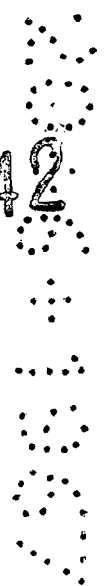




332 442



MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud  
de

PATENTE DE INVENCION

formulada en 19 de Octubre de 1.966, con el núm. 332.442  
en

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de CHEMICAL CONSTRUCTION CORPORATION, entidad nor-  
teamericana, establecida en 320 Park Avenue, Nueva York,  
N.Y. Estados Unidos de América, por:

" UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO".

-----

El presente invento se refiere a la producción de aci-  
do sulfurico, Se crea una sucesión del tratamiento mejorada,  
en la cual la corriente de gas para tratamiento que contie-  
ne dióxido de azufre es dividida en dos porciones. Una pri-  
mera porcion es convertida parcialmente en trióxido de azu-  
fre, y el trióxido de azufre es absorbido en ácido sulfuri-  
co liquido. El resto de la primera porción es combinado en-  
tonces con la segunda porción, y todo el dióxido de azufre  
en la corriente de gas combinada es convertida en trióxido  
de azufre, el cual es absorbido tambien subsiguientemente

5

10



en ácido sulfúrico líquido.

5 Se han desarrollado numerosos procedimientos para la producción de ácido sulfúrico, todos los cuales implican la sucesión básica de combustión de una corriente de alimentación que contiene azufre para formar una corriente gaseosa que contiene dióxido de azufre, enfriamiento de la corriente gaseosa a temperaturas óptimas, oxidación catalítica del dióxido de azufre a trióxido de azufre, y absorción del trióxido de azufre en ácido sulfúrico concentrado para formar ácido sulfúrico adicional.

10

La corriente de alimentación que contiene azufre puede consistir en azufre elemental, sulfuro de hidrógeno, pirritas u otros sulfuros, o lodos ácidos derivados de la refinación del petróleo. El azufre elemental es un material, preferido para instalaciones comerciales a gran escala, pero los otros manantiales de azufre antes mencionados pueden ser empleados también dentro del alcance del presente invento. La oxidación de dióxido de azufre a trióxido de azufre se lleva a cabo generalmente en presencia de un catalizador de vanadio o de platino, pero se pueden emplear también en casos apropiados otros agentes catalíticos conocidos en la técnica. La reacción de oxidación es fuertemente exotérmica. Consecuentemente con el fin de evitar el sobrecalentamiento del catalizador, la reacción se lleva a cabo generalmente en una pluralidad de etapas de conversión parcial, disponiéndose un enfriamiento de la corriente gaseosa entre las etapas. La corriente gaseosa que contiene trióxido de azufre resultante es absorbida entonces en ácido sulfu-

15

20

25

30



rico concentrado, para formar mas cantidad de acido sul-  
furico o de oleum, que consiste en acido sulfurico que  
contiene trioxido de azufre disuelto en exceso. Ambas  
alternativas están comprendidas dentro del alcance del  
5 presente invento.

Se han propuesto en la tecnica anterior numerosas  
alternativas y modificaciones de la sucesión basica del  
procedimiento. Así, en la patente USA núm. 2.023.203,  
la corriente gaseosa que contiene dioxido de azufre ca-  
10 liente es dividida, y una primera porción es hecha a  
través de un primer convertidor para conversión parcial  
con enfriamiento semultaneo. Se añade entonces el res-  
to de la corriente gaseosa que contiene dioxido de azu-  
fre caliente, con el fin de compensar un posible sobre-  
15 enfriamiento creando un efecto de caldeo para alcanzar  
una temperatura optima para ulterior conversión. La  
corriente gaseosa combinada es hecha pasar entonces a  
través de otras dos etapas de conversion en serie, se-  
guido por absorción de trioxido de azufre. En la pa-  
20 tente USA numero 2.104.858, la corriente gaseosa que  
contiene dioxido de azufre es enfriada y dividida en  
dos porciones. Una primera porción es recalentada en-  
tonces hasta la temperatura de conversión y es sometida  
a conversión catalitica parcial sin enfriamiento.  
25 La corriente gaseosa caliente resultante es enfriada  
por adición de la segunda porción fria de la corriente  
gaseosa que contiene dioxido de azufre. Finalmente, la  
patente USA núm. 1.789.460, crea un procedimiento de  
conversión de dioxido, de azufre de multiples etapas,  
30 en el cual una corriente gaseosa de reciclado es añadida



da a la corriente gaseosa principal antes de cada etapa. La corriente gaseosa de reciclado consiste en una porción de la corriente gaseosa principal que es retirada después de la primera etapa de conversión parcial, es enfriada y es lavada con un absorbente líquido para la separación de trióxido de azufre.

5

Sería deseable producir ácido sulfúrico por un procedimiento que sea más eficaz que los procedimientos de la técnica anterior, con respecto a una conversión global más alta de dióxido de azufre en trióxido de azufre, menores necesidades de aire para el procedimiento y menores necesidades de volumen de catalizador. Sería también deseable producir una corriente gaseosa que contiene dióxido de azufre caliente por la combustión de una corriente de alimentación que contiene azufre con una corriente gaseosa que contiene oxígeno, tal como aire, al mismo tiempo que se evita una excesiva elevación de temperatura y la fijación de nitrógeno atmosférico.

10

15

20

25

30

De acuerdo con el invento, se crea un procedimiento para la producción de ácido sulfúrico en el cual una corriente gaseosa caliente a temperatura menor de  $1.200^{\circ}\text{C}$  que se obtiene quemando azufre en un gas que contiene oxígeno y que contiene oxígeno en exceso, es dividida en una primera y una segunda porción cada una de las cuales es hecha pasar sobre un catalizador para formar trióxido de azufre y después es lavada con ácido sulfúrico concentrado, añadiéndose el residuo de la primera porción a la segunda porción antes de hacer pasar la segunda porción sobre el catalizador.



Así, una corriente de alimentación que contiene azufre es quemada con una corriente gaseosa que contiene oxígeno tal como aire o aire enriquecido en oxígeno, con el fin de producir una corriente gaseosa que contiene dióxido de azufre caliente que contiene también oxígeno libre en exceso. La corriente gaseosa caliente es producida a una temperatura inferior a 1200°C., con el fin de impedir el deterioro del horno y también para evitar la fijación de nitrógeno atmosférico, lo que podría dar como resultado humos de chimenea de óxidos de nitrógeno y de ácido nítrico en el producto de ácido sulfúrico. La corriente gaseosa caliente es enfriada y después es dividida en una primera porción y en una segunda porción. En una realización del invento, se añade aire adicional a la primera porción de corriente gaseosa, con el fin de reducir el contenido de dióxido de azufre hasta menos de 10%. La primera porción es hecha pasar a través de un convertidor catalítico para la oxidación de dióxido de azufre a trióxido de azufre, y una parte principal del contenido en dióxido de azufre de la primera porción de corriente gaseosa es convertida en trióxido de azufre. La porción de primera corriente gaseosa resultante es enfriada y lavada con ácido sulfúrico líquido que absorbe el contenido en trióxido de azufre para formar más ácido sulfúrico. El resto de la primera porción de corriente gaseosa es combinado con la segunda porción de corriente gaseosa, y la corriente gaseosa combinada es hecha pasar a través de un segundo convertidor catalítico para la oxidación del contenido en dióxido de azufre a trióxido de azufre, con el fin de convertir sustancialmente todo el contenido de dióxido de azufre al trióxido de azufre. La



corriente gaseosa combinada convertida resultante es enfriada y lavada con acido sulfurico liquido, que absorbe el contenido en trioxido de azufre para formar más cantidad de acido sulfurico.

5                   La sucesión del procedimiento del presente invento proporciona varias ventajas practicas comparado con la tecnica anterior. En la aplicación real a una instalación para acido sulfurico comercial, la conversión global de dióxido de azufre a trióxido de azufre era superior a 10                   99% el caudal de aire del procedimiento requerido era solo de 1,5 m3 por minuto por tonelada de acido por dia, y el volumen total de catalizador de vanadio requerido era solo de 129 l por tonelada de acido por dia. Así, el presente invento crea una sucesión del procedimiento que 15                   se caracteriza por una alta conversión global de dióxido de azufre a trióxido de azufre, bajas necesidades de aire para el procedimiento y bajas necesidades de volumen de catalizador.

                  Se describirá ahora una realización del invento con 20                   referencia a los dibujos anejos, que son un diagrama de flujo esquemático. Una corriente gaseosa 1 que contiene oxígeno para el procedimiento, consistente usualmente en aire atmosférico que preferiblemente ha sido secado previamente, usualmente lavando con acido sulfurico con- 25                   centrado, con el fin de evitar la formación subsiguiente de niebla. La corriente 1 es dividida preferiblemente en la corriente de aire principal 2 para el procedimiento y la corriente de aire de derivación 3. La corriente 2 es hecha reaccionar entonces con una corriente de alimentación 4 que contiene azufre en un horno de combustión 5, 30



que tal como se describe anteriormente, es mantenido a una temperatura inferior a 1200°C, con el fin de evitar el deterioro del horno y la formación de óxidos de nitrógeno por la fijación de nitrógeno atmosférico. Tal como se describe anteriormente, la corriente 4 puede consistir en uno cualquiera entre una variedad de materiales que contienen azufre, sin embargo la corriente 4 consistirá usualmente en azufre elemental en instalaciones comerciales a gran escala. La corriente gaseosa 6 que contiene dióxido de azufre, resultante, descargada del horno 5 está así a una temperatura inferior a 1200°C, y está preferiblemente a una temperatura dentro del margen de 600°C a 1200°C. La corriente 6 contiene usualmente más de 10% en volumen de contenido en dióxido de azufre junto con oxígeno libre en exceso, y contendrá preferiblemente dentro del margen de 10 a 14% de contenido en dióxido de azufre en volumen.

La corriente 6 es enfriada entonces hasta una temperatura reducida apropiada para la oxidación catalítica subsiguiente de dióxido de azufre a trióxido de azufre. El enfriamiento de la corriente 6 tiene lugar preferiblemente en caldera o hervidor 7, con generación simultánea de vapor de agua. La corriente de agua líquida es hecha pasar a la unidad 7, y el vapor de agua generado resultante es retirado de la unidad 7 en la forma de corriente 9. La corriente gaseosa 10 del procedimiento enfriada y retirada de la unidad 7 está a una temperatura reducida superior a 400°C apropiada para la subsiguiente conversión catalítica, y está preferiblemente a una temperatura dentro del margen de X 400°C a 550°C.



La corriente 10 es dividida entonces en una primera porcion de corriente gaseosa 11 del procedimiento y en una segunda porcion de corriente gaseosa del procedimiento. La corriente 11 es combinada con la corriente de aire de derivación 3 del procedimiento, para formar corriente gaseosa 13 del procedimiento que preferiblemente contiene menos de 10% en volumen de contenido en dióxido de azufre y tipicamente contiene dentro del margen de 6% a 10% en volumen de contenido en dióxido de azufre, junto con oxígeno libre en exceso. La corriente 13 es hecha pasar entonces al convertidor catalítico 14, con el fin de oxidar una porcion principal del contenido de dióxido de azufre a trióxido de azufre. La unidad 14 contiene preferiblemente dos lechos 15 y 16 que consisten en un catalizador apropiado para la reacción, tal como óxido de platino o vanadio depositado sobre un vehículo apropiado. Cada uno de los lechos 15 y 16 es de un volumen apropiado para lograr una sola conversión parcial, con el fin de evitar una excesiva elevación de temperatura debida a la naturaleza exotérmica de la reacción, que podría dar como resultado un deterioro del catalizador. Los lechos 15 y 16 están separados por el tabique 17 y el gas caliente parcialmente convertido es retirado desde debajo del lecho 15 como corriente 18 para enfriamiento externo en un hervidor 19 de vapor de agua auxiliar. Una corriente de agua líquida 20 es hecha pasar dentro del hervidor 19 y se retira de vapor de agua generado por medio de la corriente 21. Se pueden emplear otros medios apropiados de intercambio de calor en la unidad 19 además de la corriente de agua 20.



La corriente gaseosa 22 del procedimiento enfriada resultante es hecha pasar desde la unidad 19 a la unidad 14 debajo del tabique 17, y entonces pasa a través del lecho 16 para nueva oxidación catalitica de dióxido de azufre a trióxido de azufre. La corriente gaseosa 23 del procedimiento caliente final, retirada de la unidad 14 contiene entonces trióxido de azufre junto con una proporción secundaria de dióxido de azufre sin convertir.

La corriente 23 es entonces enfriada antes de la absorción de su contenido en trióxido de azufre en ácido sulfurico liquido. El enfriamiento de la corriente 23 tiene lugar preferiblemente en intercambio termico con la corriente gaseosa residual exenta de trióxido de azufre, antes de reciclar la corriente gaseosa residual al procedimiento para nueva oxidación catalitica de su contenido en dióxido de azufre residual a trióxido de azufre. La corriente 23 es hecha pasar así dentro del intercambiador de calor 24, y la corriente gaseosa 25 del procedimiento enfriada resultante es producida a una temperatura preferiblemente por debajo de 200°C. y típicamente dentro del margen de 100°C a 200°C. La corriente 25 es hecha pasar entonces dentro de la torre de lavado de gas 26, que puede estar provista de medios internos apropiados 27 para el contacto entre gas y liquido, tales como anillos Raschig u otros materiales de relleno apropiados, platos de campanas de burbujeo, o platos de placa perforada. La corriente de ácido sulfurico liquido concentrado 28 es hecha pasar dentro de la unidad 26 encima de la sección 27, y circula hacia abajo en contracorriente con la corriente gaseosa ascendente. El trióxido de azufre es ab-



5 sorbido desde la fase gaseosa dentro de la corriente de liquido en la sección 27 con formación consiguiente de más acido sulfurico o de oleum. La fase liquida resultante que contiene trioxido de azufre disuelto es retirada de la unidad 26 como corriente 29, y puede ser reciclada como corriente 28 o puede ser hecha pasar a la utilización del producto.

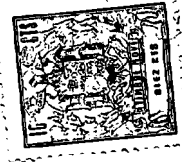
10 La corriente gaseosa residual 30 retirada en la parte superior de la unidad 26 está entonces sustancialmente exenta de trioxido de azufre, sin embargo, la corriente 30 contiene dióxido de azufre y es reciclada para nueva oxidación ecatalitica. La corriente 30 es calentada en la unidad 24 a una temperatura apropiada para reciclar y oxidar cataliticamente el dióxido de azufre o trióxido de azufre por intercambio termico con la corriente 23. La corriente gaseosa 31 residual calentada resultante está preferiblemente a una temperatura superior a 350°C, y está tipicamente a una temperatura dentro del margen del 15 350°C a 500°C. La corriente 31 es combinada entonces con la corriente 12 para formar una corriente gaseosa 32 del procedimiento a una temperatura preferiblemente superior a 400°C y tipicamente a una temperatura dentro del margen de 400°C a 525°C. La corriente 32 es hecha pasar entonces al convertidor catalitico 33 que es similar en configuración y función a la unidad 14 arriba descrita, excepto que 25 sustancialmente todo el contenido en dióxido de azufre de la corriente 32 es convertido en trióxido de azufre en la unidad 33. Asi, la unidad 33 está provista con una pluralidad de lechos de catalizador 34, 35 y 36, lograndose el enfriamiento entre lechos para evitar una excesiva elevación de temperatura, por la disposición de serpentines de enfriamiento 37 y 38 entre los lechos. Un fluido de intercambio termico apropiado es hecho circular a través de 30



los serpentines 37 y 38 pasando por las corrientes 39 y 40, que pueden consistir en aire del procedimiento tal como se describe en la patente USA numero 3.147.074.

5 La corriente gaseosa del procedimiento caliente re-  
sultante retirada a la unidad 33 debajo del lecho 36 con-  
tiene trioxido de azufre y está sustancialmente exenta de  
dioxido de azufre. La corriente 41 es enfriada entonces  
en el intercambiador termico 42 a una temperatura apro-  
piada para la absorción del trioxido de azufre en acido  
10 sulfurico concentrado. Un fluido de intercambio termico  
tal como agua es hecho pasar a la unidad 42 por medio de  
la corriente 43, y el fluido calentado es retirado por  
medio de la corriente 44. La corriente gaseosa 45 del  
procedimiento enfriada resultante, retirada de la unidad  
15 42 está preferiblemente a una temperatura inferior a 200°C  
y está típicamente a una temperatura dentro del margen de  
100°C a 200°C. La corriente 45 es hecha pasar entonces  
al absorbedor 46 que es una unidad que tiene una configu-  
ración y una función similares a las de la unidad 26  
20 arriba descrita. Así, una corriente de acido 47 sulfurico  
concentrado es hecha pasar dentro de la unidad 46 encima  
de la sección de contacto entre gas y liquido 48, y absor-  
be sustancialmente todo el trioxido de azufre de la fase  
gaseosa ascendente. La fase liquida resultante de mayor  
25 contenido en trioxido de azufre es retirada a través de  
la corriente 49, y puede ser reciclada a través de la  
corriente 47 o puede ser hecha pasar a la utilización del  
producto. La corriente 50 de fase gaseosa residual, en-  
tonces sustancialmente exenta de oxidos de azufre es des-  
30 cargada a la atmosfera desde la unidad 46 encima de la

sección 48.



5 Numerosas alternativas dentro del alcance del presente invento se les ocurrirán a los técnicos en la materia. Así, las limitaciones y márgenes de las variables del procedimiento tales como las temperaturas de la corriente gaseosa, antes enumeradas representan simplemente realizaciones preferidas del presente invento, y resultará evidente que el procedimiento se puede llevar a cabo fuera de estos márgenes y limitaciones, con la excepción de la limitación máxima de la temperatura de la corriente 6. La corriente de aire de derivación 3 puede ser omitida en algunos casos, en cuyo caso la cantidad necesaria de oxígeno total del procedimiento para la combustión y oxidación de dióxido de azufre será introducida en el procedimiento a través de la corriente 2. Se pueden adoptar en la práctica otros medios de enfriar la corriente 6 en lugar de la caldera o generador de vapor de agua 7. Así, en algunos casos la corriente 6 puede ser enfriada por intercambio térmico con un fluido del procedimiento similarmente a la corriente 23, o con un medio de intercambio térmico convencional distinto del agua líquida. Se aplican consideraciones similares en lo que se refiere al enfriamiento de la corriente 18 ya que se pueden adoptar en la práctica otros medios de enfriamiento además del generador de vapor de agua 19. La unidad 14 puede contener solamente un único lecho de catalizador, particularmente en los casos en los que la corriente 13 es de contenido en dióxido de azufre relativamente bajo. En otros casos, la unidad 14 puede contener más de dos lechos. Se aplican consideraciones similares en lo que se refiere a la unidad 33, sin embargo, en la mayor parte de los casos,

10

15

20

25

30



serán suficientes 3 lechos de catalizador para alcanzar una oxidación de dióxido de azufre sustancialmente completa en la unidad 33, y en algunos casos se pueden disponer en la unidad 33 menos de tres lechos. La corriente gaseosa 23 del procedimiento caliente puede ser enfriada antes de la absorción de trióxido de azufre por intercambio termico con otras corrientes del procedimiento tales como las corrientes 1 ó 3, o con agua líquida o con otros medios de intercambio termico, en lugar del intercambio termico con la corriente 30. En este caso, la corriente 30 puede ser calentada por medios alternativos de intercambio termico antes de reciclar como corriente 31, o en algunos casos cuando la corriente 12 está a una temperatura suficientemente elevada, la corriente 30 puede ser reciclada directamente como corriente 31, en cuyo caso la corriente 12 servirá para calentar la corriente 31 a la temperatura requerida para la reacción catalítica por mezclado directo. Las secciones 27 o 48 pueden ser emitidas en casos apropiados en cuyos casos las unidades 26 y 46 consistirán en torres de pulverización. En otros casos, el contacto entre gas y líquido se puede lograr inyectando corrientes 25 o 45 en una masa líquida de solución de ácido sulfúrico concentrado. Otros procedimientos alternativos de contacto entre gas líquido se les ocurrirán a los técnicos en la materia. El enfriamiento entre etapas entre los lechos 34 y 35 o entre los lechos 35 y 36 se puede lograr alternativamente por la disposición de un tabique interno en la unidad 33 similar al tabique 16 de la unidad 14, combinado con un generador de vapor de agua externo similar



a la unidad 19. Se podría disponer un unico sistema de  
circulación de acido sulfurico que comprende una bomba  
y un enfriador de acido, para proporcionar acido de la-  
vado a ambas unidades 26 y 46. En este caso, las corrien-  
tes 28 y 47 se derivaran de una unica corriente de acido  
enfriado, y las corrientes 29 y 49 se podrían combinar  
antes de enfriar y reciclar para ulterior lavado del gas.  
En algunos casos las corrientes 30 o 50 pueden contener  
niebla de acido arrastrada. En este caso, la niebla de  
acido será separada y recuperada de las corrientes gaseo-  
sas 30 o 50 haciendo pasar la corriente gaseosa a través  
de un filtro de niebla apropiado.

Finalmente, es evidente que el concepto y la suce-  
sión del procedimiento del presente invento son factibles  
y aplicables en casos en que se requiere una instalación  
a gran escala, y la corriente 10 es de un volumen tan  
grande que resulta practica dividir la corriente 10 en  
tres o mas porciones. En este caso, mas de una porción  
de la corriente 10 será sometida a conversión catalitica  
parcial y absorción de trioxido de azufre, seguido por  
combinación de las porciones residuales y conversión ca-  
talitica completa final de dióxido de azufre a trióxido  
de azufre en la corriente gaseosa combinada. Alternati-  
vamente, la corriente 10 puede ser dividida en tres por-  
ciones, y el contenido en dióxido de azufre de la corrien-  
te 32 puede ser convertido solo parcialmente en trióxido  
de azufre. En este caso, la corriente 50 contendrá dio-  
xido de azufre residual, y la corriente 50 se combinará  
con la tercera porción de la corriente 10, y la corriente  
gaseosa combinada será sometida a ulterior conversión.



catalitica y absorción de trióxido de azufre en unidades del procedimiento separadas adicionales. Se describirá ahora un ejemplo de una aplicación industrial del procedimiento del presente invento. En el ejemplo que sigue, las composiciones de la corriente del procedimiento están dadas en terminos de metros cubicos por minuto para cada constituyente.

Ejemplo.- El procedimiento del presente invento fué aplicado a una instalación que producía 180 toneladas por dia de ácido sulfurico. El volumen total de catalizador requerido para los lechos 15 y 16 era de 9600 l, y el volumen total de catalizador requerido para los lechos 34, 35 y 36 era de 13.850 l. Las siguientes son las composiciones y temperaturas de las corrientes del procedimiento principal.

Composición de la corriente - litros por minuto.

Corriente, No.	Dioxido de azufre	Trióxido de azufre.	Oxigeno	Nitrogeno	Temperatura de la corriente, °C.-
1	-----	-----	59.147	223.853	
3	-----	-----	7.924	29.998	
6	29.432	-----	21.791	193.855	1090
10	29.432	-----	21.791	193.855	520
13	19.640	-----	24.338	159.046	440
22					440
18					605
23	2.943	16.697	13.895	159.046	475
25	2.943	16.697	13.895	159.046	140
30	2.943	-----	13.895	159.046	75
31	2.943	-----	13.895	159.046	418
12	9.792	-----	7.471	64.807	520
32	12.735	-----	21.366	223.853	440
41	283	12.452	15.140	223.853	475
50	283	-----	15.140	223.853	75



En el ejemplo anterior, la conversión global de dióxido de azufre a trióxido de azufre fué de 90,1% el caudal de aire para el procedimiento requerido era solamente de 1'5 m3 por minuto por tonelada de capacidad de ácido diaria, y el volumen total de catalizador de vanadio requerido era solamente de 129'3 L. por tonelada de capacidad de ácido diaria. Estas condiciones de trabajo representan una mejora significativa sobre los procedimientos de la técnica anterior.

La presente solicitud que corresponde a la presentada en Estados Unidos de América el 21 de Octubre de 1.965 bajo el núm. 499.522, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

15

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 siguientes:

20 1-Un procedimiento para la producción de ácido sulfúrico en el cual una corriente gaseosa caliente a temperatura menor de 1200°C, que se obtiene quemando azufre en un gas que contiene oxígeno, y que contiene oxígeno en exceso, es hecha pasar sobre un catalizador para formar  
25 trióxido de azufre y después es lavada con ácido sulfúrico concentrado, siendo dividida la corriente gaseosa en



una primera y una segunda porción antes de la reacción catalítica y añadiéndose la primera porción después de la reacción catalítica a la segunda porción antes de la reacción catalítica, caracterizado por el hecho de que la primera porción es lavada con ácido sulfúrico concentrado antes de la adición a la segunda porción.

5

2.- Un procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado por el hecho de que se añade gas que contiene oxígeno a la primera porción antes de pasar sobre el catalizador.

10

3.- Un procedimiento según la reivindicación 2 caracterizado por el hecho de que la corriente gaseosa caliente contiene más de 10% en volumen de dióxido de azufre y se añade suficiente cantidad de gas que contiene oxígeno a la primera porción para reducir el contenido en dióxido de azufre a menos de 10% en volumen.

15

4.- Un procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado por el hecho de que la corriente gaseosa caliente es enfriada antes de su división y cada porción es enfriada ante la reacción catalítica y el lavado.

20

5.- Un procedimiento según la reivindicación 4 caracterizado por el hecho de que el enfriamiento de la primera porción se efectúa en intercambio térmico con el residuo de la primera porción después de lavar para calentar dicho residuo.

25

6.- Un procedimiento según la reivindicación 5 caracterizado por el hecho de que la corriente gaseosa caliente es enfriada hasta no menos de 400°C con agua para generar vapor de agua, las porciones después de reacción

30



catalitica son enfriadas hasta por debajo de 200°C y el residuo de la primera porcion es calentado hasta por encima de 350°C.

5 7.- Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 6 caracterizado por el hecho de que el gas caliente tiene una temperatura de 600 a 1200°C y un contenido en dióxido de azufre entre 10 y 14% en volumen y es enfriado hasta 400 a 550°C, se añade aire a la primera porción para reducir el contenido en dióxido de azufre hasta entre 6 a 10% en volumen, los gases que han reaccionado catalíticamente son enfriados hasta 100 a 200°C, el residuo de la primera porcion es calentado hasta 350 a 500°C y el residuo combinado de la primera porcion y de la segunda porcion tiene una temperatura entre 400 y 525°C.

15 8.- Un procedimiento para la produccion de acido sulfurico.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede representado en el dibujo que se acompaña, y para los fines que sean especificados.

20 Esta Memoria consta de diez y ocho hojas escritas a maquina por una sola cara.

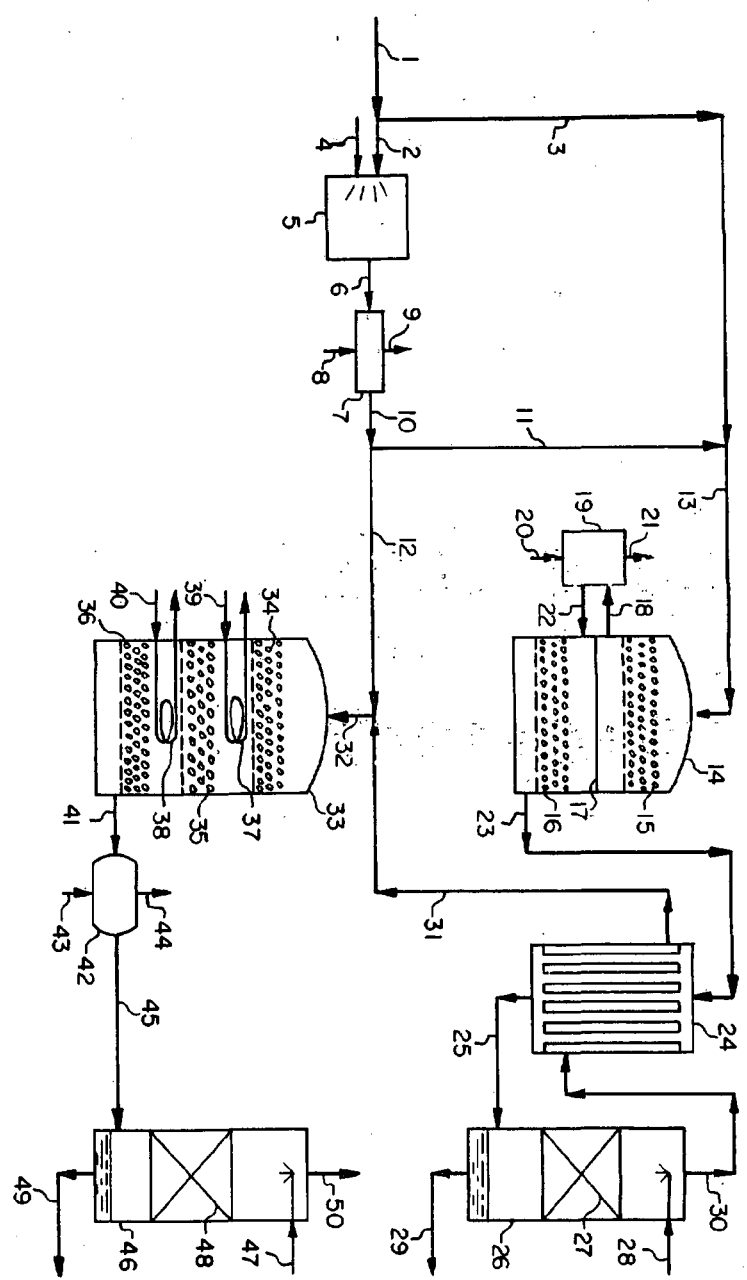
Madrid,  
P.A.

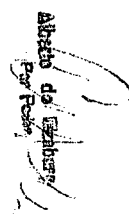
20 JUL 1930

Alberto de Ezaburo  
Por Fcoín

332442

332442 20 JUL 1960



  
 Alfredo da Silva  
 For Federal

