

314488

4 AGO. 1965

P.- 29.455

A Nr.:4834



MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud

d e

P A T E N T E D E I N V E N C I O N

formulada el 22 de Junio de 1.965, con el nº 314.488

e n

E S P A Ñ A

por VEINTE años

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

\* UN PROCEDIMIENTO PARA LA TRANSFORMACION CATALITICA DE GASES QUE CONTIENEN SO<sub>2</sub> \*

---

La oxidación catalítica de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub> debe conducir a grados de transformación lo más altos posibles, tanto por razones económicas como por razones de evitación de la impurificación del aire con SO<sub>2</sub>. Por razones del mantenimiento de la pureza del aire es incluso preciso elevar el grado de transformación a valores tales que, de otro modo, por simples razones de economía, no serían perseguidos. En és-

5

314488



to se funda la exigencia de lograr este aumento de grado de transformación de forma lo más económica posible.

Ya que los procedimientos conocidos de catalisis en hornos de contacto, con varias rejillas de contacto y una absorción en una sola etapa del  $\text{SO}_2$  formado en la catalisis, se alcanzan solo grados de transformación de aproximadamente 96 a 98,0%, se ha propuesto ya ejecutar la absorción del  $\text{SO}_2$  en varias etapas. En este caso, la absorción intermedia del  $\text{SO}_2$  obstaculiza el establecimiento del estado de equilibrio de la ley de acción de masas, e influye sobre la reacción en el sentido de una favorable transformación del  $\text{SO}_2$  en las siguientes etapas de contacto, con lo que se logra un rendimiento total de transformación más alto.

En este campo se han efectuado ya varias propuestas que buscaban una transformación previa lo más alta posible, de aproximadamente 90% y superior, antes de la primera etapa de absorción. La mayor parte de estas propuestas sin embargo no pudieron encontrar en la practica ninguna aplicación, ya que los procedimientos con utilización de gases purificados y por ello presentes a una temperatura de partida por debajo de  $100^\circ\text{C}$ , no se pudieron ejecutar con antorquia térmica y por lo tanto trabajaban de manera no económica y/o hacia precisos costes de inversión no económicos, y las dificultades tecnológicas para el mantenimiento del equilibrio termico no pudieron ser superadas.

Son también conocidos procedimientos de absorción intermedia que trabajan según el principio de la catalisis húmeda, es decir que la catalisis no parte de gases purificados y secos que contienen  $\text{SO}_2$ , sino que parte de gases que,



o contienen ya vapor de agua, o a los que se añade de diversas formas vapor de agua. Sin embargo estos procedimientos de catalisis humeda tienen la desventaja de que el  $\text{SO}_3$  formado a partir de los gases humedos es muy difiicil de absorber, y por ello desprenden niebla de  $\text{SO}_3$ , que incluso con un empleo adicional de aparatos, se puede eliminar solo de manera incompleta y/o hacen preciso altos costes de inversión.

Solo en los últimos tiempos han sido hechos publicos procedimientos que superan las desventajas de estas propuestas y posibilitan una absorción intermedia economica y con antarquía termica.

Estos procedimientos parten de gases de tostación purificados y secos con un contenido en  $\text{SO}_2$  de 9 a 12%, y alcanzan grados de transformación por encima de 99,5%. Los gases de partida son calentados, en intercambio termico con los gases acabados de catalizar y/o precatalizados que salen de la última y de la primera etapa de contacto, que consta de 2 rejillas de contacto, a la temperatura de puesta en marcha de la primera rejilla de contacto, y son introducidos en ésta. Entre la primera y la segunda rejilla de contacto tiene lugar un enfriamiento de los gases de contacto por inyección de gas frio. Los gases pre-catalizados de la primera etapa de contacto son enfriados, en intercambio termico con los gases de partida precalentados, a la temperatura de puesta en marcha de la segunda etapa de contacto, y salen de ésta etapa de contacto con un grado de transformación de 80 a 90% para entrar en un intercambiador de calor, donde son enfriados entre 175 y 215°C por los gases que salen de la absorción intermedia. Subsiguientemente,

314488



tiene lugar la absorción intermedia del  $\text{SO}_3$  formando con  
acido del absorbedor concentrado. Los gases salientes son  
puestos, en intercambio termico con los gases calientes  
precatalizados de la segunda etapa de contacto a la tem-  
5 peratura de puesta en marcha de la tercera etapa de contac-  
to y con llevados a la transformación final en esta etapa.  
Subsiguientemente, tiene lugar la absorción del contenido  
restante en  $\text{SO}_3$  en el absorbedor final.

Un procedimiento, que no pertenece al estado cono-  
10 cido de la tecnica, parte también de gases purificados y  
secos con un contenido en  $\text{SO}_2$  por encima de 9%, en el que  
se logra no solamente una antarquia o independencia termica  
del sistema, sino incluso un exceso de calor aprovechable.  
Los gases precatalizados que salen de la primera etapa de  
15 contacto son enfriados, antes de la entrada en la absorción  
intermedia conducida a temperaturas de 170 a 250°C, en una  
primera etapa de intercambio termico intermedio en intercam-  
bio de calor con los gases liberados de  $\text{SO}_3$  de la absorción  
intermedia y subsiguientemente en una segunda etapa de in-  
20 tercambio de calor, hasta un contenido de calor que con las  
cantidades de calor tomadas de los gases en la absorción in-  
termedia produce una temperatura de salida de los gases des-  
de el absorbedor intermedio, que corresponde aproximadamente  
a la temperatura de trabajo de la absorción intermedia. La  
25 cantidad de calor ganada de esta manera se utiliza con prove-  
cho por ejemplo para el precalentamiento del agua de alimen-  
tación en otro intercambio de calor.

Otro procedimiento que no pertenece al estado conoci-  
do de la tecnica posibilita el tratamiento de gases que con-  
30 tienen  $\text{SO}_2$  con un contenido por debajo del 9% resultando tam-



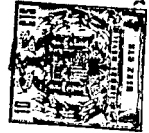
bien un sistema termicamente antarquico. Los gases precatalizados que salen de la primera etapa de contacto son enfriados, antes de la entrada en la absorción intermedia que trabaja entre 170 y 250°C, en una primera etapa de intercambio termico intermedia con los gases liberados de SO<sub>2</sub> de la absorción intermedia, y subsiguientemente en una segunda etapa de intercambio termico con el gas de entrada frio que contiene SO<sub>2</sub>, hasta una temperatura que corresponde aproximadamente a la temperatura de trabajo de la absorción intermedia.

Se ha propuesto ya trabajar con grados de transformación más bajos en la primera etapa de trabajo.

Así, es conocido un procedimiento en el que a los gases de combustión del azufre se les añade una determinada cantidad de vapor de agua, después en una primera etapa de contacto se produce un grado de transformación de aproximadamente 65%, y los gases que han reaccionado previamente y que contienen vapor de agua, son enfriados lentamente en intercambiadores de calor hasta una temperatura por debajo del punto de rocío. Este procedimiento tiene la desventaja de que el enfriamiento para evitar la formación de niebla debe tener lugar muy despacio, por lo que los intercambiadores de calor deben ser muy grandes y por lo tanto resultan poco economicos y además aparecen problemas de corrosión que dificilmente se pueden resolver o se pueden resolver solo bajo condiciones poco economicas.

Otro procedimiento conocido pretende un grado de transformación previo de 70 a 90%. Este procedimiento parte también de los gases de combustión de azufre y precisa, para cubrir las necesidades de calor, gases de partida ca-

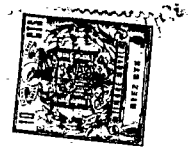
314488



lientes a más de 700°C.

Además se ha propuesto vencer las objeciones de los técnicos en la materia en contra de un grado de transformación previo de 60-80% y una absorción intermedia con ácido sulfurico concentrado consistentes en que no se podrían impedir las nieblas de ácido sulfurico fuertemente corrosivas resultantes en esta forma de trabajo, y que incluso no se podrían eliminar por medio de filtros de coque adicionales, haciendo reaccionar gases de combustión de azufre particularmente concentrados y húmedos con al menos 10% de  $SO_2$  en una primera etapa de contacto, hasta un grado de transformación de 25 a 40%, teniendo lugar la absorción intermedia del  $SO_2$  formado con ácido sulfurico diluido de como máximo 93% y siendo transformado el calor sensible del gas en calor latente de evaporación, para evaporar de esta manera el agua desde el ácido y aumentar el contenido en agua del gas. De esta manera se deben formar nieblas de ácido sulfurico, que se pueden separar por medio de filtros usuales, tales como por ejemplo filtros de coque. Este procedimiento precisa para la autarquía térmica gases de combustión de azufre calientes, concentrados y húmedos. Es decir que se puede localizar la aparición de niebla corrosiva de ácido sulfurico, pero no se puede evitar. Otra desventaja consiste en que resulta una considerable parte de ácido sulfurico diluido.

Un procedimiento que no pertenece al estado conocido de la técnica posibilita el tratamiento de gases fríos pobres purificados y secos con un contenido en  $SO_2$  por debajo de 9% reforzando el contenido en  $SO_2$  del gas antes de la entrada en el horno de contacto por adición de gases calientes de com-



bustión de azufre después del intercambiador de calor final, de manera que la suma de los calores de combustión y de los calores de oxidación del  $\text{SO}_2$  resultante de la combustión de azufre, es al menos suficiente para cubrir las pérdidas de calor en la absorción intermedia.

5 Se ha encontrado ahora de forma sorprendente que es posible una reacción y absorción en dos etapas de gases pobres frios, purificados y secos, que contienen  $\text{SO}_2$ , con un contenido en  $\text{SO}_2$  de 5,5 a 9%, preferiblemente de 6 a 7% que resultan especialmente en la tostación de minerales que contienen azufre en un sistema de contacto con autarquía térmica con un grado de transformación previo de los gases en la primera etapa de contacto de aproximadamente 70 a 80%, con producción de un ácido sulfurico concentrado de 98 a 98,5% en la absorción intermedia y un grado de transformación final de todo el contenido en  $\text{SO}_2$  por encima de 99,5% en el que no aparece ninguna niebla de ácido sulfurico, corrosiva y perjudicial y que deban eliminarse por instalaciones especiales de filtración, y las superficies de intercambio de calor se mantienen dentro de dimensiones economicamente aceptables.

15 La ventaja principal del procedimiento según el invento, frente a los procedimientos ejecutables hasta ahora en la practica de absorción múltiple con alto grado de transformación previa, estriba en los costes de inversión esencialmente disminuidos. Así el ahorro de masa de contacto supone aproximadamente el 30% u 80 litros/dia-ton. de monohidrato, ya que solo se precisan aproximadamente 40 litros de masa de contacto/ dia-ton. de monohidrato en la, primera etapa de contacto. Además, disminuyen los costes de

314488



construcción del recipiente de contacto.

El procedimiento según el invento consiste en la utilización de dos rejillas de contacto en cada una de ambas etapas de contacto, en la absorción intermedia del  $\text{SO}_3$  formado después de la primera etapa de contacto con ácido sulfúrico de alto porcentaje, en la disposición de intercambiadores de calor después de cada rejilla de contacto, en que la cantidad principal del gas de entrada frío es precalentada en el intercambiador de calor final en intercambio de calor con los gases catalizados, aproximadamente  $340^\circ \text{C}$ , y seguidamente son llevados, en un intercambiador térmico intermedio a intercambio de calor con los gases precalentados de la primera rejilla de contacto, a la temperatura inicial de la primera rejilla de contacto, mientras que la corriente parcial más pequeña de los gases entrantes es llevada, en un intercambiador de calor intermedio, a intercambio de calor con los gases que contienen  $\text{SO}_2$  que salen de la tercera rejilla los cuales son enfriados allí hasta la temperatura de trabajo de la última rejilla de contacto, aproximadamente a la misma temperatura de entrada de la corriente gaseosa principal, y seguidamente son reunidos con esta antes de la entrada en el intercambiador de calor intermedio. Los gases que contienen  $\text{SO}_3$ , que salen de la primera etapa de contacto con un grado de transformación de aproximadamente 70 - 80 %, son enfriados hasta aproximadamente  $140^\circ \text{C}$  en un intercambiador de calor con los gases liberados de  $\text{SO}_3$  procedentes de la absorción intermedia, con lo que los gases exentos de  $\text{SO}_3$  son llevados hasta la temperatura de trabajo de la tercera rejilla de contacto. La absorción intermedia se efectúa en los aparatos de absorción conocidos, utilizan-



dose como liquido de absorción acido sulfurico de alto porcentaje, preferiblemente aquellos con 98 a 98,5 %. No es preciso intercalar filtros adicionales, ya que practicamente no aparecen nieblas de ácido sulfurico.

5           Según una realización preferida del procedimiento, según el invento, en una cámara de mezcla se añade otra corriente parcial del gas frio de partida a los gases precatalizados y calientes que salen de la primera rejilla de contacto, antes de su entrada en el intercambiador de calor intermedio. Esta  
10 corriente parcial es de aproximadamente 8 a 10 % de la cantidad total del gas de partida y disminuye la temperatura del gas precatalizado desde aproximadamente 595 - 610° C hasta aproximadamente 565 - 550° C. Esta limitada disminución de temperatura posibilita la utilización de materias primas nor-  
15 males, tales como hierro forjado, para la construcción del intercambiador de calor intermedio, mientras que a las temperaturas de partida del gas precatalizado son ya precisos aceros especiales.

          Otra nueva realización preferida consiste en hacer  
20 pasar una nueva corriente parcial del gas frio de partida, de aproximadamente 7 a 15 %, por una segunda etapa del intercambiador de calor entre ambas etapas de contacto, precalentar esta corriente parcial hasta aproximadamente 80 - 100° C, y en introducir subsiguientemente el gas después de un nuevo  
25 calentamiento hasta la temperatura de trabajo de la primera o segunda rejilla de contacto, en la rejilla de contacto correspondiente. Esta forma de trabajo permite, especialmente con gases muy pobres, un trabajo termoautarquico del procedimiento.

30           Una ventaja especial del procedimiento consiste, ade-

314488



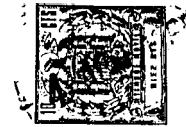
más de la termocautarquia, en la buena capacidad de acomodación a contenidos oscilantes en  $\text{SO}_2$  del gas de partida, y en la simultanea exposición de las superficies de intercambio de calor en condiciones optimas, es decir para altos  
5 contenidos en  $\text{SO}_2$ , para lo que solamente la segunda etapa del intercambiador de calor entre ambas etapas de contacto sirve como superficie reguladora.

Si se elaboran gases de alta concentración, no pasa ninguna corriente parcial del gas frio de partida a través  
10 de la segunda etapa y el calor en exceso, que no permite ninguna utilización economica, es evacuado en circuito cerrado de acido del absorbedor intermedio. Con gases frios, una corriente parcial es precalentada en la segunda etapa de este intercambiador de calor, y es conducida por ejemplo  
15 a la camara de mezcla, mientras que la corriente parcial de los gases frios de partida hacia la camara de mezcla es reducida o interrumpida correspondientemente.

El procedimiento según el invento es explicado mas aun con ayuda de los dibujos y de dos ejemplos de realización.  
20 ción.

Ejemplo de realización nº 1: (fig. 1)

Un gas de tostación resultante con 6,7 % en volumen es enfriado, purificado y secado de manera conocida y es suministrado a la catalisis a una temperatura de  $60^\circ \text{C}$  a  
25 través de la conducción 1 en una cantidad de  $14.150 \text{ m}^3$  normales/hora. A través de la conducción 2, se hace pasar una corriente parcial de  $10.530 \text{ m}^3$  normales/hora al intercambiador de calor final 3, que tiene el 40 % de la superficie total de intercambio de calor, allí es precalentada hasta  
30  $340^\circ \text{C}$ , es llevada a través de la conducción 4 al intercam-



biador de calor intermedio 5, que tiene el 8 % de la superficie total de intercambio de calor, allí es calentada hasta 430° C y es conducida a través de la conducción 6 a la primera rejilla 7 de la cámara de contacto 8.

5           La primera rejilla tiene el 15 % de la masa de contacto total. Los gases precatalizados abandonan la cámara de contacto 8 a través de la conducción 9, y son conducidos a una temperatura de 590° C, a la cámara de mezcla 10, son enfriados hasta 565° C con una corriente parcial de 1.150 m<sup>3</sup> normales/hora del gas de partida frío conducido allí a través de la conducción 11, son hechos pasar a través de la conducción 12 al intercambiador de calor intermedio 5, son enfriados hasta 470° C y son llevados a través de la conducción 13 a la segunda rejilla de contacto 14 que tiene el 15 %  
10 de la masa total de catalizador.

El gas más catalizado es conducido, con un grado de transformación de aproximadamente 80 % y una temperatura de aproximadamente 500° C, a través de la conducción 15 al intercambiador de calor 16, que tiene el 48 % de la superficie  
20 total de intercambio de calor, es enfriado hasta 150° C, y es llevado a través de la conducción 17 al absorbedor intermedio 18. El gas que entra es rociado en contracorriente con ácido sulfurico al 98,5 % a 70° C, y es liberado de SO<sub>2</sub> (no representado), es conducido a través de la conducción 19, a  
25 una temperatura de 70° C, al intercambiador de calor 16, allí es calentado hasta 420° C y es llevado a través de la conducción 20 a la tercera rejilla de contacto 21, que tiene el 30 % de la masa total de contacto. El gas más catalizado es llevado a través de la conducción 22 al intercambiador de  
30 calor intermedio 23, que tiene el 4 % de la superficie total

314488



de intercambio de calor, allí es enfriado hasta 400°C en  
intercambio de calor con una corriente parcial, allí con-  
ducida a través de la conducción 23, de 2470 m<sup>3</sup> normales/  
hora del gas frío de partida, y es llevado a través de  
5 la conducción 25 a la última rejilla de contacto 26, que  
tiene el 40% de la masa de contacto total. La corriente  
parcial del gas de partida precalentado hasta 340°C, es  
reunida, a través de la conducción 27, con la corriente  
principal de los gases de partida en la conducción 4. Los  
10 gases completamente catalizados abandonan la cámara de con-  
tacto 8 con un grado total de transformación de más de  
99,5% a través de la conducción 28 con una temperatura de  
405°C, son enfriados hasta 150°C en el intercambiador de  
calor final 3, son llevados a través de la conducción 29  
15 al absorbedor final 30 y allí son rociados en contracorrien-  
te con ácido sulfúrico al 98,5% a 70°C.

Ejemplo de realización 2: (figura 2):

Un gas de tostación resultante con 6,7% en volumen  
20 es enfriado, purificado y secado de manera conocida, y es  
conducido a la catalisis a una temperatura de 60°C a través  
de la conducción 1, en una cantidad de 16,060 m<sup>3</sup> normales/  
horas. A través de la conducción 2 se lleva una corriente  
parcial de 11.100 m<sup>3</sup> normales/hora al intercambiador de  
25 calor final 3 que tiene el 36% de la superficie total de  
intercambio de calor, allí es precalentada hasta 340°C,  
es llevada a través de la conducción 4 al intercambiador  
de calor intermedio 5, que tiene el 8% de la superficie  
total de intercambio de calor allí es calentada hasta 430°C  
30 y es conducida a la primera rejilla 7 del horno de contacto

314488



8 a través de la conducción 6.

La primera rejilla tiene el 14% de la masa de contacto total. Los gases precatalizados abandonan la cámara de contacto 8 a través de la conducción 9, y son llevados a la cámara de mezcla 10, a una temperatura de 590°C, son enfriados hasta 565°C con una corriente parcial, de 1990 m<sup>3</sup> normales/hora del gas de partida, conducida a través de la conducción 32 a la segunda etapa 33 del intercambiador de calor que tiene aproximadamente el 4% de la superficie total de intercambio de calor precalentada allí y hasta 90°C y traída a través de la conducción 34, es llevada a través de la conducción 12 al intercambiador de calor intermedio 5, es enfriada a 470°C y llevada a través de la conducción 13 a la segunda rejilla de contacto 14, que tiene el 16% de la masa total de catalizador.

El gas más catalizado, con un grado de transformación de aproximadamente 80% y una temperatura de 500°C, es llevado a través de la conducción 15 al intercambiador de calor 16, que tiene el 48% de la superficie total de intercambio de calor, es enfriado a 140°C, es nuevamente enfriado a 130°C en la segunda etapa 33 del intercambiador de calor y es llevado a través de la conducción 17 al absorbedor intermedio 18. El gas que entra es rociado en contracorriente con ácido sulfúrico al 98,5% a 70°C y es liberado de SO<sub>3</sub> (no representado), es conducido a través de la conducción 19 a una temperatura de 70°C al intercambiador de calor 16, allí es calentado a 420°C y es llevado a través de la conducción 20 a la tercera rejilla de contacto 21, que tiene el 30% de la masa de contacto total. El gas más catalizado es llevado a través de la conducción 22 al in-

314488



tercambiador de calor intermedio 23, que tiene el 4% de la superficie total de intercambio de calor, allí es enfriado a 400°C en intercambio de calor con una corriente parcial, llevada hasta allí a través de la conducción 23, de 5 2760 m<sup>3</sup> normales/hora del gas frío de partida, y es llevado a través de la conducción 25 a la última rejilla de contacto 26, que tiene el 40% de la masa de contacto total. La corriente parcial del gas de partida precalentado a 340°C es reunida a través de la conducción 27 con la corriente 10 principal de los gases de partida en la conducción 4. Los gases completamente catalizados abandonan la cámara de contacto 8, con un grado total de transformación de más de 99,5% a través de la conducción 28, a una temperatura de 405°C, son enfriados a 130°C en el intercambiador de calor 15 final 3, son llevados a través de la conducción 29 al absorbedor final 30, allí son rociados en contracorriente (no representado) con ácido sulfúrico al 98,5% a 70°C, y son retirados a través de la conducción 31 a una temperatura de 70°C.

20 La presente solicitud que corresponde a la presentada en la República Federal Alemana, el 23 de Junio de 1.964, bajo el número M 61479 IVa/121, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

314488



N O T A

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 siguientes:

10 1ª.- Un procedimiento para la transformación catalítica de gases que contienen  $\text{SO}_2$ , con un contenido en  $\text{SO}_2$  por debajo de 9% para obtener  $\text{SO}_3$  y/o ácido sulfurico, con purificación y secado de los gases precalentamiento de los gases a emplear que contienen  $\text{SO}_2$  en intercambio de calor con los gases calientes que contienen  $\text{SO}_3$  y absorción intermedia del  $\text{SO}_3$  formado en la primera etapa de contacto, caracterizado  
15 porque el grado de transformación en la primera etapa de contacto antes de la absorción intermedia se gradua hasta el 70 a 80% del contenido total en  $\text{SO}_2$  del gas de partida.

20 2ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la absorción intermedia tiene lugar con ácido sulfurico de alta concentración aproximadamente de 98 a 98,5% como liquido de absorción.

3ª.- Un procedimiento según las reivindicaciones 1 y 2, caracterizado, porque ambas etapas de contacto constan de dos rejillas de contacto.

25 4ª.- Un procedimiento según las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado, porque la cantidad principal de los gases de partida frios que contienen  $\text{SO}_2$  es precalentada en intercambio de calor con los gases que contienen  $\text{SO}_3$  de la última rejilla de contacto. en el intercambiador de calor  
30 final, y es reunida con otra corriente parcial de los gases

314488



que contienen  $\text{SO}_2$  precalentada en intercambio de calor con los gases que contienen  $\text{SO}_3$  de la tercera etapa de contacto en un intercambiador de calor intermedio, y seguidamente siguen siendo calentadas en un intercambiador de calor intermedio, en intercambio de calor con los gases que contienen  $\text{SO}_3$  de la primera rejilla de contacto, hasta la temperatura inicial de la primera rejilla de contacto.

5 5<sup>a</sup>.- Un procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado por que la temperatura de ambas corrientes parciales antes de la entrada en el último intercambiador de calor intermedio visto desde el lado del  $\text{SO}_2$ , es de 320 a 340°C aproximadamente.

15 6<sup>a</sup>.- Un procedimiento según las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado, porque los gases precatalizados que contienen  $\text{SO}_3$  de la primera etapa de contacto son enfriados hasta una temperatura de aproximadamente 125 a 150°C en el primer intercambiador de calor intermedio, visto desde el lado del  $\text{SO}_3$ , por adición de una corriente parcial de aproximadamente 8 a 14% del total de gases empleados que contienen  $\text{SO}_2$ .

25 7<sup>a</sup>.- Un procedimiento según las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado porque los gases que contienen  $\text{SO}_3$  de la primera etapa de contacto son enfriados previamente, antes de su empleo en el absorbedor intermedio, en un primer intercambiador de calor, en intercambio de calor con los gases liberados de  $\text{SO}_3$  de la absorción intermedia, y seguidamente siguen siendo enfriados en un segundo intercambiador de calor con una corriente parcial de los gases fríos de partida que contienen  $\text{SO}_2$ .

30 8<sup>a</sup>.- Un procedimiento según la reivindicación 7, ca



5 racterizado, por que la corriente parcial de los gases de partida que contienen  $\text{SO}_2$ , precalentada en el segundo intercambiador de calor, entre ambas etapas de contacto y la absorción intermedia, es mezclada con la corriente principal precalentada de los gases que contienen  $\text{SO}_2$ , antes de la entrada en la primera rejilla de contacto.

10 9<sup>a</sup>.- Procedimiento según la reivindicación 7, caracterizado porque la corriente parcial de los gases de partida que contienen  $\text{SO}_2$ , precalentada en el segundo intercambiador de calor entre ambas etapas de contacto y la absorción intermedia, es mezclada con los gases que contienen  $\text{SO}_2$  que salen de la primera rejilla de contacto, antes de la entrada en el intercambiador de calor intermedio,

15 10<sup>a</sup>.- Un procedimiento según las reivindicaciones 1 a 9, caracterizado porque la masa de contacto de la primera etapa de contacto es de 40 litros/día-ton. de monohidrato.

20 11<sup>a</sup>.- Un procedimiento para la transformación catalítica de gases que contienen  $\text{SO}_2$ .

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

Esta Memoria consta de diecisiete hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid,

4 AGO. 1965

E. A.  
Alberto de Elizabete  
Por todo



3 4 5 6

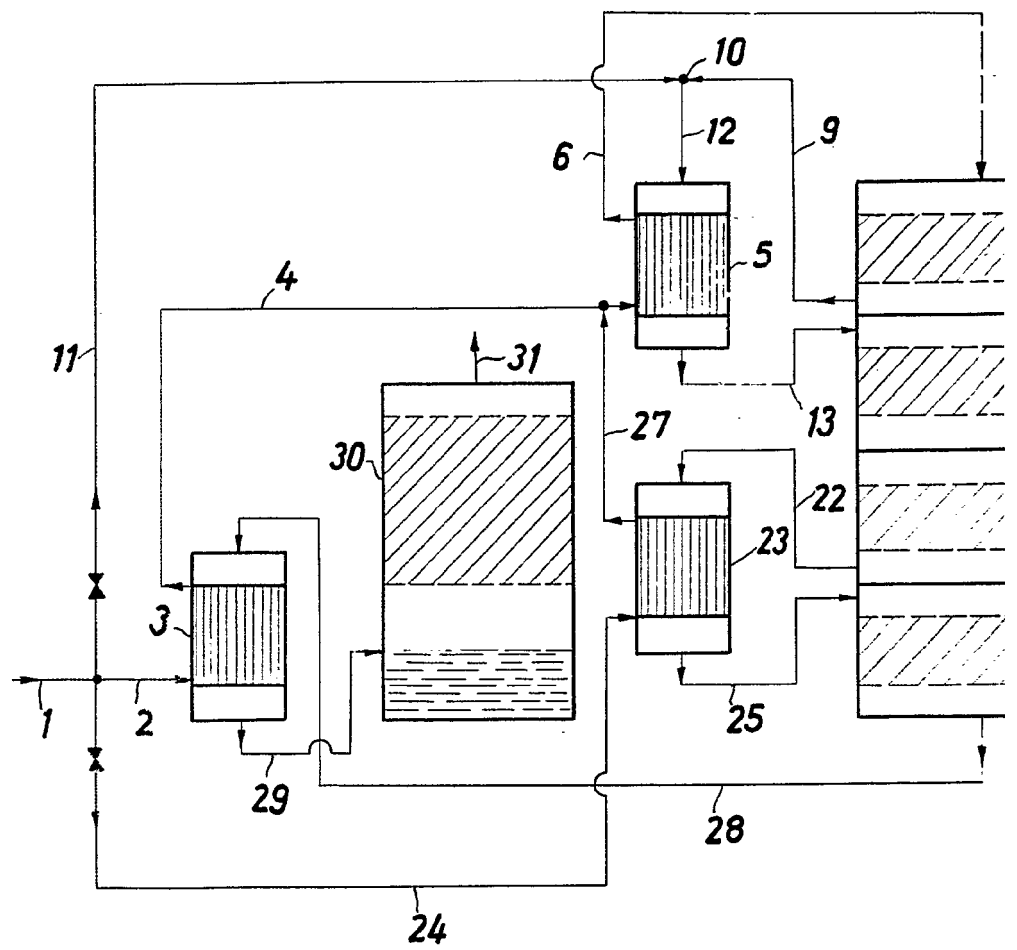
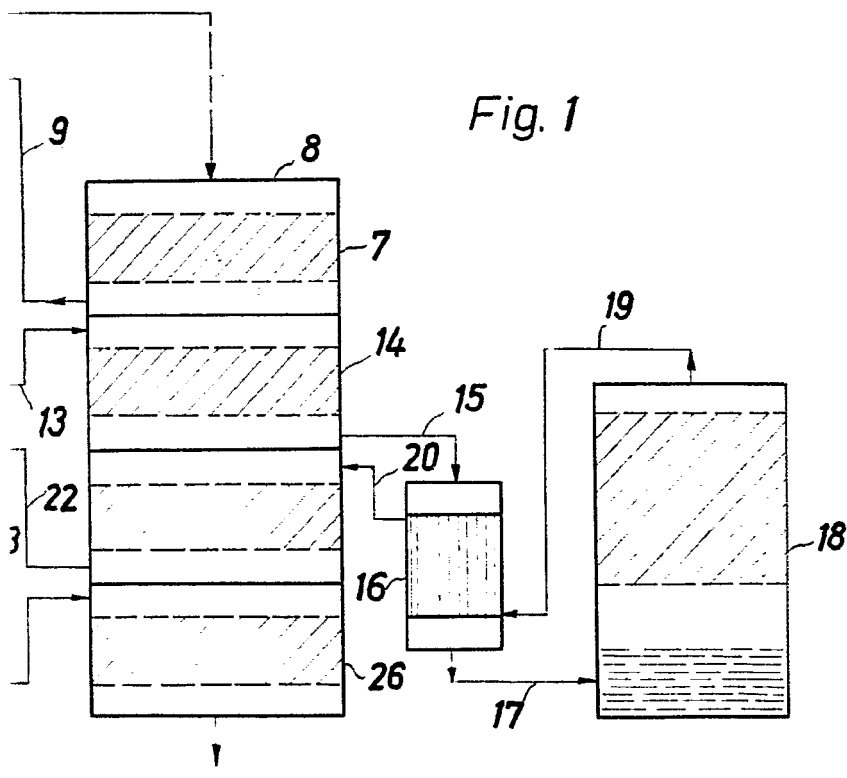




Fig. 1





311798

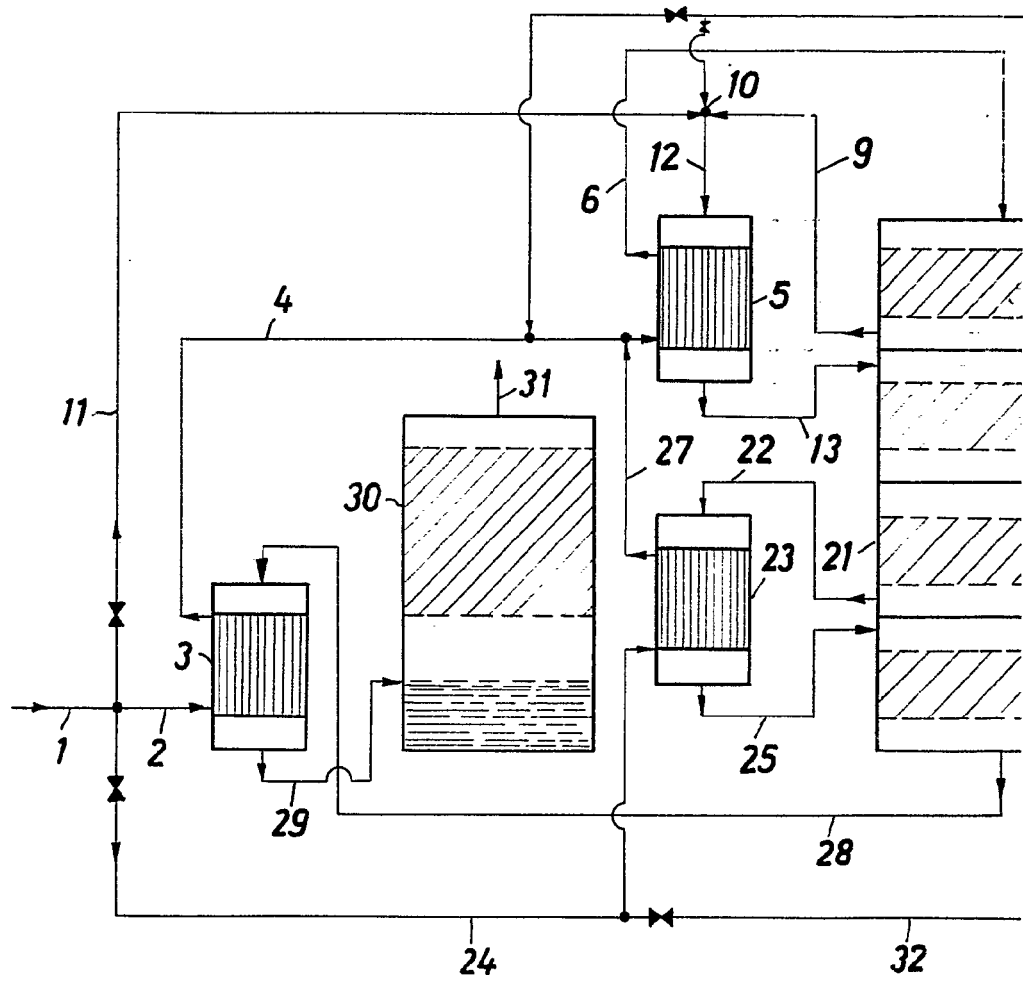
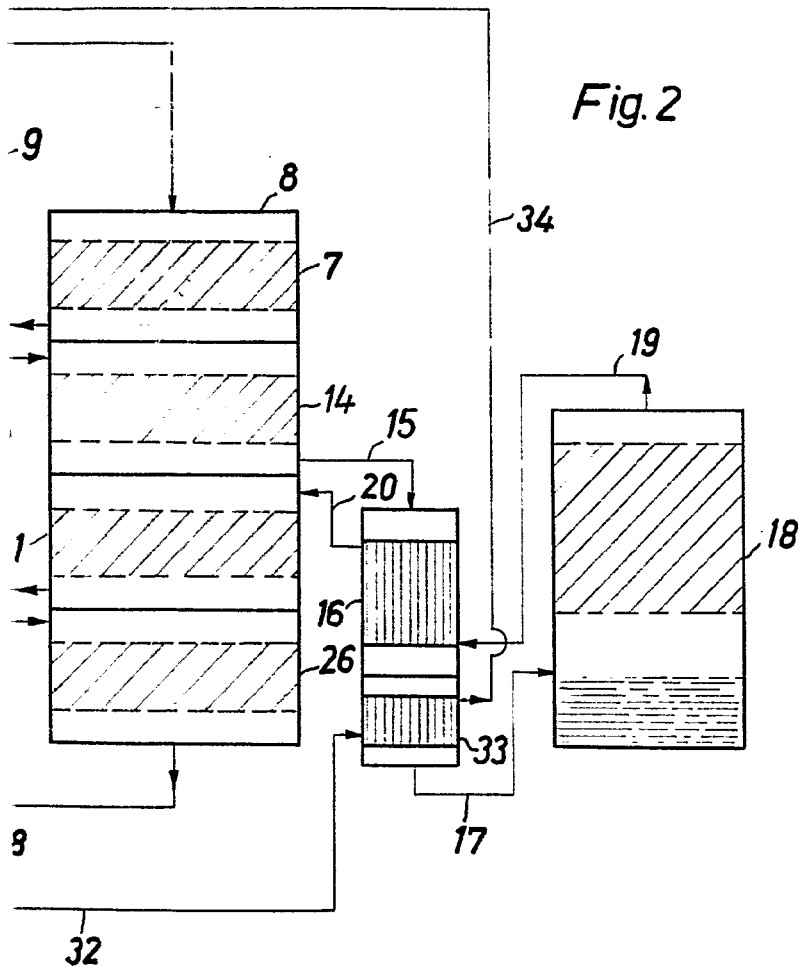




Fig. 2



Alberto de Alzola  
Por Favor