1
a 6, caracterizado porque el ácido sulfúrico saliente del
absorbedor supera, mediante la diferencia de alturas, la
resistencia del ácido, del refrigerador y de las conduc-
ciones hasta el secador.

30 8.- Procedimiento según la reivindicación 7, ca-

337098



racterizado porque el refrigerador de ácido está configurado como economizador y/o refrigerador de aire y agua.

5 9.- Procedimiento según la reivindicación 8, caracterizado porque en el refrigerador de aire y agua se impulsa aire por debajo de una placa permeable al aire, pasa a través de ésta y se encuentra con el baño de agua en ebullición o borboteo que se encuentra sobre ésta, en cuyo baño están dispuestos serpentines de refrigeración
atravesados por el ácido.

10 10.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 9, caracterizado porque todas las partes de los aparatos, que entran en contacto con el ácido sulfúrico, consisten en material cerámico y/o vidrio, y/o están revestidas con vidrio.

15 11.- Procedimiento para la conversión catalítica en SO_3 de gases que contienen SO_2 .

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

20 La presente Memoria consta de veinte hojas, escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 21 FEB. 1967

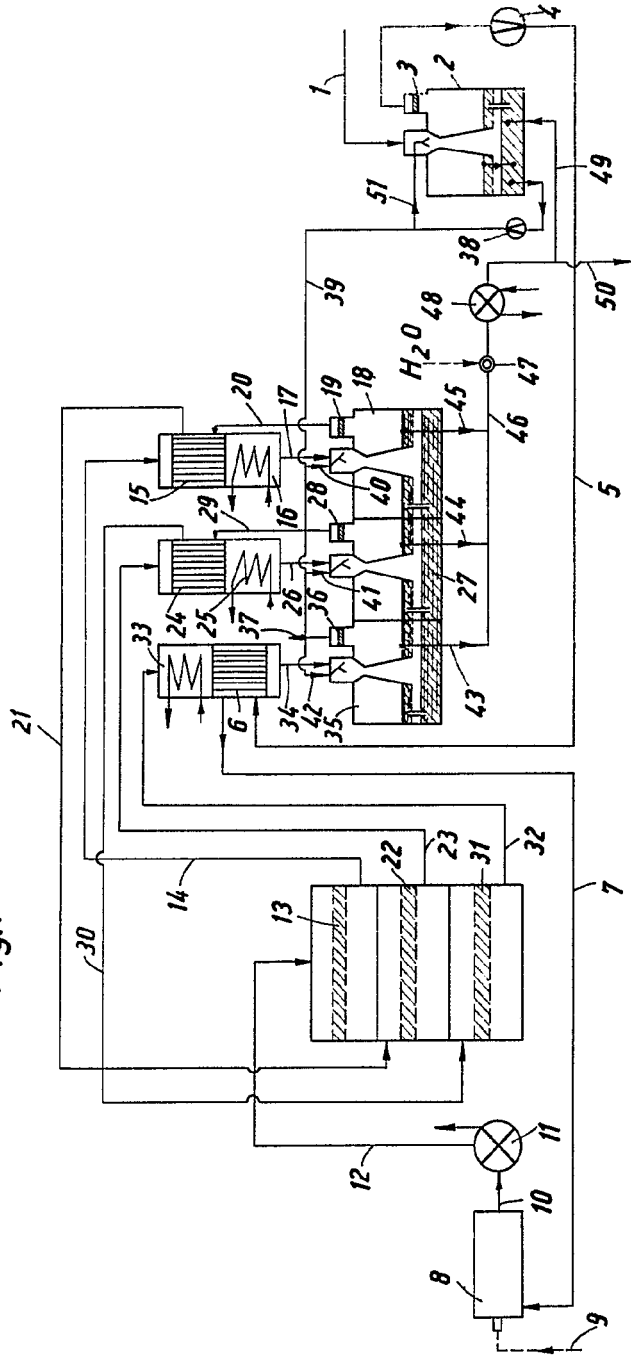
Alberto de Elzaburu
Por Poderes

337098

337098

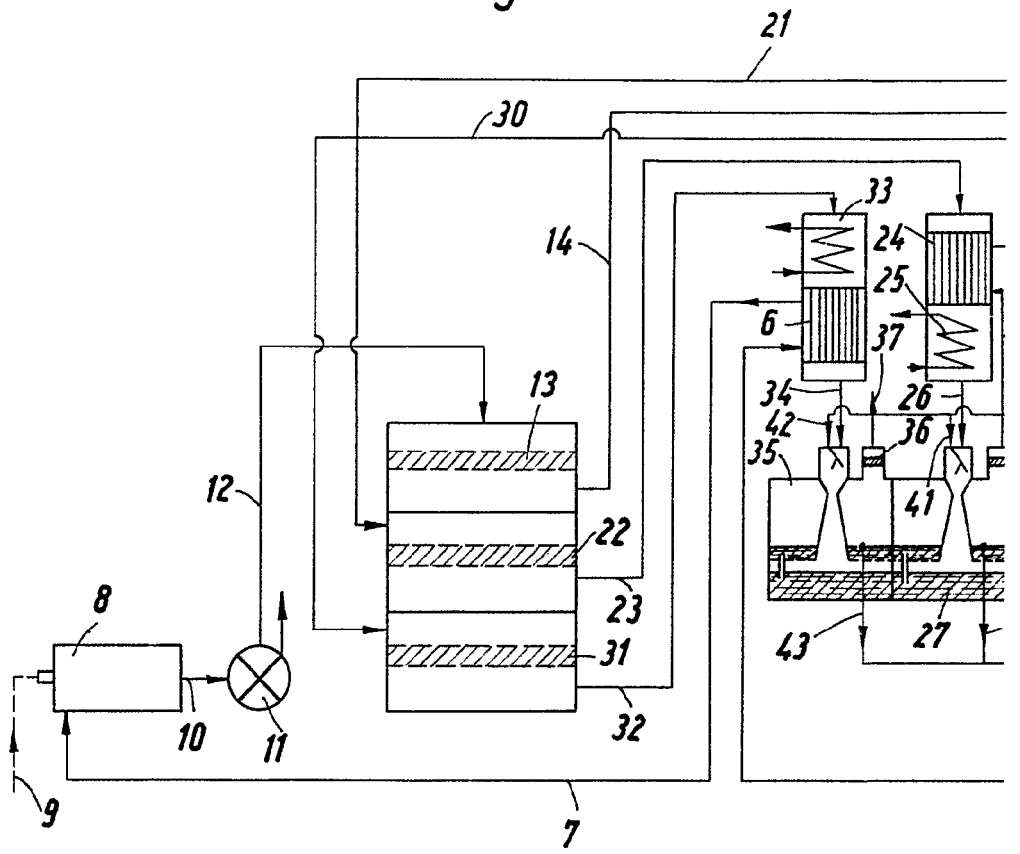
W. S. A.

Fig. 1

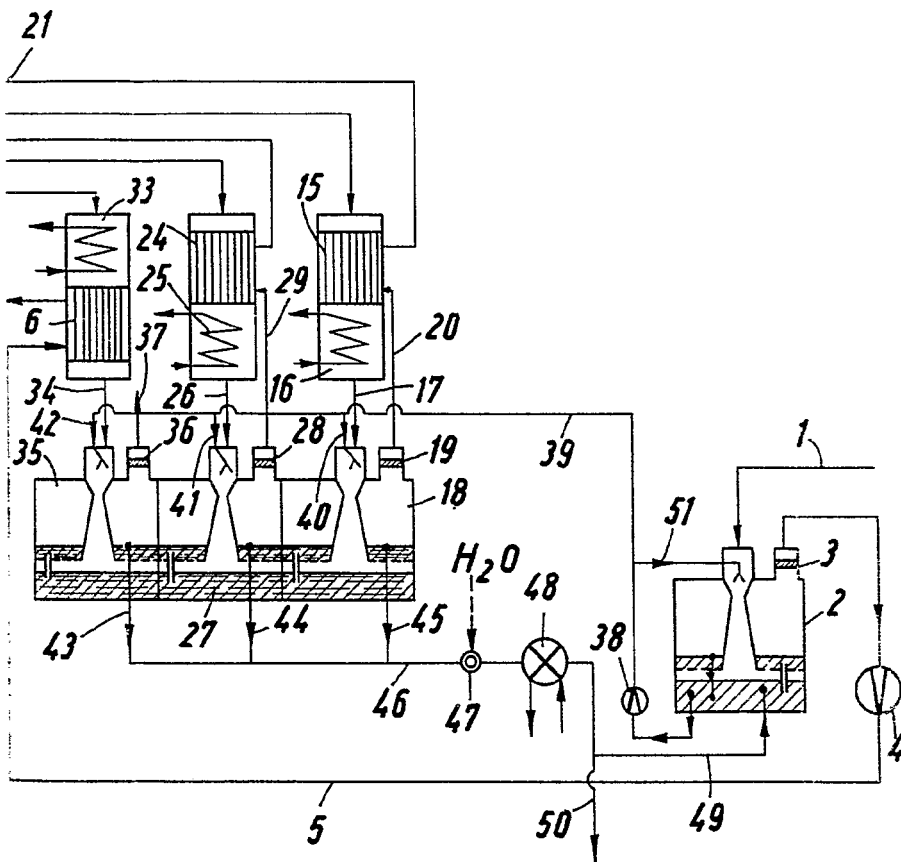


1000000

Fig.1



337098

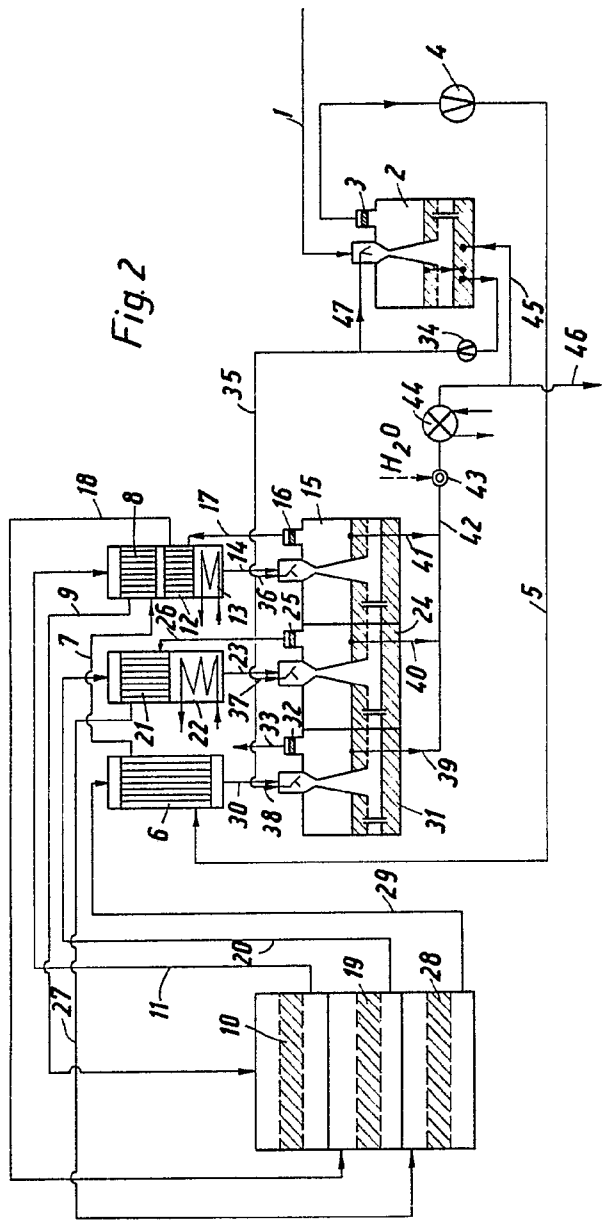


W. H. ...

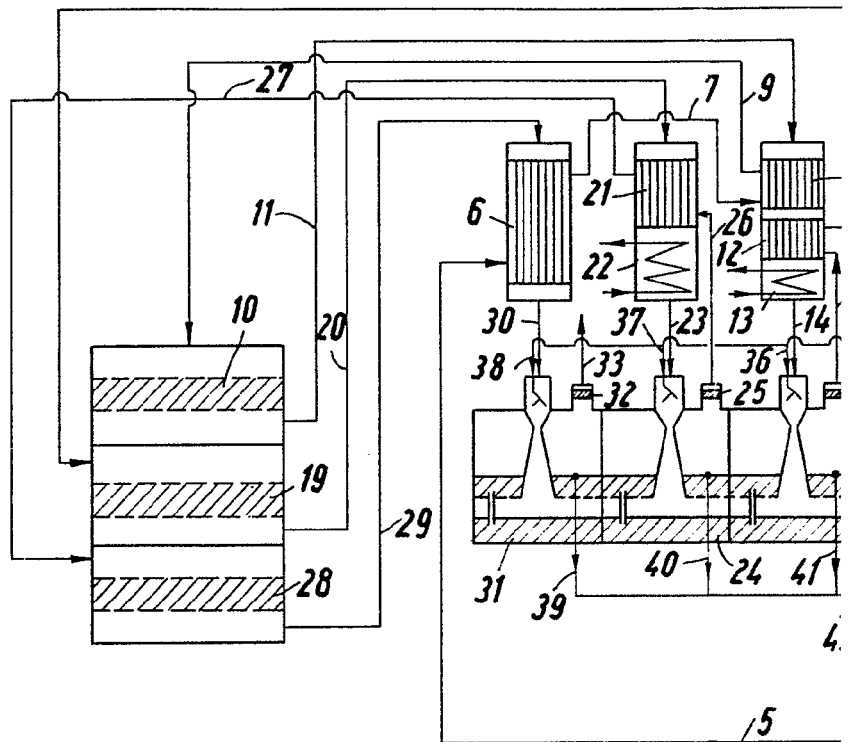
337098

337098

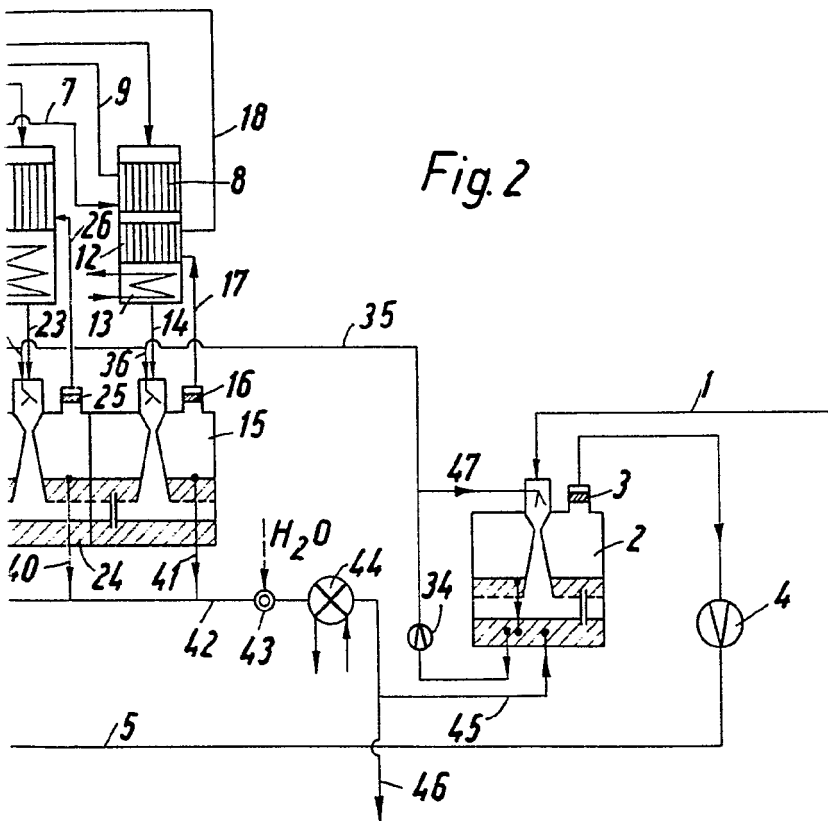
work



337098



337098

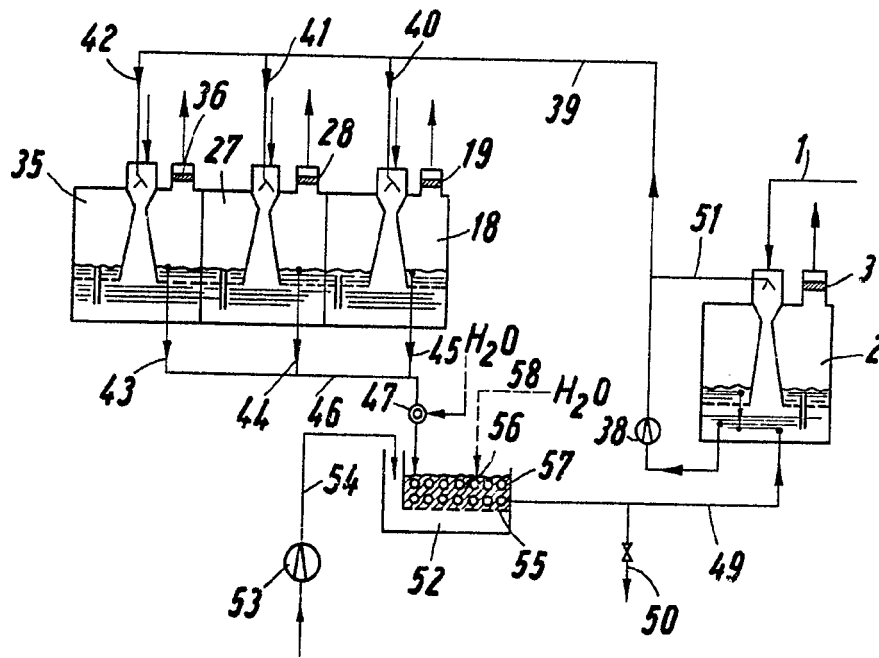


W. K.

337098



Fig. 3



Arb