



ESPAÑA

19 ES

11

21

22

NUMERO

468.517

10 A1

FECHA DE PRESENTACION

4-4-1978

Concedido el Registro de acuerdo
con los datos que figuran en la pre-
sente descripción y según el con-
tenido de la Memoria adjunta.

PATENTE DE INVENCION

10 PRIORIDADES:	32 FECHA	33 PAIS
31 NUMERO		
14441/77	5-4-1977	Gran Bretaña
NO REGISTRADA ESTA PRIORIDAD - 9-5-1977		

47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	CO1B	

54 TITULO DE LA INVENCION
"PROCEDIMIENTO PARA OXIDAR CATALITICAMENTE DIOXIDO DE AZUFRE"

71 SOLICITANTE (S)
BOC LIMITED (Case:7734/50)
DOMICILIO DEL SOLICITANTE
Hammersmith House, Londres W6 9DX, Inglaterra
72 INVENTOR (ES)
Richard William Watson y Philip Gary Blakey
73 TITULAR (ES)
74 REPRESENTANTE
DON ALBERTO DE ELZABURU MARQUEZ (P.-68.616)

Jga

1 una temperatura de aproximadamente 1000 a 1400°C. Luego se
enfria el gas, por ejemplo en una caldera de recuperacion
de calor con tubos de fuego o tubos de agua, hasta una tem-
peratura comprendida tipicamente entre 410 y 450°C, que,
5 considerando la cinetica y la constante de equilibrio de la
reaccion, es la temperatura preferida para formar el trioxi-
do de azufre si se usa un catalizador usual de pentoxido de
vanadio.

10 Dado que en la practica no se puede convertir to-
do el dióxido de azufre en trióxido de azufre en una sola
etapa, se usa más de una etapa catalitica. Tipicamente se
usan cuatro o cinco etapas cataliticas. Tipicamente, en un
convertidor de cuatro etapas, en la primera etapa se convier-
te en trióxido de azufre de 50 a 70% en peso del dióxido de
15 azufre que entra, en la segunda se convierte otro 20 a 30%,
en la tercera se convierte otro 5 a 10%, y en la etapa cuar-
ta y última se convierte 4 a 7%. Si se desea, la cuarta eta-
pa se puede dividir en dos partes (es decir, hay en ella
dos lechos de catalizador espaciados uno de otro).

20 Dado que la oxidacion de dióxido de azufre a trió-
xido de azufre es exotermica, el gas que sale de cada etapa
catalitica se enfria en un cambiador de calor, o por dilu-
cion con aire, antes de entrar en la etapa siguiente. El gas
que sale de la etapa catalitica final se pasa a una colum-
25 na en la que se absorbe en ácido sulfúrico concentrado. El
dióxido de azufre sin convertir y el oxigeno y nitrógeno re-
siduales se expulsan del absorbedor.

30 Para asegurar que se obtenga una eficacia de con-
version más alta, p.ej. para asegurar que quede sin conver-
tir menos del 1% en peso (tipicamente menos del 0,5%) del

1 dióxido de azufre, y por tanto para mantener baja la canti-
dad de dióxido de azufre, tóxico, en el gas expulsado, una
parte del gas que sale de la etapa segunda o tercera se pue
de pasar, si se desea, a un segundo absorbedor, a través
5 del precalentador de aire (propocionando así la fuente de
calor para el precalentador). En el segundo absorbedor se
absorbe el trióxido de azufre en ácido sulfúrico, y el gas
que contiene dióxido de azufre sin absorber se calienta al
pasar por los cambiadores de calor intermedios (proporcio-
10 nando así el enfriamiento necesario en estos cambiadores de
calor), antes de introducirlo en la etapa tercera o cuarta.
Tal instalación se conoce como una instalación "con doble
absorción".

15 El objeto de la invención es alcanzar una de las
siguientes ventajas:

(a) Aumentar la eficacia de conversión de dióxido de azufre
a trióxido de azufre.

(b) Aumentar la capacidad de una instalación existente, sin
pérdida correspondiente en la eficacia de la conversión.

20 (c) Aumentar el periodo de tiempo durante el que se puede ha
cer funcionar una instalación existente a una capacidad, ele-
gida, sin pérdida de producción.

25 Según la presente invención se proporciona un pro-
cedimiento para oxidar catalíticamente dióxido de azufre, en
el cual procedimiento una mezcla gaseosa, que comprende dió-
xido de azufre y oxígeno, y que está a una temperatura ele-
vada, se pasa sucesivamente por un cierto número de etapas
catalíticas para formar trióxido de azufre por reacción en-
tre dióxido de azufre y oxígeno; se introduce oxígeno comer-
30 cial (según se define más adelante) o aire enriquecido en

1 oxígeno, en la mezcla gaseosa, en una región aguas abajo
del catalizador de la primera etapa catalítica y aguas arri-
ba del catalizador de la etapa final, y aguas abajo del ca-
talizador de cada etapa se enfría la mezcla gaseosa median-
5 te un medio de enfriamiento separado del oxígeno comercial
o aire enriquecido en oxígeno, o por mezcla con un medio de
enfriamiento gaseoso que actúa como vehículo del oxígeno co-
mercial o aire enriquecido en oxígeno.

10 Con el término "oxígeno comercial", tal como aquí
se usa, se quiere decir un gas que contiene 90% en volumen
de oxígeno molecular. Preferiblemente se usa oxígeno comer-
cial que contiene menos de 1% en volumen de impurezas.

15 El trióxido de azufre se puede convertir típicá-
mente en ácido sulfúrico. La mezcla gaseosa que sale de la
etapa catalítica final se puede absorber en ácido sulfúrico
para formar ácido sulfúrico de una concentración elegida.
Típicamente se puede producir ácido sulfúrico concentrado.

20 El procedimiento según la presente invención es
particularmente adecuado para funcionamiento en una instala-
ción existente para la producción de ácido sulfúrico. La ins-
talación existente puede ser del tipo de absorción única o
de doble absorción. Por "instalación existente", tal como
aquí se usa, se quiere decir una instalación que estaba ori-
ginalmente diseñada para funcionar de la forma usual, y no
25 para funcionar por el procedimiento según la invención.

30 La introducción del oxígeno comercial o aire enri-
quecido en oxígeno aumenta la concentración de oxígeno en la
mezcla gaseosa que entra en la o en cada etapa elegida. Esto
tiene la consecuencia de aumentar la concentración de trió-
xido de azufre en la mezcla gaseosa sobre el catalizador in-

1 mediatamente aguas abajo de donde se introduce el oxígeno
comercial o aire enriquecido en oxígeno. Se cree que, por
tanto, se puede disminuir la proporción de dióxido de azu-
fre sin convertir en la mezcla gaseosa que sale de la etapa
5 catalítica final. Así, el gas que se expulsa del procedimien-
to contendrá menos dióxido de azufre.

El enfriamiento de la mezcla gaseosa tras cada eta-
pa se puede efectuar en un cambiador de calor. Alternativa-
mente, tras las etapas segunda y subsiguientes, el enfria-
10 miento se puede efectuar diluyendo la mezcla gaseosa con
aire.

Típicamente, la mezcla gaseosa de entrada contien-
drá, por ejemplo, de 5 a 13% en volumen de dióxido de azu-
fre, un volumen de oxígeno mayor que la cantidad estequiomé-
15 trica requerida, y el resto de gas diluyente (típicamente
nitrógeno).

Preferiblemente, al menos algo del oxígeno comer-
cial o aire enriquecido en oxígeno se añade a la mezcla ga-
seosa aguas abajo del catalizador de la primera etapa cata-
20 lítica, y aguas arriba del catalizador de la segunda etapa
catalítica. Se cree que la adición de tal oxígeno en esta
localización, en vez de entre etapas posteriores, consigue
una mejor utilización del oxígeno debido al más largo tiem-
po de permanencia en el convertidor catalítico y mayor pre-
25 sión parcial local de oxígeno que así se pueden conseguir.
Sin embargo, en ocasiones, la adición de tal oxígeno entre
las dos primeras etapas puede originar un aumento de tempe-
ratura intolerable. Así, en algunos casos, al menos algo del
oxígeno comercial o aire enriquecido en oxígeno se puede añe-
30 dir a la mezcla gaseosa aguas abajo del catalizador de la

1 segunda etapa, y aguas arriba del de la tercera. Además, o
alternativamente, se puede añadir el oxígeno comercial aguas
abajo del catalizador de la tercera etapa y aguas arriba
del catalizador de la cuarta etapa. Sin embargo, se cree que
5 la adición de oxígeno a la mezcla gaseosa entre las etapas
tercera y cuarta es una manera de utilizarlo menos eficaz
que la adición de tal oxígeno entre etapas más anteriores,
particularmente si la concentración de dióxido de azufre en
la mezcla gaseosa de entrada es mayor de 8% en volumen. Si
10 la fuente del gas de entrada es un quemador de azufre (a di-
ferencia de un tostador de mena), la ventaja de emplear el
oxígeno comercial entre las etapas catalíticas primera y se-
gunda, o entre las etapas catalíticas segunda y tercera, en
comparación con entre las etapas tercera y cuarta, se hace
15 progresivamente mayor al aumentar la concentración de dióxi-
do de azufre en la mezcla gaseosa de entrada. Los quemadores
de azufre producen típicamente una mezcla gaseosa en la que
la concentración total de dióxido de azufre producirá una
correspondiente disminución de la concentración de oxígeno,
20 y se cree que esta disminución de la concentración de oxíge-
no es un factor significativo tras la consecución de la ven-
taja mencionada en la frase precedente.

Preferiblemente, si el oxígeno comercial o aire en-
riquecido en oxígeno se añaden entre el catalizador de las
25 etapas primera y segunda, y/o entre los catalizadores de las
etapas segunda y tercera, la proporción entre el peso de oxí-
geno molecular así añadido por unidad de tiempo y el peso de
ácido sulfúrico producido en el mismo tiempo está compendi-
da entre 10:100 y 25:100.

30 Como se ha mencionado antes, se cree que los bene-

1 ficios de añadir el oxígeno comercial o aire enriquecido en
oxígeno a la mezcla gaseosa tienden a ser proporcionalmente
mayores al aumentar la proporción de dióxido de azufre en
la mezcla gaseosa que entra en la primera etapa catalítica.
5 Preferiblemente, la mezcla gaseosa que entra en la primera
etapa catalítica contiene al menos 8 o 9% en volumen de dió-
xido de azufre. A menudo se preferirá que la mezcla gaseosa
que entra en la primera etapa catalítica contenga de 8 ó 9
a 13% en volumen de dióxido de azufre.

10 Si se usa aire enriquecido en oxígeno, su concen-
tración de oxígeno es preferiblemente la mayor posible, ya
que la adición de nitrógeno mezclado con el oxígeno no es
ventajosa.

15 El procedimiento según la presente invención se
puede usar para aumentar la proporción de dióxido de azufre
convertida en trióxido de azufre en una instalación existen-
te (que típicamente comprenderá un cierto número de etapas
catalíticas (generalmente cuatro o cinco) para convertir dió-
xido de azufre en trióxido de azufre, medios para pasar mez-
20 cla gaseosa que contiene dióxido de azufre sobre el catali-
zador de cada etapa, y medios para enfriar la mezcla gaseo-
sa aguas abajo del catalizador de cada etapa).

25 Dependiendo de la proporción entre dióxido de azu-
fre y oxígeno en la mezcla gaseosa de entrada, la conversión
que se puede conseguir es típicamente al menos 98% en volu-
men. Desde luego, la eficacia total de conversión de trióxi-
do de azufre se mantiene preferiblemente en o se aumenta
hasta 98% en peso o más. En general, cuanto mayor sea la pro-
porción entre dióxido de azufre y oxígeno en la mezcla gaseo-
30 sa de entrada, más oxígeno comercial o aire enriquecido en

1 oxígeno se necesitará añadir a la mezcla gaseosa para permi-
tir que tenga lugar un tanto por ciento de conversión dado
del dióxido de azufre de entrada. Además, como se ha mencio-
5 nado, cuanto mayor sea la proporción, se hace más deseable
añadir el oxígeno comercial o aire enriquecido en oxígeno
entre las respectivas capas de catalizador de la etapa pri-
mera y segunda (o, algo menos preferiblemente, entre las res-
pectivas capas de catalizador de las etapas segunda y terce-
ra), en vez de aguas abajo del catalizador de la tercera eta-
10 pa y aguas arriba del catalizador de la cuarta.

Preferiblemente, si el oxígeno comercial o aire
enriquecido en oxígeno se añaden entre el catalizador de las
etapas primera y segunda, y/o entre los catalizadores de las
etapas segunda y tercera, la proporción entre el peso de
15 oxígeno molecular así añadido por unidad de tiempo y el peso
de ácido sulfúrico producido en el mismo tiempo está compren-
dida entre 10:100 y 25:100.

Típicamente, el aire enriquecido en oxígeno u oxí-
geno comercial se añade entre las etapas primera y segunda.
20 El aumento de la concentración de dióxido de azufre y la eli-
minación del catalizador de la primera etapa se equilibran
preferiblemente para mantener la temperatura de la primera
etapa la misma que es cuando se hace funcionar la instala-
ción de manera usual. Típicamente, la concentración de dióxi-
25 do de azufre se puede aumentar hasta un máximo de 16% en vo-
lumen; y típicamente se puede eliminar de la primera etapa
un máximo del 50% en peso del catalizador. La cantidad de
catalizador eliminada se puede elegir de manera que se man-
tengan la temperatura de la mezcla gaseosa, inmediatamente
30 aguas abajo del catalizador, a menos de 600°C. Es deseable

1 reemplazar el catalizador eliminado por una cantidad equiva
lente de falso catalizador, para no alterar sustancialmente
la distribución de calor a través del catalizador y mate-
5 rial de soporte en la primera etapa. Típicamente, el falso
catalizador comprende material de soporte de catalizador
que no ha sido impregnado con catalizador.

En la mayoría de las instalaciones usuales el ca-
talizador tiende a deteriorarse, lo que conduce a un aumen-
to de la pérdida de carga en el convertidor y reducción del
10 área superficial activa del catalizador. En la práctica, la
mayor parte de este deterioro (en las instalaciones de ab-
sorción única) tiene lugar en la primera etapa. Así, el oxí-
geno comercial o aire enriquecido en oxígeno se puede aña-
dir a una instalación existente, de absorción única, de ma-
15 nera que se contrarreste este deterioro que conduce a una
producción de ácido sulfúrico progresivamente menor, o a un
aumento de la emisión de dióxido de azufre. Así, el oxígeno
comercial o aire enriquecido en oxígeno se pueden añadir de
manera que se reduzca o elimine cualquier disminución de la
20 producción y/o se aumente el periodo de tiempo que se hace
funcionar la instalación antes de pararla para permitir el
cambio del catalizador de la primera capa. Dado que el dete-
rioro del catalizador de la primera capa es progresivo, es
deseable aumentar progresivamente la proporción de oxígeno
25 comercial o aire enriquecido en oxígeno que se añade.

Al poner en marcha una instalación usual desde es-
tado frío, generalmente se usa un calentador directo o indi-
recto para suministrar gas caliente para elevar la tempera-
tura de las capas de catalizador hasta por encima de su tem-
30 peratura de ignición. El gas caliente puede contener vapor

1 de agua, que hay que eliminar del procedimiento antes de
que entre en el convertidor. En consecuencia, el ácido sul-
fúrico de los depósitos de almacenamiento "de puesta en mar-
cha" queda cada vez más diluido. Sin embargo, añadiendo oxí-
5 geno o aire enriquecido en oxígeno a la mezcla gaseosa, se-
gún la invención, se puede reducir la temperatura de igni-
ción en las etapas segunda a cuarta. Por tanto, se puede re-
ducir correspondientemente el tiempo de puesta en marcha.
En consecuencia, puede haber menos dilución del ácido sulfú-
10 rico de puesta en marcha que en un procedimiento que funcio-
na de manera usual. Además, se puede reducir el almacena-
miento requerido en el depósito para ácido de puesta en mar-
cha. Además, se cree que en la puesta en marcha de instala-
ciones usuales hay riesgo de una emisión aumentada de dióxi-
15 do de azufre.

En el procedimiento según la invención, las eta-
pas catalíticas se pueden hacer funcionar ligeramente por
encima de la presión atmosférica, como en un procedimiento
usual, o a presiones más elevadas, por ejemplo 6 bares. El
20 funcionamiento de los procedimientos conocidos a presiones
elevadas ofrece las posibles ventajas de un aumento de la
eficacia de conversión de dióxido de azufre y una reducción
del tamaño del convertidor. Sin embargo, se ha de apreciar
que el procedimiento según la invención ofrece estas venta-
25 jas cuando las etapas catalíticas se hacen funcionar a pre-
siones solo ligeramente por encima de la atmosférica.

El procedimiento según la invención se puede ha-
cer funcionar en una instalación de doble absorción para
producir ácido sulfúrico. Tal instalación tiene un absorbe-
30 dor entre etapas, además del que está en comunicación con la

1 salida de la etapa final. Típicamente, la entrada al absor-
bedor entre etapas comunica con una salida de la etapa pe-
núltima, y la salida del absorbedor entre etapas comunica
con la etapa final aguas arriba del catalizador de ella.

5 Con tal instalación es deseable añadir el oxígeno comercial
o aire enriquecido en oxígeno, a la mezcla gaseosa, aguas
abajo del catalizador de dicha etapa penúltima y aguas arri-
ba del catalizador de la etapa final, para conseguir uno o
10 más de los objetivos de aumentar la eficacia de conversión
o la producción, o compensar el deterioro del catalizador
en la última etapa (tal deterioro puede ser relativamente
marcado, debido a que se arrastra una niebla de ácido en la
mezcla gaseosa que sale del absorbedor entre etapas).

15 El procedimiento según la invención se describirá
ahora a título de ejemplo, con referencia a los dibujos ad-
juntos, en los que:

20 La Figura 1 es un diagrama de procesos esquemáti-
co que ilustra una instalación de absorción única, con cam-
biadores intermedios de calor, para la fabricación de ácido
sulfúrico, y

La Figura 2 es un diagrama de procesos esquemáti-
co que ilustra una instalación de absorción única, con en-
friamiento de aire entre etapas, para la fabricación de áci-
do sulfúrico.

25 Haciendo referencia a la Figura 1 de los dibujos,
una mezcla de dióxido de azufre y aire se pasa a un reactor
2 catalítico por una tubería 1 de entrada. La mezcla de dió-
xido de azufre y aire se puede formar pasando aire a un hor-
no de tostación (que no se muestra) en el que se queman ma-
30 teriales que contienen azufre. En el reactor 2 se disponen

1 cuatro etapas catalíticas para hacer reaccionar el dióxido
de azufre con el oxígeno del aire, para formar trióxido de
azufre. Estas etapas están indicadas por las referencias 4,
6, 8 y 10. En cada etapa hay bandejas 12 de un catalizador
5 heterogéneo adecuado. El catalizador será típicamente pentó
xido de vanadio soportado en un material de soporte usual.
Las bandejas de catalizador en cada etapa sucesiva están se
paradas una de otra mediante separaciones 14. Las separacio
10 nes impiden que el gas que ha pasado sobre el catalizador
en una etapa entre en la etapa siguiente sin pasar por un
cambiador de calor.

La primera etapa tiene una salida 16 aguas abajo
del catalizador de esa etapa. La salida 16 termina en un
cambiador de calor 18. El cambiador de calor 18 tiene pasos
15 en comunicación con una entrada 20 a la segunda etapa, es-
tando situada la entrada 20 aguas arriba del catalizador de
esa etapa. La segunda etapa también tiene una salida 22
aguas abajo del catalizador de esa etapa. La salida 22 comu
20 nica con una entrada 26 a la tercera etapa 8, estando situa
da la entrada 26 aguas arriba del catalizador de esa etapa.
La tercera etapa 6 también tiene una salida 28 aguas abajo
del catalizador de esa etapa. La salida 28 comunica con el
cambiador de calor 30. También hay en comunicación con el
cambiador de calor 30 una entrada 32 situada aguas arriba
25 del catalizador de la cuarta etapa 10. Aguas abajo del cata
lizador de la cuarta etapa 10 hay una tubería 34 de salida
que comunica con un economizador 36 de calor. El economiza
dor 36 tiene una entrada 37 y una salida 38, típicamente pa
ra vapor de agua. El economizador 36 está construido de ma
30 nera que el gas que pasa por la tubería 34 exterior no en-

1 tre en contacto con el agua, sino que la caliente por inter
cambio de calor indirecto. El economizador 36 tiene una sa-
lida 40 en comunicación con la región del fondo de una co-
luna 44 de absorción. La columna 44 de absorción tiene
5 una entrada 46 para ácido sulfúrico concentrado recirculado.
La entrada 46 termina en un pulverizador 48 situado cerca
de la parte superior de la columna 44. En comunicación con
el fondo de la columna 44 hay una salida de producto, 50,
para ácido sulfúrico. En la parte superior de la columna 40
10 hay una salida 52 para gas sin absorber.

Para proporcionar enfriamiento del gas que pasa
por los cambiadores de calor 18, 24 y 30 entre las respecti-
vas etapas del reactor 2, se disponen unos pasos 53, 54 y
56. Los pasos 53 y 54 tienen una salida 58 común. Preferi-
blemente, el fluido de enfriamiento en los cambiadores de
15 calor 18 y 24 es vapor de agua procedente del economizador
36. Este vapor de agua se recalienta a medida que pasa por
los cambiadores 18 y 24, y el vapor recalentado resultante
se puede usar, por ejemplo, para accionar una soplante usa-
da para suministrar aire a un quemador (que no se muestra)
20 en el que se forma la mezcla gaseosa que entra a la tubería
1. El refrigerante para el cambiador de calor 30 puede ser
vapor de agua procedente del economizador 36, o aire a pre-
calentar antes de pasarlo al horno de tostación.

25 Se disponen medios para añadir oxígeno comercial
o aire enriquecido en oxígeno a la mezcla gaseosa entre la
primera etapa 4 y la segunda etapa 6 del reactor 2, y entre
la segunda etapa 6 y la tercera etapa 8 del convertidor.
Así, las tuberías 60 y 62 de suministro de oxígeno se ex-
30 tienden desde una fuente (que no se muestra) de oxígeno co-

1 comercial, y terminan en las entradas 20 y 26 a las etapas se-
gunda y tercera, respectivamente. La adición del oxígeno co-
mercial en tales localizaciones asegura buena mezcla del
oxígeno añadido con la mezcla gaseosa que contiene dióxido
5 de azufre. Sin embargo, se puede añadir el oxígeno comercial
o aire enriquecido en oxígeno a la salida 16 y 22, respecti-
vamente, o a la mezcla gaseosa aguas abajo del catalizador
12 de las respectivas etapas 2 y 4, y aguas arriba de las
respectivas salidas 16 y 22. También se puede añadir oxíge-
10 no comercial a la mezcla gaseosa por la tubería 64.

En el funcionamiento, una mezcla gaseosa consisten-
te esencialmente en dióxido de azufre, oxígeno y nitrógeno
se pasa a la tubería 1, y entra en la primera etapa 4 del
reactor 2. Este gas se enfría hasta una temperatura de 420°C
15 antes de entrar en la etapa 2. A medida que el gas pasa so-
bre el catalizador 12 de la etapa 2, el dióxido de azufre
reacciona con el oxígeno formando trióxido de azufre. Esta
reacción es exotérmica, y la temperatura del gas que sale
de la primera etapa por la salida 16 puede ser típicamente
20 600°C. Típicamente, el 55% del dióxido de azufre de entrada
se puede convertir en trióxido de azufre en la primera eta-
pa 2.

El calor de reacción se elimina de la mezcla ga-
seosa en el cambiador de calor 18. La mezcla gaseosa se pue-
25 de devolver a la segunda etapa 6 del reactor 2, a una tempe-
ratura de 420°C. Se añade oxígeno comercial (sustancialmen-
te puro) a la mezcla gaseosa según sale del cambiador de ca-
lor 18. Tiene lugar más conversión del dióxido de azufre
restante a medida que el gas fluye sobre el catalizador 12
30 de la segunda etapa 6 del reactor 2. Así, otro 21,5% del

1 dióxido de azufre original se puede convertir típicamente
en trióxido de azufre en la segunda etapa 6. El gas que sa-
le de la segunda etapa puede tener típicamente una tempera-
5 tura de 555 a 560°C, si no se añade el oxígeno comercial la
temperatura puede subir típicamente hasta solo 550°C, y tí-
picamente se puede convertir en la segunda etapa solo 20%
del dióxido de azufre de entrada. Se observará que esta tem-
peratura es menor que la temperatura de salida del gas que
10 sale de la primera etapa. Esto se debe a que se forma menos
trióxido de azufre en la segunda etapa, y por tanto se des-
prende menos calor.

En el cambiador de calor 24 se elimina el calor
de reacción del gas que sale de la segunda etapa 6. El gas
se devuelve a la tercera etapa 8 a una temperatura de 450°C.
15 Otro 15% del dióxido de azufre original se puede convertir
típicamente en trióxido de azufre según fluye sobre el cata-
lizador de la tercera etapa. Típicamente, el gas sale de la
tercera etapa 8 a una temperatura del orden de 465°C.

En el cambiador de calor 30 se elimina el calor
20 se reacción del gas que sale de la tercera etapa. Luego se
devuelve este gas a la cuarta etapa, aguas arriba del cata-
lizador 12 de esa etapa, típicamente a una temperatura de
450°C. La mezcla gaseosa pasa luego sobre el catalizador 12
de la cuarta etapa 10. En la cuarta etapa, casi todo el dió-
25 xido de azufre residual se convierte en trióxido de azufre.
La mezcla gaseosa que contiene trióxido de azufre, así for-
mada, sale del reactor 2 típicamente a una temperatura de
455°C, por la tubería 34, y entra en el economizador 36,
donde hace que hierva agua, usándose la resultante mezcla
de vapor de agua/agua para proporcionar enfriamiento en el
30 cambiador de calor 24 y 18. El gas que contiene trióxido de
17048

1 azufre se pasa luego a la columna 44 de absorción por la en-
trada 42. En la columna 44, por el pulverizador 48, se pul-
veriza ácido sulfúrico concentrado consistente en aproxima-
5 damente 98,5% en volumen de ácido sulfúrico. El trióxido de
azufre es absorbido por este ácido sulfúrico concentrado, y
se forma el ácido sulfúrico producto. El ácido sulfúrico se
retira de la columna de absorción por la salida 50. El gas
sin absorber, que consistirá principalmente en nitrógeno
con algo de oxígeno, y trazas de dióxido de azufre sin reac-
10 cionar, se expulsa por la salida 52.

Haciendo referencia ahora a la Figura 2 de los dibu-
jos, se arrastra aire a un compresor 72 por una tubería 70.
Se comprime en el compresor 72 hasta una presión típicamen-
te de 1,3 atmósferas. El aire comprimido pasa del compresor
15 72 a un quemador 78 de azufre, por una tubería 74. El azu-
fre se pasa al quemador 78 por una tubería 76. El quemador
funciona a una temperatura de 1100°C, y produce típicamente
una mezcla gaseosa que contiene 10% en volumen de dióxido
de azufre y 10,9% en volumen de oxígeno, siendo nitrógeno
20 sustancialmente todo el resto del gas. Esta mezcla gaseosa
sale del quemador 78 a una caldera 82 de recuperación de ca-
lor, por una tubería 80. En la caldera 82 de recuperación
de calor se enfría el gas por intercambio de calor con agua
suministrada por una tubería 84, hirviendo el agua y salien-
do el vapor de agua resultante de la caldera por la tubería
25 86. Típicamente, la mezcla gaseosa se enfría hasta una tem-
peratura de 420°C. El gas enfriado sale de la caldera 82 de
recuperación de calor, y pasa por una tubería 88 a un reac-
tor o convertidor catalítico, 90, que tiene cuatro capas ca-
talíticas sucesivas; 92, 94, 96 y 98. Se puede usar típicamente
30

1 mente un catalizador de pentóxido de vanadio. A medida que
la mezcla gaseosa fluye sobre el catalizador 92, algo del
dióxido de azufre reacciona con algo del oxígeno, formando
trióxido de azufre. Esta reacción es exotérmica, de manera
5 que la temperatura de la mezcla gaseosa, tras haber pasado
sobre el primer catalizador, es mayor que la de antes de pa-
sar sobre el primer catalizador 92.

Típicamente, la temperatura se puede elevar hasta
un valor comprendido entre 590 y 600°C, dependiendo, por
10 ejemplo, de la composición de la mezcla gaseosa. La mezcla
gaseosa, tras pasar sobre la primera capa 92 de catalizador,
sale del convertidor por una salida 100 y entra en un cam-
biador de calor 102, en el que al menos parte del calor de
reacción se elimina de la mezcla gaseosa por intercambio de
15 calor indirecto con un fluido tal como agua o vapor de agua,
suministrado por la tubería 106 y que sale del cambiador de
calor 102 como vapor de agua recalentado, por la tubería
108. La mezcla gaseosa enfriada se devuelve a una región
justamente agua arriba de la segunda capa 94 de catalizador,
20 por una entrada 104 al convertidor. La tubería 134, en comu-
nicación con una fuente (que no se muestra) de oxígeno co-
mercial o aire enriquecido en oxígeno, termina en la entra-
da 104. Así, el oxígeno comercial o aire enriquecido en oxí-
25 geno se pueden añadir a la mezcla gaseosa según pasa por la
entrada 104. La mezcla gaseosa así enriquecida en oxígeno
pasa luego sobre la segunda capa 94 de catalizador, en la
que otra porción del dióxido de azufre de la mezcla gaseosa
original reacciona con oxígeno, formando más trióxido de
30 azufre. Típicamente, la temperatura de la mezcla gaseosa se

1 aumenta a, por ejemplo, 520 a 530°C por paso sobre el segun-
do catalizador 94. Tras haber pasado sobre la segunda capa
94 de catalizador, la mezcla gaseosa se enfría mezclando
aire con ella. El aire se toma de la tubería 74 mediante la
5 tubería 110, que termina en el convertidor 90 en una región
aguas abajo de la segunda capa 94 de catalizador, y aguas
arriba del tercer catalizador 96. Una tubería 136, que comu-
nica con una fuente (que no se muestra) de oxígeno comercial
o aire enriquecido en oxígeno, termina en la tubería 110.
10 Esto permite que el aire que pasa por la tubería 110 sea en-
riquecido en oxígeno, y por tanto, lo que tiene más impor-
tancia, enriquecer la mezcla gaseosa en oxígeno. El aire
añadido por la tubería 110 enfría la mezcla gaseosa tras ha-
ber pasado sobre la segunda capa 94 de catalizador. Típica-
mente, la mezcla gaseosa se enfría hasta un valor comprendi-
do entre 420 y 435°C.

A medida que la mezcla gaseosa enfriada pasa so-
bre la tercera capa 95 catalítica, más del dióxido de azu-
fre original se convierte en trióxido de azufre por reacción
20 con oxígeno. Dado que la mezcla gaseosa está diluida por
adición de aire por la tubería 110, la elevación de tempera-
tura en esta etapa es mucho menos marcada que en las 2 eta-
pas anteriores. Típicamente, la temperatura puede subir
aproximadamente 30 a 40°C. Típicamente, el calor de reacción
25 se puede eliminar del gas aguas abajo de la tercera capa 96
de catalizador y aguas arriba de la cuarta capa 98 de cata-
lizador, pasando aire a esta mezcla desde la tubería 112,
tubería que comunica con la tubería 75. Típicamente, la mez-
cla gaseosa se puede enfriar hasta una temperatura compren-
30 dida entre 435 y 445°C. Si se desea, se puede añadir oxíge-

1 no comercial por una tubería 138, al aire que fluye por la
tubería 112 y, por tanto, a la mezcla gaseosa. La mezcla ga-
seosa fluye luego sobre la cuarta capa 98 catalítica, donde
5 una porción adicional del dióxido de azufre original se con-
vierte en trióxido de azufre por reacción con oxígeno.

Típicamente, aproximadamente 98% en volumen del
dióxido de azufre original se convierte en trióxido de azu-
fre, como resultado de la reacción sobre las 4 capas cata-
líticas.

10 El gas sale del convertidor típicamente a una tem-
peratura del orden de 440 a 450°C, siendo típicamente el au-
mento de temperatura en la cuarta capa 98 catalítica de so-
lo aproximadamente 5°C. Desde el convertidor 90, la mezcla
gaseosa que contiene trióxido de azufre, oxígeno, nitrógeno
15 y una pequeña proporción de dióxido de azufre se conduce por
una tubería 114 a un economizador 116, donde la mezcla ga-
seosa se enfría, típicamente hasta una temperatura compren-
dida entre 80 y 120°C, por intercambio de calor indirecto
con vapor de agua, que entra en el economizador 116 por una
20 tubería 118 y sale por una tubería 120.

La mezcla gaseosa que contiene trióxido de azufre,
enfriada, pasa luego por la tubería 122 a un absorbedor 124,
donde se pone en contacto con una corriente que fluye des-
cendentemente de ácido sulfúrico concentrado, pulverizado
25 en el absorbedor 124 por un pulverizador 126, que comunica
a través de una tubería 128 con una fuente (que no se mues-
tra) de ácido sulfúrico concentrado. En consecuencia, todo
el trióxido de azufre se absorbe en el ácido sulfúrico, au-
mentando así la concentración del ácido sulfúrico. El ácido
30 sulfúrico concentrado sale del absorbedor 124 por una sali-

1 da 132, que comunica con instalaciones de dilución y almace
namiento. El gas sin absorber, consistente en oxígeno y ni-
trógeno, junto con una pequeña proporción de dióxido de azu-
fre sin convertir, se expulsa a la atmósfera por la tubería
5. 130.

La invención se ilustra más por los siguientes ejem-
plos.

Ejemplos 1A - 1H

10 Estos ejemplos (véanse Tablas 1 y 2) se refieren al
funcionamiento de la instalación que se muestra en la Figu-
ra 1.

Los ejemplos muestran un cierto número de cosas. Pri-
mero, la adición de oxígeno comercial (aprox. 100% puro) a
la mezcla gaseosa de entrada hace posible unas eficacias de
15 conversión mayores que las que se pueden conseguir cuando
no se añade.

Segundo, la cantidad de oxígeno comercial requerida
para obtener la misma eficacia de conversión es mayor si el
oxígeno se añade aguas abajo del catalizador de tercera eta-
20 pa y aguas arriba del catalizador de cuarta etapa, que si
se añade aguas abajo del catalizador de segunda etapa y a
aguas arriba del catalizador de tercera etapa.

Análogamente, la cantidad de oxígeno comercial re-
querida para obtener la misma eficacia de conversión es ma-
25 yor si el oxígeno se añade aguas abajo del catalizador de
tercera etapa que si el oxígeno se añade aguas abajo del ca-
talizador de primera etapa y aguas arriba del catalizador
de segunda etapa. Así, se necesita añadir relativamente más
oxígeno al aumentar la proporción SO_2/O_2 en la mezcla gaseo-
30 sa de entrada, para conseguir o acercarse a una eficacia de

1 conversión dada.

Cuarto, la adición del oxígeno entre el catalizador de tercera y el de cuarta etapa se hace incluso menos favorable al disminuir la proporción SO_2/O_2 .

5

Ejemplos 2A a 2 C

Estos ejemplos se refieren al funcionamiento de la instalación que se muestra en la Figura 2.

10

Ejemplo 2A

El funcionamiento de la instalación sin adición de oxígeno comercial ni aire enriquecido en oxígeno se efectúa de la manera ilustrada por la Tabla 3.

15

Ejemplo 2B

20

La capacidad de la instalación se aumenta añadiendo oxígeno comercial (aprox. 100% puro) a la mezcla gaseosa, en una región aguas abajo del primer catalizador y aguas arriba del segundo catalizador, y en una región aguas abajo del segundo catalizador y aguas arriba del tercer catalizador.

25

Además de añadir el oxígeno comercial, se eliminó algo del primer catalizador y se reemplazó por un volumen equivalente de catalizador "falso", consistente en material de soporte de catalizador sin impregnar con catalizador. Además, la proporción de dióxido de azufre en la mezcla gaseosa de entrada se aumenta y la proporción de oxígeno se disminuye.

30

El funcionamiento de la instalación se ilustra en la Tabla 4.

17048

1

Ejemplo 2C

5

La capacidad de la instalación se aumenta sustancialmente de la misma manera descrita respecto al Ejemplo 2B. Sin embargo, todo el oxígeno comercial se añade entre las etapas tercera y cuarta. Para conseguir el mismo aumento de capacidad que en el Ejemplo 2B se requeriría 3100 TM adicionales por año. El funcionamiento de la instalación se ilustra en la Tabla 5.

10

Ejemplos 3A y 3BEjemplo 3A

15

Haciendo referencia al Ejemplo 2A, existe una tendencia a que disminuya la máxima magnitud de producción posible. Tras haber envejecido el catalizador dos años, haciendo funcionar continuamente la instalación durante ese periodo, la máxima producción posible puede haber disminuido típicamente a 1.500 TM por semana, y las temperaturas antes y después de cada etapa catalítica pueden haber experimentado una disminución correspondiente, como se muestra en la Tabla 6.

20

Ejemplo 3B

25

La producción de la instalación mencionada en el Ejemplo 3A se vuelve a llevar a 2000 TM por semana añadiendo 195 TM por semana de oxígeno a la mezcla gaseosa, aguas abajo del primer catalizador y aguas arriba del segundo catalizador. Esto corresponde a un aumento del 50% en volumen en la concentración de oxígeno a la entrada de la segunda

1

etapa. La adición del oxígeno tiene el efecto que se muestra en la Tabla 7 sobre las temperaturas de la mezcla gaseosa.

5

10

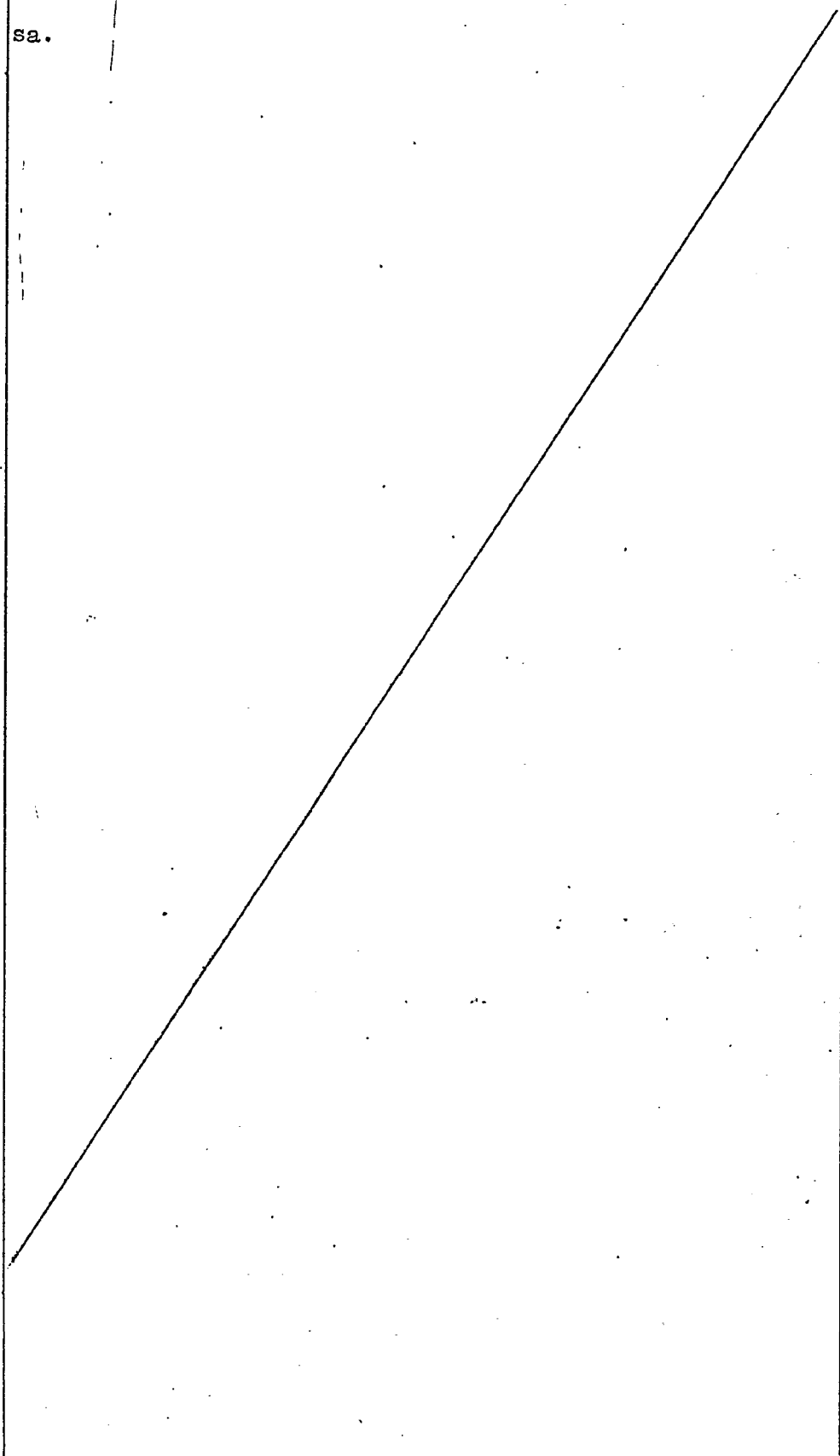
15

20

25

30

17048



T A B L A 1

Ejemplo	IA	IB	IC	ID
	Sin adición de oxígeno comercial	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 1ª y 2ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 2ª y 3ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 3ª y 4ª etapa
% en volumen de SO ₂ en mezcla de entrada	8,0	8,0	8,0	8,0
% en volumen de O ₂ en mezcla de entrada	13,0	13,0	13,0	13,0
Temperatura de mezcla gaseosa, en °C:				
justamente antes del catalizador de 1ª etapa	420	420	420	420
justamente después del catalizador de 1ª etapa	595	595	595	595
justamente antes del catalizador de 2ª etapa	425	425	425	425
justamente después del catalizador de 2ª etapa	500	500	500	500
justamente antes del catalizador de 3ª etapa	435	435	435	435
justamente después del catalizador de 3ª etapa	450	452	453	450
justamente antes del catalizador de 4ª etapa	425	425	425	425
justamente después del catalizador de 4ª etapa	430	430	431	433
% en peso de SO ₂ de entrada convertido en SO ₃	98,2	98,6	98,6	98,6
Oxígeno comercial requerido para conseguir la conversión (expresado como TM de O ₂ comercial por TM de H ₂ SO ₄)		0,12	0,14	0,15

1

5

10

15

20

25

30

T A B L A 1

1

5

10

15

20

25

Ejemplo	IA	Oxígeno (aprox. añadido cataliz. 1ª y 2ª)
	Sin adición de oxígeno comercial	
% en volumen de SO ₂ en mezcla de entrada	8,0	
% en volumen de O ₂ en mezcla de entrada	13,0	1
Temperatura de mezcla gaseosa, en °C:		
justamente antes del catalizador de 1ª etapa	420	
justamente después del catalizador de 1ª etapa	595	
justamente antes del catalizador de 2ª etapa	425	
justamente después del catalizador de 2ª etapa	500	
justamente antes del catalizador de 3ª etapa	435	
justamente después del catalizador de 3ª etapa	450	
justamente antes del catalizador de 4ª etapa	425	
justamente después del catalizador de 4ª etapa	430	
% en peso de SO ₂ de entrada convertido en SO ₃	98,2	
Oxígeno comercial requerido para conseguir la conversión (expresado como TM de O ₂ comercial por TM de H ₂ SO ₄)		

	IB	IC	ID
e ial	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 1ª y 2ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 2ª y 3ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 3ª y 4ª etapa
	8,0	8,0	8,0
	13,0	13,0	13,0
	420	420	420
	595	595	595
	425	425	425
	500	500	500
	435	435	435
	452	453	450
	425	425	425
	430	431	433
	98,6	98,6	98,6
	0,12	0,14	0,15

T A B L A 2

Ejemplo	IE	IF	IG	IH
	Sin adición de oxígeno comercial	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 1ª y 2ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 2ª y 3ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 3ª y 4ª etapa
% en volumen de SO ₂ en mezcla gaseosa de entrada	12,0	12,0	12,0	12,0
% en volumen de O ₂ en mezcla gaseosa de entrada	9,0	9,0	9,0	9,0
Temperatura de mezcla gaseosa, en °C:				
justamente antes del catalizador de 1ª etapa	420	420	420	420
justamente después del catalizador de 1ª etapa	600	600	600	600
justamente antes del catalizador de 2ª etapa	435	435	435	435
justamente después del catalizador de 2ª etapa	520	520	520	520
justamente antes del catalizador de 3ª etapa	435	435	435	435
justamente después del catalizador de 3ª etapa	464	464	470	460
justamente antes del catalizador de 4ª etapa	425	425	425	425
justamente después del catalizador de 4ª etapa	432	433	435	437
% en peso de SO ₂ de entrada convertido en SO ₃	97,8	98,3	98,3	98,3
Oxígeno comercial requerido para conseguir la conversión (expresado como fr. de O ₂ comercial/TM de H ₂ SO ₄)		0,20	0,22	0,32

1

5

10

15

20

25

POOR QUALITY

T A B L A 2

1	Ejemplo	IE	Oxígeno (aproximado) añadido catalizadores 1ª y 2ª
5		Sin adición de oxígeno comercial	Oxígeno (aproximado) añadido catalizadores 1ª y 2ª
	% en volumen de SO ₂ en mezcla gaseosa de entrada	12,0	
	% en volumen de O ₂ en mezcla gaseosa de entrada	9,0	
10	Temperatura de mezcla gaseosa, en °C:		
	justamente antes del catalizador de 1ª etapa	420	
	justamente después del catalizador de 1ª etapa	600	
15	justamente antes del catalizador de 2ª etapa	475	
	justamente después del catalizador de 2ª etapa	520	
	justamente antes del catalizador de 3ª etapa	435	
	justamente después del catalizador de 3ª etapa	460	
20	justamente antes del catalizador de 4ª etapa	425	
	justamente después del catalizador de 4ª etapa	432	
	% en peso de SO ₂ de entrada convertido en SO ₃	97,8	
25	Oxígeno comercial requerido para conseguir la conversión (expresado como TM de O ₂ comercial/TM de H ₂ SO ₄)		

**POOR
QUALITY**

IF

IG

IH

	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 1ª y 2ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 2ª y 3ª etapa	Oxígeno comercial (aprox. 100% puro) añadido entre los catalizadores de 3ª y 4ª etapa
	12,0	12,0	12,0
	9,0	9,0	9,0
	420	420	420
	600	600	600
	435	435	435
	520	520	520
	435	435	435
	464	470	460
	425	425	425
	433	435	437
	98,3	98,3	98,3
	0,20	0,22	0,32

T A B L A 3

	Magnitud de producción de H_2SO_4 a capacidad total	100.000 TM/año
5	Proporción de SO_2 en la mezcla gaseosa de entrada ²	10 % en volumen
	Proporción de O_2 en la mezcla gaseosa de entrada ²	10,9 % en volumen
	Concentración efectiva	10 : 7,5
10	Temperatura del gas, en °C:	
	justamente antes del 1er catalizador	420
	justamente después del 1er catalizador	595
15	justamente antes del 2º catalizador	425
	justamente después del 2º catalizador	520
	justamente antes del 3er catalizador	435
20	justamente después del 3er catalizador*	-
	justamente antes del 4º catalizador*	-
	justamente después del 4º catalizador	435
25	Cantidades relativas de catalizador (en peso)	
	1er catalizador	1,00
	2º catalizador	1,29
	3er catalizador	1,57
	4º catalizador	2,27
30	% de conversión de SO_2	98,3% en peso
17048	*Temperatura no medida normalmente	

T A B L A 4

	Magnitud de producción de H_2SO_4 a la capacidad aumentada	117 000 TM/año
5	Proporción de SO_2 en la mezcla gaseosa de entrada	11,7% en volumen
	Proporción de O_2 en la mezcla gaseosa de entrada	9,3% en volumen
	Concentración efectiva	11,7:7,8
	Temperatura del gas, en °C:	
	justamente antes del 1er catalizador	420
10	justamente después del 1er catalizador	600
	justamente antes del 2º catalizador	418
	justamente después del 2º catalizador	526
	justamente antes del 3er catalizador	420
	justamente después del 3er catalizador	452
15	justamente antes del 4º catalizador	445
	justamente después del 4º catalizador	449
	Cantidades relativas del catalizador (en peso)	
	1er catalizador	0,79 (+0,21 falso)
20	2º catalizador	1,29
	3er catalizador	1,57
	4º catalizador	2,29
	Magnitud de adición de oxígeno comercial (aprox. 100% puro) entre catalizadores 1º y 2º	3570 TM/año
25	Magnitud de adición de oxígeno comercial (aprox. 100% puro) entre catalizadores 2º y 3º	5780 TM/año
	Magnitud total de adición de oxígeno comercial	9350 TM/año
	% de conversión de SO_2	98,3% en peso

1

T A B L A 5

5

10

15

20

25

30

17048

Magnitud de producción de H_2SO_4 a la capacidad aumentada	117,000 TM/año
Proporción de SO_2 en la mezcla gaseosa de entrada	11,7 % Vol
Proporción de O_2 en la mezcla gaseosa de entrada	9,3 % Vol
Concentración efectiva de SO_2 (dilución con aire)	11,7 : 8,8
Temperatura del gas, en °C:	
justamente antes del 1er catalizador	420
justamente después del 1er catalizador	600
justamente antes del 2º catalizador	418
justamente después del 2º catalizador	520
justamente antes del 3er catalizador	420
justamente después del 3er catalizador	445
justamente antes del 4º catalizador	435
justamente después del 4º catalizador	453
Cantidades relativas de catalizador (en peso)	
1er catalizador	0,79 (10,21 falso)
2º catalizador	1,29
3er catalizador	1,57
4º catalizador	2,29
Magnitud total de adición de oxígeno comercial (aprox. 100% puro) entre catalizadores 3º y 4º	12,450 TM/año
% de conversión de SO_2	98,3 %

1

T A B L A 6

	Original- mente	Tras dos años
Temperatura de la mezcla gaseosa, en °C:		
5 justamente antes del primer catalizador	420	420
justamente después del primer catalizador	595	590
justamente antes del segundo catalizador	425	425
10 justamente después del segundo catalizador	520	518
justamente antes del tercer catalizador	435	435
justamente después del tercer catalizador *	-	-
15 justamente antes del cuarto catalizador *	-	-
justamente después del cuarto catalizador	435	435

*Temperatura no medida normalmente

20

T A B L A 7

Tempe- ratura (en °C) de la mezcla gaseosa: :	
Justamente antes del primer catalizador	420
justamente después del primer catalizador	590
25 justamente antes del segundo catalizador	425
justamente después del segundo catalizador	522
justamente antes del tercer catalizador	435
justamente después del tercer catalizador *	-
justamente antes del cuarto catalizador *	-
justamente después del cuarto catalizador	436

30

*Temperatura no medida normalmente

17048

1

REIVINDICACIONES

5

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 que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10

1ª Procedimiento para oxidar catalíticamente dióxido de azufre, caracterizado porque una mezcla gaseosa que comprende dióxido de azufre y oxígeno, y que está a temperatura elevada, se pasa sucesivamente por un cierto número de etapas catalíticas para formar trióxido de azufre por reacción entre dióxido de azufre por reacción entre dióxido de azufre y oxígeno; se introduce en la mezcla gaseosa oxígeno comercial, es decir, oxígeno puro o una mezcla gaseosa que contiene al menos 90% en volumen de oxígeno o aire enriquecido en oxígeno, por una región aguas abajo del catalizador de la primera etapa catalítica y aguas arriba del catalizador de la etapa catalítica final, y aguas abajo del catalizador de cada etapa se enfría la mezcla gaseosa por un medio de enfriamiento separado del oxígeno comercial o aire enriquecido en oxígeno, o por mezcla con un medio de enfriamiento gaseoso separado del oxígeno comercial o aire enriquecido en oxígeno, o por mezcla con un medio de enfriamiento gaseoso que actúa como vehículo para el oxígeno comercial o aire enriquecido en oxígeno.

20

25

2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, donde la mezcla gaseosa que sale de la etapa catalítica final se absorbe subsiguientemente en ácido sulfúrico, para formar ácido sulfúrico de una concentración elegida.

30

3ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª o

1 reivindicación 2^a, caracterizado porque al menos algo del
oxígeno comercial o aire enriquecido en oxígeno se añade
a la mezcla gaseosa por al menos una región aguas abajo
del catalizador de la primera etapa catalítica y aguas
5' arriba del catalizador de la tercera etapa catalítica.

4^a.- Procedimiento según las reivindicaciones 2^a y 3^a, caracterizado porque el oxígeno comercial y
aire enriquecido en oxígeno se añaden a la mezcla gaseosa
a una magnitud tal que la proporción entre el peso de oxí-
10 geno molecular así añadido por unidad de tiempo, y el peso
de ácido sulfúrico producido en el mismo tiempo unitario,
está comprendida entre 10:100 y 25:100.

5^a.- Procedimiento según cualquiera de las
reivindicaciones precedentes, donde la fuente de la mezcla
15 gaseosa es un quemador de azufre.

6^a.- Procedimiento según cualquiera de las
reivindicaciones precedentes, donde la mezcla gaseosa que
entra en la primera etapa contiene al menos 8% en volumen
de dióxido de azufre.

7^a.- Procedimiento según cualquiera de las
reivindicaciones precedentes, donde la eficacia total de
conversión de dióxido de azufre a trióxido de azufre se
20 mantiene en o se aumenta hasta 98% en peso o más.

8^a.- Procedimiento según cualquiera de las
reivindicaciones 2^a a 7^a, donde el procedimiento se lleva
25 a cabo en una instalación existente de absorción única pa-
ra producir ácido sulfúrico que incluye un cierto número
de etapas de conversión catalítica para convertir dióxido
de azufre a trióxido de azufre, medios para pasar mezcla
30 gaseosa que contiene dióxido de azufre sobre el cataliza-

1 dor de cada etapa, medios para enfriar la mezcla gaseosa
aguas abajo del catalizador de cada etapa, y medios para
absorber el trióxido de azufre en la mezcla gaseosa que
sale de la etapa final, para formar ácido sulfúrico, caracte-
5 / rizado porque se añade a la mezcla gaseosa oxígeno comer-
cial o aire enriquecido en oxígeno, aguas abajo del catali-
zador de la primera etapa y aguas arriba del catalizador de
la etapa final, se aumenta la proporción de dióxido de azu-
fre en relación al oxígeno en la mezcla gaseosa que entra
10 en la primera etapa catalítica, y se elimina algo del cata-
lizador de la primera etapa catalítica, a fin de aumentar
la magnitud de proporción de ácido sulfúrico.

9^a.- Procedimiento según la reivindicación
8^a, donde se elimina hasta 50% en peso del catalizador de
15 la primera etapa.

10^a.- Procedimiento según la reivindicación
8^a o reivindicación 9^a, donde el catalizador eliminado se
reemplaza por una cantidad equivalente de material no cata-
lítico, comprendiendo dicho material no catalítico material
20 de soporte de catalizador.

11^a.- Procedimiento según cualquiera de las
reivindicaciones 2^a a 9^a, donde el procedimiento se lleva
a cabo en una instalación existente de absorción única pa-
ra la producción de ácido sulfúrico que incluye un cierto
25 número de etapas de conversión catalíticas para convertir
dióxido de azufre en trióxido de azufre, medios para pasar
mezcla gaseosa que contiene dióxido de azufre sobre el ca-
talizador de cada etapa, medios para enfriar la mezcla
gaseosa aguas abajo, para absorber el trióxido de azufre
30 de la mezcla gaseosa que sale de la etapa final de manera

1 que se forme ácido sulfúrico, caracterizado porque se añade
a la mezcla gaseosa oxígeno comercial o aire enriquecido
en oxígeno, aguas abajo del catalizador de la primera eta-
5 pa y aguas arriba del catalizador de la etapa final, aumen-
tando la magnitud de adición de oxígeno comercial o aire
enriquecido en oxígeno a medida que se deteriora el cata-
lizador de la primera etapa, a fin de compensar (en lo que
se refiere a la magnitud de producción de ácido sulfúrico)
el deterioro del catalizador en la primera etapa.

10 12^a.- "PROCEDIMIENTO PARA OXIDAR CATALITICA-
MENTE DIOXIDO DE AZUFRE".

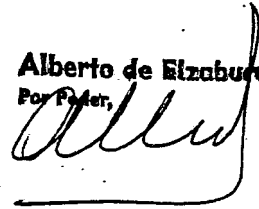
Tal y como se ha descrito en la Memoria que
antecede, representado en los dibujos que se acompañan y
con los fines que se han especificado.

15 Esta Memoria consta de treinta y tres hojas
escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 16. ENE. 1979

P.A.

Alberto de Elzaburu
Por Poder,



20

25

30

15019

JL/

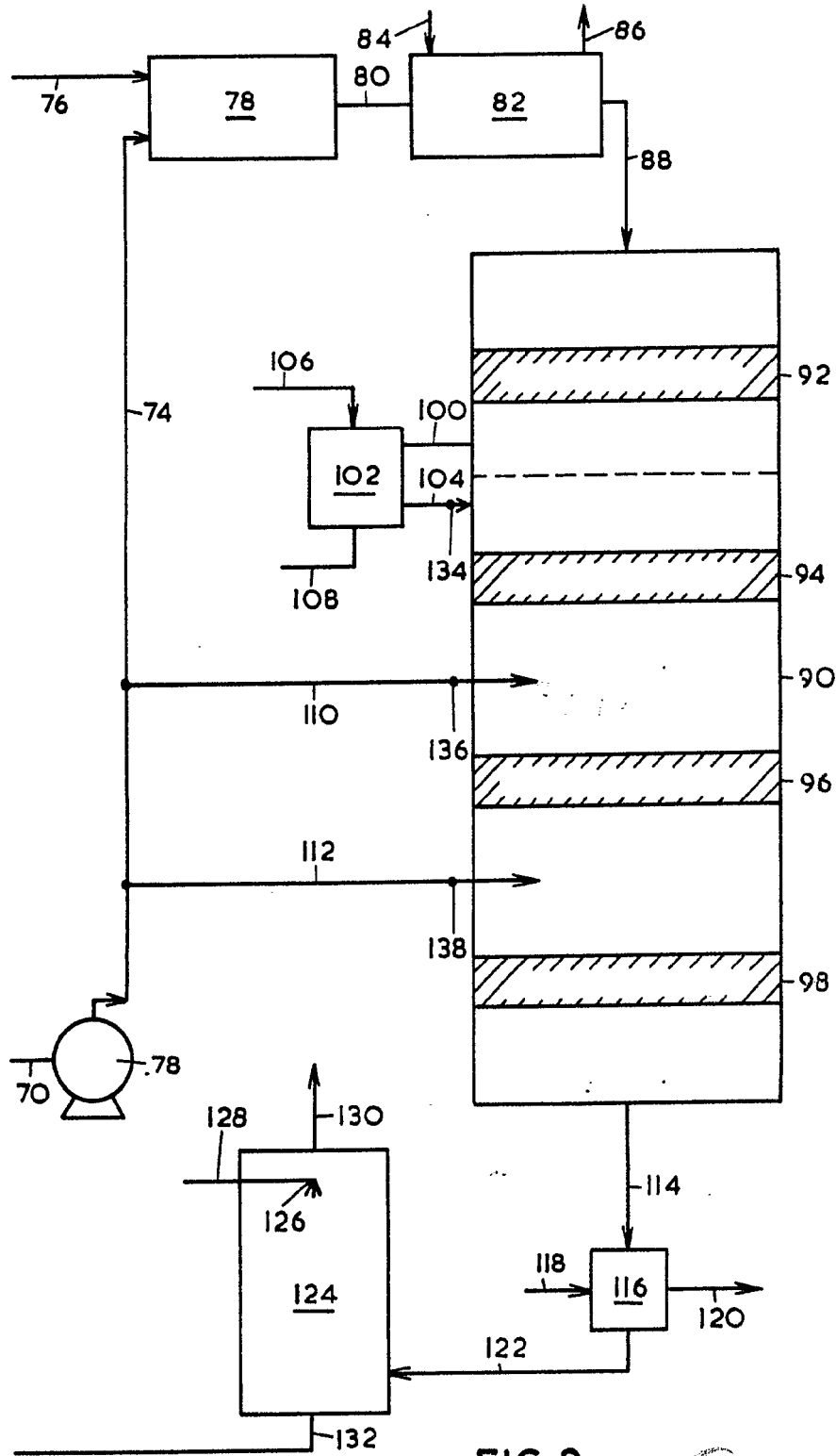


FIG 2

Alberto A. Elzerman