



419615

PATENTE DE INVENCION

Int. Cl. ² : <u>CO/B</u>

M E M O R I A D E S C R I P T I V A

S o b r e :

"PROCEDIMIENTO PARA LA CONVERSION DEL ANHIDRIDO SULFUROSO (SO_2) A ANHIDRIDO SULFURICO - - (SO_3)".

- - - - -

Solicitante: D. MIGUEL ANGEL RAMOS CARPIO, domiciliado en General Mola nº 211 - MADRID.-

- - - - -

Inventor: El Solicitante, de nacionalidad española.

- - - - -



1. INTRODUCCION

5. La necesidad de reducir la emisión del anhídri-
do sulfuroso presente en los gases residuales de las - -
instalaciones industriales dedicadas a la producción de-
ácido sulfúrico ha reactualizado la práctica antigua de-
la absorción intermedia entre etapas sucesivas de la - -
conversión catalítica del anhídrido sulfuroso a anhídri-
do sulfúrico caída en desuso, por falta de interés econó-
mico cuando no existían limitaciones legales al vertido-
10. a la atmósfera de gases residuales industriales.

15. La reiteración del proceso convencional, con-
versión-absorción, que es lo que en definitiva supone la
introducción de la absorción intermedia, ha dado el nom-
bre a una serie de procedimientos "Doble Conversión/Do-
ble Absorción" (DC/DA) que en la práctica se utilizan in-
dustrialmente en la actualidad con preferencia a los pro-
cesos de simple absorción.

20. La desventaja económica de los procesos DC/DA-
con respecto a los procesos convencionales es doble: ma-
yor coste de la inversión necesaria al aumentar el núme-
ro de equipos (especialmente cambiadores de calor además
de la torre de absorción adicional), por una parte, y --
mayor coste de fabricación, por la otra, al aumentar el-
consumo de energía correspondiente a mayores pérdidas de
25. presión en el equipo adicional.

30. La ventaja es, pues, exclusivamente cualitativa.
El contenido de SO_2 en los gases residuales puede reducir-
se a menos de 500 ppm. sin grandes dificultades con cual-
quier proceso DC/DA, mientras que con los procesos de sim-
ple absorción el nivel normal de emisión es del orden de-



419615

5. 2.000/3.000 ppm., cifras que superan en mucho los límites admisibles especificadas por las legislaciones de casi todos los países, que además van evolucionando rápidamente en el sentido de reducir cada día más los límites admisibles. (Actualmente en casi todos los países industrializados el límite admitido es 500 ppm, pero existen propuestas de reducir este límite a 300 ppm, e incluso a 250 ppm).

10. Esta mayor exigencia por parte de las legislaciones anticontaminantes, en la reducción de la emisión del anhídrido sulfuroso, puede ser satisfecha con las mayores eficacias conseguidas en los procesos de Doble Conversión-Doble Absorción, aunque sea obli-gando a aumentar los costes de inversión y de producción correspondientes.

15.

20. En el proceso que se expone a continuación se consigna una máxima eficacia en la conversión-absorción, de forma que resulta posible reducir la presencia del anhídrido sulfuroso en los gases residuales por debajo de los 300 ppm., a la vez que, se minimiza el aumento de los costes de fabricación-inversión, mediante la elección de una disposición óptima de los equipos (cambiadores de calor, torre de absorción intermedia y refrigerantes de ácido, fundamentalmente).

25. II. FUNDAMENTOS DEL NUEVO PROCESO

30. El aumento de la eficacia de la conversión del anhídrido sulfuroso (SO_2) a anhídrido sulfúrico (SO_3) sólo puede conseguirse actuando adecuadamente sobre los factores que intervienen en la conocida Ley de acción de masas. Concretamente y en el terreno práctico: aumentan-

249815



do la concentración del oxígeno presente en la corriente gaseosa y retirando el SO_3 formado en la absorción intermedia.

5. El aumento de la concentración de oxígeno supone una disminución de la concentración de SO_2 , que en -- otros procesos DC/DA, es del orden del 9,10 y hasta 12%, mientras que aquí se recomienda trabajar entre el 7,5 y el 9% de SO_2 , resultando preferible, en el caso concreto de gases procedentes de la tostación de pirita, alimentar el convertidor con gases del 8,0 al 8,5% de SO_2 .

10. Esta disminución de la concentración con respecto a los valores generalmente recomendados, por otros procesos DC/DA, trae consigo, además de una mayor eficacia de la conversión, la necesidad de hacer circular mayor caudal de gal, lo que, sin duda, supone una desventaja, que se trata de compensar por otros medios.

15. Efectivamente, si en vez de enfriar los gases procedentes del primer lecho catalítico mezclándolos con gases fríos no convertidos, (como es práctica corriente en otros procesos), se disponen dos cambiadores de calor en paralelo, la diferencia de temperaturas entre dicha corriente gaseosa y las de los gases entrantes a conversión, por un lado, y la de los gases salientes de la absorción intermedia, por otro lado, es máxima, por lo que el área de la superficie de ambos cambiadores será mínima. En tales condiciones resulta posible minimizar, a su vez, la pérdida de presión de la corriente gaseosa que lo atraviesa.

20. Al no utilizar este nuevo proceso el enfriamiento por mezcla con gas frío no convertido, no se degrada

13 OCT 1973

da la eficacia de la conversión en el primer lecho catalítico, ni tampoco se degrada la energía, disminuyendo su temperatura y, en consecuencia, su posibilidad de utilización. Por este motivo resulta posible la utilización de cierta parte de la energía liberada en la conversión disponiendo, bien un economizador de agua de alimentación de caldera, bien un recalentador de vapor, intercalados en el circuito de gases.

Se recomienda disponer siempre el recalentador en la corriente que sale del segundo lecho catalítico -- mientras que, de tratarse de un economizador, se instalará preferentemente en la corriente entrante en el primer lecho, después de precalentada, en exceso, con los gases salientes del segundo o tercer lecho en un cambiador de calor.

En cualquier caso, es característico de este proceso el que los gases salientes de la última etapa -- antes de la absorción intermedia intercambien calor con los gases de alimentación, mientras que los gases procedentes de la absorción intermedia se precalientan con los gases procedentes de la última etapa ó "de cola" del convertidor.

El aprovechamiento de parte de la energía liberada en la reacción de oxidación del SO_2 a SO_3 , además de suponer un mayor aprovechamiento energético, supone una reducción de las temperaturas de entrada de los gases en la absorción intermedia y en la absorción final, con lo que además de mejorar la eficacia de la absorción -- (rebajando el nivel de SO_3 en los gases residuales) se disminuye la carga térmica de los refrigerantes de ácido.



10515

13 OCT 1973

5. En los esquemas anexos que se representan en la hoja única de dibujos se recogen dos de las disposiciones típicas de este nuevo proceso, correspondientes a la inclusión de recalentador y de economizador, según lo expuesto anteriormente.

10. La absorción intermedia resulta más eficaz, a efectos de conversión global en el nuevo proceso, cuando se intercala entre el segundo y el tercer lecho catalítico. Con ello se reduce sustancialmente el caudal gaseoso que atraviesa este tercer lecho, cuya eficacia, además - aumenta considerablemente, al absorberse prácticamente todo el anhídrido sulfúrico saliente del segundo lecho - (que generalmente es del orden del 85% del total correspondiente al SO_2 alimentado).

15. La refrigeración de la corriente gaseosa saliente del tercer lecho con una fracción del gas frío -- en un cambiador de calor, permite entrar en la última -- etapa de la conversión en condiciones óptimas de temperatura para obtener una conversión global difícilmente mejorable.

20.

25. Debe hacerse notar que la posibilidad de regular con facilidad y seguridad las temperaturas de entrada de los gases en cada lecho catalítico es una consecuencia de la original disposición de los equipos adoptada en este nuevo proceso, lo que supone una positiva ventaja.

30. Existe, además, la previsión de utilizar en los lechos primero, tercero y cuarto, capas superpuestas de catalizadores de diferente calidad. La primera capa, de espesor variable según las circunstancias, está constituida por catalizador de alta actividad a bajas temperaturas

419615



y de bajo punto de ignición. La segunda capa está constituida por catalizador de gran resistencia a las altas temperaturas. Con esta disposición, establecida mediante una serie de ensayos realizados, se ha conseguido una gran aproximación a las condiciones del equilibrio teórico, a la vez que se reduce el volumen del catalizador necesario, por mejorar la velocidad de la reacción a bajas temperaturas.

III. DESCRIPCION DEL PROCESO TIPICO

10. El nuevo proceso DC/DA, admite diversas variantes en cuanto al detalle de la disposición de los equipos previstos para la recuperación de la energía sobrante del sistema, pero siempre manteniéndose dentro de las fundamentales características enunciadas en el punto anterior.

15. A modo de ejemplo se describen a continuación dos de estas variantes, recogándose en hoja anexa los esquemas correspondientes.

a) Proceso típico disponiendo de economizador de vapor (figura 1).

20. Los gases impulsados por las soplantes S pasan primeramente por el cambiador I, donde se precalientan en contacto con los gases calientes procedentes de la segunda etapa de conversión, entrando después en el economizador donde ceden parte del calor tomado en I, para volver a tomar en II energía procedente de los gases de salida de la primera masa catalítica, y entran en ella a una temperatura próxima a los 440°C.

30. El gas que abandona el primer lecho de contacto lo hace a unos 600°C., fraccionándose esta corriente en otras dos que pasan por los cambiadores II y III para vol

9615



5. ver a unirse a la salida en una corriente única que entra a 450°C . en la segunda etapa de catálisis. Aquí la reacción eleva la temperatura de los gases entre 55 y 60°C . pasando este flujo de gases a precalentar el gas de alimentación en I, tras lo cual entra en la absorción intermedia Ai.

10. A la salida de ésta, el caudal gaseoso se divide para pasar por los cambiadores IV y V, donde se calienta con los gases procedentes respectivamente de la cuarta y tercera etapa de conversión, y desde donde entra en el cambiador III para recibir un nuevo incremento de temperatura antes de entrar en el tercer lecho del convertidor donde lo hace a temperatura similar a la ya citada de entrada al primero.

15. Entre la salida del tercer lecho de catalizador y la entrada a la cuarta, el gas recibe un enfriamiento de unos 60°C . para acabar de convertirse en ésta y entrar en el cambiador IV donde se enfría hasta la temperatura de entrada a la absorción final Af.

20. b) Proceso típico disponiendo de recalentador de vapor (figura 2).

25. Este proceso difiere del anterior en que el gas precalentado en I entra directamente en el cambiador II, donde se eleva su temperatura hasta los 440°C ., no variando sustancialmente la marcha previamente descrita hasta la salida del gas de la segunda etapa catalítica, en donde se intercala un recalentador de vapor donde se enfría parcialmente el gas, pasando posteriormente al cambiador I donde completa su enfriamiento.

30. Este gas frío es liberado del anhídrido sulfúri

419615



co en la absorción intermedia Ai, y de modo idéntico a --
cómo se ha descrito en a) intercambia calor y reacciona -
en etapas posteriores hasta, finalmente convertido, pasar
a la absorción final Af.

- 5. El Solicitante se reserva el derecho de exten--
der esta demanda a los países extranjeros, reivindicando-
la misma prioridad de la presente solicitud al amparo del
Convenio Internacional para la protección de la Propiedad
Industrial.
- 10. Igualmente el solicitante se reserva el derecho
de introducir en la presente invención cuantos perfeccio-
namientos sobre la misma puedan derivarse, mediante la so-
licitud de los correspondientes Certificados de Adición -
en la forma señalada por la Ley.

15. N O T A

La Patente de Invención que se solicita por vein-
te años, para España, de acuerdo con la vigente Legisla--
ción, deberá recaer sobre: "PROCEDIMIENTO PARA LA CONVER-
SION DEL ANHIDRIDO SULFUROSO (SO₂) A ANHIDRIDO SULFURICO-
20. (SO₃)", según las características esenciales de las si- -
guientes:

R E I V I N D I C A C I O N E S

1ª.- Procedimiento para la conversión del anhí-
drido sulfuroso (SO₂) a anhídrido sulfúrico (SO₃), cuyo -
25. anhídrido sulfuroso es el contenido en los gases de tosta-
ción de piritas y otros minerales ricos en azufre, según-
los métodos clásicos de contacto catalítico de la corrien-
te gaseosa a presión ligeramente superior a la atmósféri-
ca en varias etapas sucesivas con una absorción intermedia

30.

MCE



4 196 15

5. del anhídrido sulfúrico formado y posterior producción -- de ácido sulfúrico concentrado cuyo procedimiento está -- caracterizado por: alimentar el convertidor con gases con una concentración de anhídrido sulfuroso (SO_2) comprendida entre el 7,5 y el 9% en volumen, obteniéndose el óptimo económico para una concentración aproximada al 8,2% de SO_2 ; utilizar la corriente gaseosa saliente del primer -- lecho catalítico a una temperatura aproximada de $600^{\circ}C$ -- para calentar las corrientes gaseosas entrantes en la --
10. conversión antes y después de la absorción intermedia, mediante dos cambiadores de calor de material adecuado, dispuestos en paralelo; utilizar la corriente gaseosa saliente del último lecho catalítico dispuesto en el convertidor antes de la absorción intermedia para precalentar los gases fríos entrantes a la conversión, a la vez que los gases fríos procedentes de la absorción intermedia se precalientan con los gases procedentes del último lecho catalítico dispuesto después de la absorción intermedia y por poder utilizar parte de la energía liberada en la reacción de oxidación del anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico en precalentar agua o en recalentar vapor, disminuyendo --
15. la temperatura de entrada de las corrientes gaseosas a las torres, intermedia y final, de absorción del anhídrido sulfúrico.
- 20.
25. 2ª.- Procedimiento para la conversión del anhídrido sulfuroso (SO_2) a anhídrido sulfúrico (SO_3), según la anterior reivindicación, caracterizado porque la absorción intermedia se dispone entre el segundo y tercer lecho catalítico, refrigerándose los gases salientes del tercer lecho en un cambiador de calor con una fracción de la --
- 30.

mCe



4 19 6 15

13

corriente gaseosa entrante en conversión procedente de la absorción intermedia.

3ª.- Procedimiento para la conversión del anhídrido sulfuroso (SO_2) a anhídrido sulfúrico (SO_3), según las dos anteriores reivindicaciones, caracterizado por -- el empleo de catalizadores de baja temperatura de ignición (inferior a los $400^{\circ}C$), dispuestos en capas horizontales superpuestas a otras de catalizadores resistentes a temperaturas superiores a los $610^{\circ}C$, dentro del mismo -- lecho o etapa del convertidor.

4ª.- "PROCEDIMIENTO PARA LA CONVERSION DEL ANHIDRIDO SULFUROSO (SO_2) A ANHIDRIDO SULFURICO (SO_3)".

Según queda sustancialmente descrito en la presente Memoria Descriptiva, que consta de once hojas, escritas a máquina por una sola cara y acompañada de dibujos.

Madrid, 13 OCT. 1973

D. MIGUEL ANGEL RAMOS CARPIO

P.P.

FRANCISCO GARCIA CABRERIZO
P. P.

Firmado: M. Dolores Jorquera

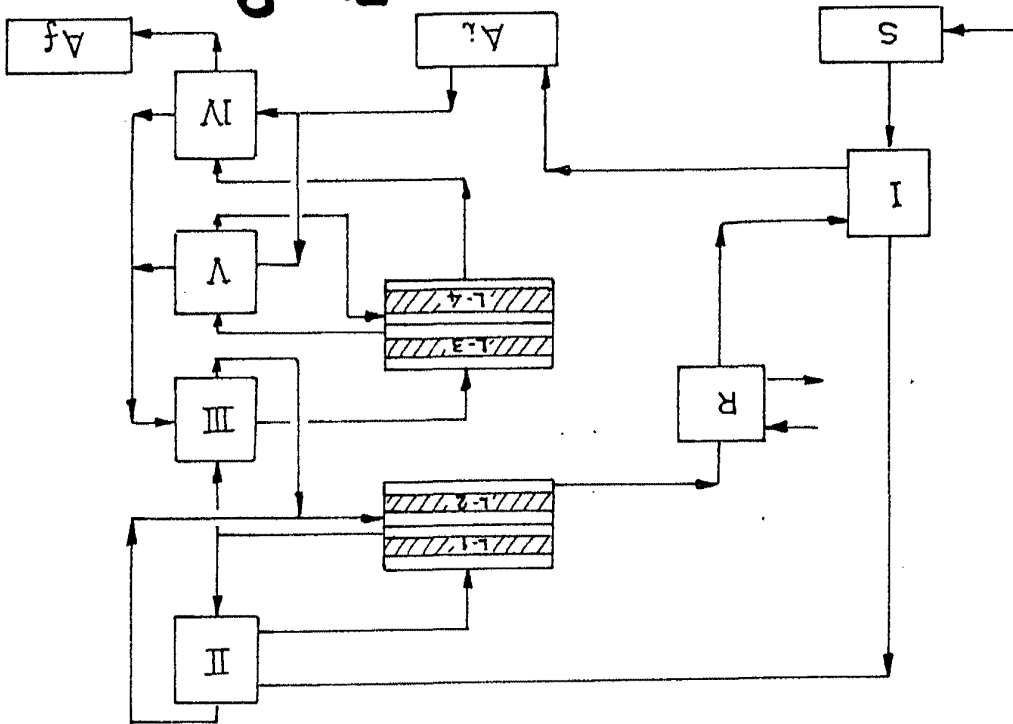
ME

Finado: M. Dolores de Quera

FRANCISCO GARCIA CABRIZO
P. R.
MIGUEL ANGEL RAMOS CARRIO
P. R.

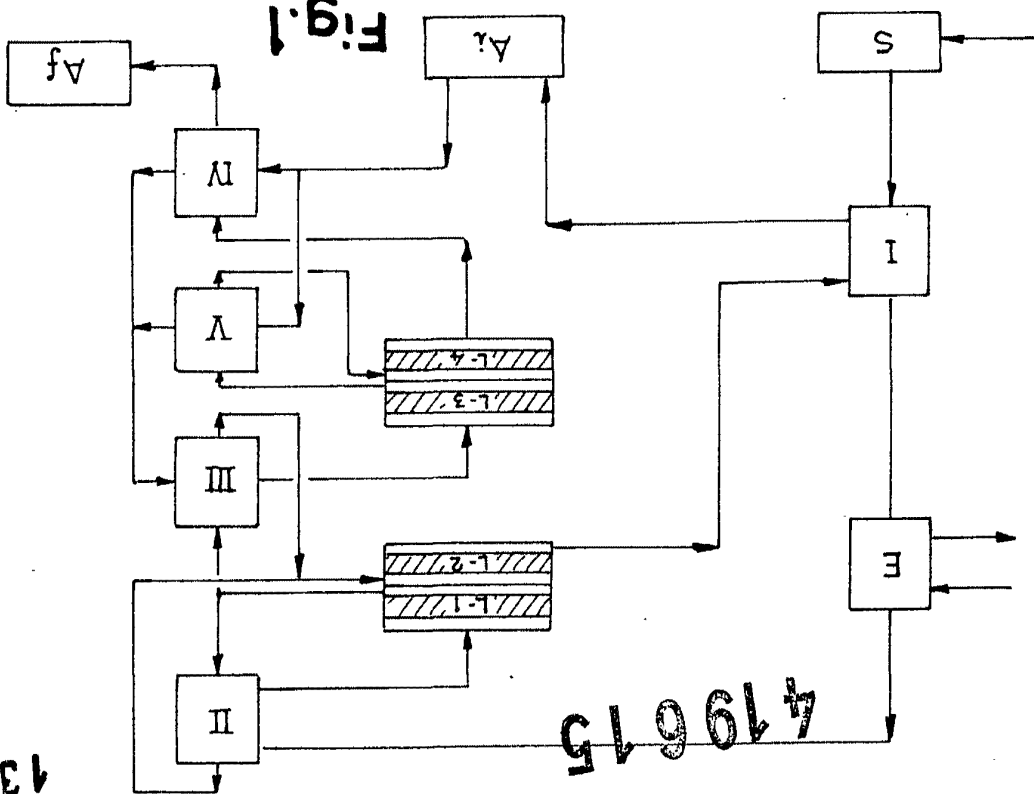
Madrid, 13 OCT. 1973

Fig. 2



Escala variable

Fig. 1



419615

MIGUEL ANGEL RAMOS CARRIO Hoja única

419615

13 OCT 1973

