



ESPAÑA

19 ES	11	NUMERO	10 A1
	21	448.720	
	22	FECHA DE PRESENTACION	
		10-6-76	

P.- 62.936  
A Nr.: 6291

PATENTE DE INVENCION

30	PRIORIDADES:	32	FECHA	33	PAIS
31	NUMERO				
	P 25 29 709.0		3-7-75		Rep. Fed. Alemana

47	FECHA DE PUBLICIDAD	51	CLASIFICACION INTERNACIONAL	62	PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
			C01B		

54	TITULO DE LA INVENCION
	"PROCEDIMIENTO PARA LA PREPARACION DE ACIDO SULFURICO"

71	SO-LICITANTE (S)
	BAYER AG y METALLGESELLSCHAFT AKTIENGESELLSCHAFT

DOMICILIO DEL SOLICITANTE
509 Leverkusen y Reuterweg 14, 6 Frankfurt am Main, respectivamente, ambas en la Republica Federal Alemana.

72	INVENTOR (ES)
	Karl Heinz Dörr, Hugo Grimm, Karl Schmitt, Georg Schmidt, Dr. Rudolf Gerken, Dr. Hellmut Feucht, Dipl.-Ing. Christoph Mücke, Dr. Wolfgang-Dieter Müller y Hermann Wieschen.

73	TITULAR (ES)

74	REPRESENTANTE
	DOÑ OSCAR DE ALZABURU FERNANDEZ

lfg.

P.- 62.936

1 La invención se refiere a un procedimiento para  
la preparación de ácido sulfúrico por transformación catalí-  
tica de  $\text{SO}_2$  en  $\text{SO}_3$ , en gases con un contenido de  $\text{SO}_2$  supe-  
rior a 10% en volumen, con refrigeración, purificación y se-  
5 cado de los gases que contienen  $\text{SO}_2$  antes del empleo en la  
instalación de catálisis, calentamiento de gases purifica-  
dos, que contienen  $\text{SO}_2$ , a la temperatura de trabajo del pri-  
mer lecho de catálisis, en intercambio de calor con gases  
calientes que contienen  $\text{SO}_3$ , entre lechos de catálisis con  
10 refrigeración simultánea de los gases que contienen  $\text{SO}_3$  a la  
temperatura de trabajo del siguiente lecho de catálisis, ab-  
sorción intermedia del  $\text{SO}_3$ , formado en una primera etapa de  
catálisis, después de varios lechos de catálisis, en ácido  
sulfúrico con temperatura elevada, refrigeración en dos eta-  
15 pas de los gases que contienen  $\text{SO}_3$  que salen de la primera  
etapa de catálisis, antes de la absorción intermedia, con  
nuevo calentamiento de los gases que salen de la absorción  
intermedia a la temperatura de trabajo del siguiente lecho  
de catálisis en la primera etapa de refrigeración, refrigera-  
20 ción de los gases totalmente catalizados en la segunda etapa  
de catálisis en un intercambiador de calor final, con obten-  
ción del calor no necesario en el sistema de catálisis, y ab-  
sorción del  $\text{SO}_3$  producido en la segunda etapa de catálisis  
en un absorbedor final.

25 En muchos procesos químicos resultan ácidos sulfú-  
ricos diluïdos, que también pueden contener impurezas. Por  
razones de protección del medio ambiente, un vertido de es-  
tos ácidos en ríos o en aguas costeras tiene que ser limita-  
do cada vez más; además de ello el vertido está aparejado  
30 con considerables costos de transporte. En el caso de un ver

1 tido en el mar, resultan costos de transporte aún mayores.

Por consiguiente, estos ácidos diluídos tienen  
que ser tratados de un modo apropiado para obtener productos  
nuevamente utilizables o inócuos, o para disminuir el peso  
5 y el volumen de transporte. Este tratamiento se hace cada  
vez más urgente también por razones de recuperación de mate-  
rias primas.

El tratamiento de los ácidos diluídos se realiza  
generalmente por concentración, y eventualmente por desdo-  
10 blamiento térmico. En ambos casos tienen que ser expulsadas  
de los ácidos diluídos grandes cantidades de agua, para lo  
que son precisas grandes cantidades de calor. Estas cantida-  
des de calor necesarias dan origen a considerables costos de  
funcionamiento, en especial cuando tiene que ser utilizada  
15 energía primaria cara o energía térmica a un nivel de tempe-  
ratura elevado, que podría ser utilizado también rentablemen-  
te para otros fines, por ejemplo para la generación de vapor.

Por la DAS 1 186 838 es conocido un procedimiento  
en el que el gas que contiene  $\text{SO}_2$ , con un contenido de  $\text{SO}_2$   
20 superior a 9%, después de una purificación y un secado, y  
después de una catálisis en una primera etapa de catálisis,  
es liberado del  $\text{SO}_3$  en una absorción intermedia realizada en  
caliente, es catalizado por completo en una segunda etapa de  
catálisis, y después se elimina el  $\text{SO}_3$  residual en la absor-  
25 ción final. Los gases que contienen  $\text{SO}_3$  son refrigerados en  
dos etapas después de la primera etapa de catálisis, siendo  
calentados en la primera etapa de refrigeración los gases  
que salen de la absorción intermedia, a la temperatura de  
trabajo del siguiente lecho de catálisis. En la segunda eta-  
30 pa de refrigeración o en el intercambiador de calor final

1 no se puede retirar el calor necesario para el sistema de catálisis.

Por la memoria de patente alemana 1 567 672 es conocido refrigerar, también en dos etapas, los gases que resultan calientes, con un contenido de  $\text{SO}_2$  de 8-11%, antes  
5 de la absorción intermedia, pudiendo ser obtenido en la segunda etapa de refrigeración y en el intercambiador de calor final después del último lecho de catálisis, el calor que no es necesario en el sistema de catálisis.

10 Por la DOS 2 307 973 es conocido, en el caso de gases que contienen un alto porcentaje de  $\text{SO}_2$ , mezclar una corriente parcial de los gases con gases que contienen oxígeno, de modo tal que la mezcla pueda ser hecha reaccionar en el primer lecho de catálisis hasta el equilibrio, sin que  
15 se sobrepase la temperatura máxima admisible para el catalizador, y mezclar la corriente de gas que contiene  $\text{SO}_3$  que sale del primer lecho de catálisis, con el resto del gas que contiene  $\text{SO}_2$ , antes del segundo lecho de catálisis. Con ello, por el contenido de  $\text{SO}_3$  de la mezcla, se alcanza el equilibrio  
20 brio en el segundo lecho de catálisis, asimismo antes de alcanzar una temperatura perjudicial.

Por la DOS 2 145 546 es conocido tratar los gases finales con ácido sulfúrico diluido para la eliminación de  $\text{SO}_3$  y de nieblas de ácido sulfúrico, pudiendo ser concentrado  
25 el ácido sulfúrico diluido y pudiendo ser calentados los gases finales.

La invención se basa en la misión de obtener de un modo rentable a partir del sistema de catálisis, la mayor cantidad posible de calor en exceso, para efectuar un aumento  
30 de concentración de ácidos sulfúricos diluidos.

1 La solución de esta misión se realiza según la in  
vención por la combinación de las etapas siguientes:

- a) Combinación de la preparación de ácido sulfúrico con una  
operación de concentración de ácido sulfúrico diluido,
- 5 b) Adición de gases que contienen oxígeno a una corriente  
parcial de los gases que contienen  $\text{SO}_2$ , en una cantidad que  
hace posible una reacción de la mezcla de gases en por lo  
menos un primer lecho de catálisis, hasta el equilibrio de  
la reacción  $\text{SO}_2 + 1/2 \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{SO}_3$ , sin sobrepasar la tempera-  
10 tura máxima admisible para el catalizador,
- c) Calentamiento de la mezcla de gases a la temperatura de  
trabajo del primer lecho de catálisis, en intercambio de  
calor con gases calientes que contienen  $\text{SO}_3$ , entre lechos  
de catálisis,
- 15 d) Mezclado del gas que contiene  $\text{SO}_3$  procedente de al menos  
el primer lecho de catálisis, con el resto del gas que  
contiene  $\text{SO}_2$ , antes de otro lecho de catálisis de la pri-  
mera etapa de catálisis,
- e) Regulación de la cantidad de la corriente parcial de los  
20 gases que contienen  $\text{SO}_2$  conducida al primer lecho de ca-  
tálisis, de modo tal que la cantidad de  $\text{SO}_3$  producida en  
la etapa (b), después del mezclado según la etapa (d),  
proporcione una proporción de  $\text{SO}_2 : \text{SO}_3$  que haga posible  
una reacción en los demás lechos de catálisis hasta el  
25 equilibrio, sin sobrepasar la temperatura máxima admi-  
sible para el catalizador,
- f) Realización de la absorción intermedia y de la absorción  
final del  $\text{SO}_3$  a partir de los gases de la catálisis, co-  
mo absorción en caliente a temperaturas de trabajo de  
30 100 - 200°C, de preferencia de 110 - 160°C,

- 1 g) Realización de la catálisis en la segunda etapa de catálisis, en por lo menos dos lechos de catálisis, con refrigeración de los gases entre los lechos de catálisis,
- 5 h) Expulsión de agua a partir de los ácidos sulfúricos diluidos, por catálisis directa con gases calientes, que consisten en gas final de la catálisis después de la absorción final y/o en gases inertes pobres en agua,
- 10 i) Calentamiento de los gases de la expulsión con por lo menos una parte del calor resultante en el intercambiador de calor final, después de la segunda etapa de catálisis,
- 15 k) Calentamiento de los gases de expulsión con por lo menos una parte del calor resultante en la refrigeración de los gases de catálisis según la etapa (g), y/o con por lo menos una parte del calor producido en la segunda etapa de refrigeración después de la primera etapa de catálisis y antes de la absorción intermedia.

20 La mezcla de gases, formada por el gas que contiene oxígeno y por la corriente parcial que contiene  $\text{SO}_2$ , puede ser conducida a un único lecho de catálisis o a varios lechos de catálisis dispuestos unos detrás de otros, antes del mezclado con el resto del gas que contiene  $\text{SO}_2$ . En el caso de que se conduzca a través de varios lechos de

25 catálisis, se realiza una refrigeración entre los lechos de catálisis, en el intercambio de calor con gases que contienen  $\text{SO}_2$  o con una mezcla de gases que contienen  $\text{SO}_2$  y de gases añadidos que contienen oxígeno. Como gases que contienen oxígeno se utilizan por lo general aire o aire enriquecido con oxígeno. De preferencia, el oxígeno necesario

30 para la conversión total se añade a la corriente par-

1 cial de gases que contienen  $\text{SO}_2$  antes del primer lecho de  
catálisis. No obstante, también es posible añadir sólo la  
cantidad necesaria para la regulación de la reacción en el  
primer lecho de catálisis, y el resto en un lugar posterior  
5 del sistema de catálisis. La primera etapa de catálisis  
consta de dos a tres lechos de catálisis, y la segunda eta-  
pa de catálisis consta por lo general de dos lechos de ca-  
tálisis. Ciertamente es posible un incremento del número de  
lechos de catálisis, pero no aporta ninguna ventaja. Si el  
10 intercambiador de calor final después del último lecho de  
catálisis está conformado en una sola etapa, todo el inter-  
cambiador de calor se utiliza para el calentamiento de los  
gases de expulsión; si está conformado en dos etapas, una  
detrás de otra o en paralelo, se utiliza una de las dos eta-  
15 pas para el calentamiento de los gases de expulsión. El ca-  
lentamiento adicional de los gases de expulsión se realiza  
bien en la segunda etapa de refrigeración después de la pri-  
mera etapa de catálisis y antes de la absorción intermedia,  
o en el intercambiador de calor entre los lechos de catáli-  
20 sis de la segunda etapa de catálisis, utilizándose, según  
el modo de trabajo, el otro intercambiador de calor para el  
calentamiento de una mezcla de gases que contienen  $\text{SO}_2$  con  
gases que contienen oxígeno. La refrigeración de los gases  
que contienen  $\text{SO}_3$  procedentes de la primera etapa de catáli-  
25 sis, en la segunda etapa de refrigeración antes de la absor-  
ción intermedia, se realiza de preferencia a temperaturas  
de 130 a 200°C. La refrigeración de los gases que contienen  
 $\text{SO}_3$  después de la segunda etapa de catálisis, antes de la  
entrada en el absorbedor final, se realiza asimismo de pre-  
30 ferencia a 130 - 200°C.

1           Una forma de realización preferida consiste en  
que la cantidad del gas residual restante que contiene  $\text{SO}_2$ ,  
añadida según la etapa (d), se dosifica de modo que, des-  
pués del mezclado, se presente una temperatura del gas que  
5           corresponda a la temperatura de trabajo del siguiente lecho  
de catálisis. Con ello se puede evitar un intercambiador de  
calor en este lugar.

          Una forma de realización preferida consiste en  
que los gases que contienen oxígeno son secados separadamen-  
10           te con ácido sulfúrico, antes del empleo en el reactor de  
catálisis. Con ello es posible retirar en los gases el ca-  
lor que aparece en el secado de los gases que contienen oxí-  
geno, y hacer funcionar el circuito de ácido del secador  
sin refrigeración. Además, el calor retirado de este modo  
15           en el gas es conducido al sistema de catálisis. También es  
posible añadir a la corriente parcial de gases que contie-  
nen  $\text{SO}_2$  los gases que contienen oxígeno, antes de la entra-  
da en el secador. Sin embargo, de este modo se suprime la  
ventaja antes indicada.

20           Una forma de realización preferida consiste en que  
el secado de los gases que contienen oxígeno y/o de los ga-  
ses que contienen  $\text{SO}_2$  se lleva a cabo como un secado en ca-  
liente, y los gases salen del secado con una temperatura de  
60-80°C, de preferencia 65 - 70°C. De este modo el calor es  
25           conducido con los gases al sistema de catálisis, el calor  
del ácido resulta con un nivel de temperatura elevado y pue-  
de ser utilizado provechosamente.

          Una forma de realización preferida consiste en que  
la adición de los gases que contienen oxígeno a la corriente  
30           parcial de los gases que contienen  $\text{SO}_2$  según la etapa (b),

1 se realiza delante de un ventilador que transporta la mez-  
cla de gases. De este modo el ventilador que transporta la  
corriente parcial restante del gas que contiene  $\text{SO}_2$  puede  
mantenerse de tamaño pequeño y puede ser hecho funcionar  
5 con una presión pequeña, con lo que se rebajan los costos  
de funcionamiento para el transporte de los gases en el sis-  
tema de catálisis.

Una forma de realización preferida consiste en  
que la adición de los gases que contienen oxígeno a la co-  
10 rriente parcial de los gases que contienen  $\text{SO}_2$ , según la  
etapa (b), se realiza detrás de un ventilador que transpor-  
ta los gases que contienen oxígeno. Ciertamente en este ca-  
so se suprime la ventaja antes indicada, pero ambos ventila-  
dores pueden ser dispuestos aproximadamente iguales del la-  
15 do de la presión. Con ello se reduce el gasto para los ven-  
tiladores, sólo es necesario un ventilador de reserva y se  
disminuye el almacenamiento de piezas de repuesto. Esta for-  
ma de realización se elige cuando los costos de funcionamien-  
to son menores en comparación con los ahorros explicados.

20 Una forma de realización preferida consiste en  
que para la operación de concentración y/o para el precalen-  
tamiento del ácido sulfúrico diluído se utiliza energía tér-  
mica procedente de los circuitos de ácido del secado y/o de  
la absorción intermedia y/o de la absorción final. Con ello  
25 grandes cantidades de calor pueden ser utilizadas provechosa-  
mente y adicionalmente para la operación de concentración.

Otra forma de realización preferida consiste en  
que el secado y/o la absorción intermedia y/o la absorción  
final se realizan en isocorriente al menos en parte en ab-  
30 sorbedores Venturi. Con ello se alcanzan elevadas temperatu-

ras de salida de los gases y del ácido.

La invención se ilustra con ayuda de ejemplos.

#### Ejemplo 1

La instalación de catálisis representada en la figura 1 está calculada para un rendimiento de producción de aproximadamente 100 toneladas diarias de  $\text{SO}_3$ , estando basada en gases de desdoblamiento con una composición de aproximadamente 28,43% en volumen de  $\text{SO}_2$ , aproximadamente 3,86% en volumen de  $\text{O}_2$ , y el resto de  $\text{N}_2 + \text{CO}_2$ .

A través de la tubería 1, alrededor de  $40.830 \text{ Nm}^3/\text{h}$  (metros cúbicos medidos en condiciones normales, por hora) de  $\text{SO}_2$  gaseoso, que contienen aproximadamente  $56 \text{ g}/\text{Nm}^3$  de agua, son succionados con el ventilador 12a, a través del Venturi 2, de la tubería 3, de la torre de rociado 3b y del separador por rociado 4, allí son secados por medio de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  aproximadamente al 96% en peso, y evacuados a través de la tubería 11 con una temperatura de alrededor de  $65^\circ\text{C}$ . El ácido del secador es conducido en el circuito a través de la tubería 5, del refrigerante 6, de la tubería 7, de la bomba 8, de la tubería 9, de la tubería 9y a la tobera 10, y de la tubería 9x a la tobera 10f.

A través de la tubería 1a, aproximadamente  $54.170 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de aire atmosférico, que contienen aproximadamente  $20 \text{ g}/\text{Nm}^3$  de agua, son succionados con el ventilador 12 a través del Venturi 2a, de la tubería 3a, y del separador por rociado 4a, allí son secados por medios de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  aproximadamente al 96% en peso, y son evacuados por la tubería 11b con una temperatura de aproximadamente  $65^\circ\text{C}$ . El ácido del secador es conducido en el circuito a través de la tubería 5c, de la bomba 8c, de la tubería 9c, de la tubería 9n a la tobera

1 ra 10c.

A través de la tubería 11a, 27.180 Nm<sup>3</sup>/h de gas que contiene 28,43% en volumen de SO<sub>2</sub> son añadidos a la cantidad total de aire. A través de la tubería 11c, 81.350 Nm<sup>3</sup>/h de gas con aproximadamente 9,5% en volumen de SO<sub>2</sub>, y aproximadamente 15,14% en volumen de O<sub>2</sub>, son transportados con el ventilador 12 a través de las tuberías 13, 14, 15, 16, 17, 18 y 20 al primer lecho de catálisis 21a del reactor de catálisis 21. Los gases son precalentados desde aproximadamente 90°C hasta aproximadamente 200°C en el intercambio de calor con los gases SO<sub>3</sub> en el intercambiador de calor 27, y desde aproximadamente 200°C a aproximadamente 435°C en ambos intercambiadores de calor 23a y 23. 13.650 Nm<sup>3</sup>/h de gas con un elevado porcentaje de SO<sub>2</sub> (aproximadamente 28,43% en volumen de SO<sub>2</sub>, aproximadamente 3,86% en volumen de O<sub>2</sub>, el resto N<sub>2</sub> + CO<sub>2</sub>), con una temperatura de unos 85°C, son añadidos a los gases previamente catalizados a través de la tubería 11e, con el ventilador 12a, y la tubería 13a después del lecho de catálisis 21a. La temperatura de los gases que contienen SO<sub>3</sub> después del lecho de catálisis 21a se reduce con ello desde aproximadamente 617°C a aproximadamente 540°C. Los gases que contienen SO<sub>3</sub> son conducidos por la tubería 22, el intercambiador de calor 23 y la tubería 24 al lecho de catálisis 21b, con una temperatura de aproximadamente 450°C. Los gases catalizados adicionalmente salen del lecho de catálisis 21b a través de la tubería 22a con una temperatura de aproximadamente 570°C, son enfriados en el intercambiador de calor 23a a aproximadamente 460°C, y son conducidos a través de la tubería 24a al lecho de catálisis 21c.

1           Alrededor de  $89.930 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gases que contienen  
50<sub>3</sub> con una temperatura de aproximadamente 507°C, son condu-  
cidos por la tubería 25 al intercambiador de calor interme-  
dio 26, allí son refrigerados a aproximadamente 280°C (lu-  
5   gar 26a) en intercambio de calor con los gases absorbidos,  
y a continuación son refrigerados a aproximadamente 190°C  
en el intercambiador de calor 27, y a través de la tubería  
28 son conducidos al absorbedor Venturi intermedio 29. Al-  
rededor de  $79.100 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gases amplísimamente liberados  
10 de SO<sub>3</sub> salen de la instalación de absorción intermedia a  
través de la tubería 30, del separador por rociado 31, y de  
la tubería 32, con una temperatura de aproximadamente 140°C.

El ácido del absorbedor altamente concentrado  
(aproximadamente a 98,5-99,0% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) es conduci-  
15 do en el circuito a través de la tubería 5a, del refrigeran-  
te 6a, de la tubería 7a, de la bomba 8a, y de la tubería  
9a, a la tobera 10a.

A través de la tubería 33, los gases con una tem-  
peratura de aproximadamente 440°C, son conducidos al lecho  
20 de catálisis 21d, abandonan el lecho de catálisis 21d a tra-  
vés de la tubería 34 con una temperatura de aproximadamente  
482°C. En el intercambiador de calor 35, los gases catali-  
zados adicionalmente son refrigerados a aproximadamente  
420°C, y conducidos por la tubería 36 a la rejilla de con-  
25 tacto 21e. Por la tubería 37 salen del reactor de catálisis  
21 aproximadamente  $78.590 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gases completamente cata-  
lizados, con una temperatura de aproximadamente 422°C, son  
enfriados a aproximadamente 180°C en el intercambiador de  
calor 40, y conducidos por la tubería 41 al absorbedor Ven-  
30 turi final 42. Alrededor de  $77.485 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gases finales

1 salen del absorbedor final 42 a través de la tubería 43,  
del separador por rociado 44 y de la tubería 45.

El ácido del absorbedor altamente concentrado  
(aproximadamente 98,5-99,0% en peso de  $H_2SO_4$ ) es conducido  
5 en el circuito a través de la tubería 5b, del refrigerante  
6e, de la tubería 7b, de la bomba 8b, de la tubería 9b, y  
de la tubería 9z a la tobera 10b. A través de las tuberías  
9e, 9k, 9d y 9i se intercambia ácido para el ajuste de la  
concentración de ácido óptima necesaria en los circuitos de  
10 ácido, y a través de las tuberías 9f y 9h se añade el agua  
de dilución todavía necesaria. A través de la tubería 9g se  
retira la producción con una concentración de aproximadamen-  
te 96% en peso de  $H_2SO_4$ .

Los gases finales prácticamente exentos de vapor  
15 de agua son precalentados desde aproximadamente 110°C a  
aproximadamente 420°C, a través de la tubería 45, del inter-  
cambiador de calor 40, de la tubería 46 y del intercambia-  
dor de calor 35, y son conducidos por la tubería 46a a una  
instalación de concentración de ácido diluido no represen-  
20 tada, donde se aprovecha el contenido de calor de los gases  
para la operación de concentración de ácido diluido.

### Ejemplo 2

La instalación de catálisis representada en la fi-  
gura 2 se diferencia del ejemplo 1, figura 1, por:

- 25 a) Traslado de la tubería de gas 11a desde el lado de suc-  
ción del ventilador 12 al lado de presión del ventilador  
12a, de modo que el ventilador 12 tiene que transportar  
sólo 54.170  $Nm^3/h$  de aire seco en lugar de 81.350  $Nm^3/h$   
de gas mezclado, y el ventilador 12a tiene que transpor-  
30 tar 40.830  $Nm^3/h$  de gas altamente concentrado en  $SO_2$  en

- 1 lugar de  $13.650 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gas altamente concentrado;
- b) Para el precalentamiento de los gases finales sólo se utiliza el intercambiador de calor 40. Los gases finales son precalentados desde aproximadamente  $110^\circ\text{C}$  a aproximadamente  $340^\circ\text{C}$  en el intercambiador de calor 40, y a continuación son conducidos por la tubería 46 a una etapa de concentración de ácido diluido no representada;
- 5
- c) Para el precalentamiento del aire atmosférico se utiliza el intercambiador de calor 35. La cantidad de aire, de
- 10 aproximadamente  $62.285 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , necesario como vehículo de vapor de agua para una etapa de concentración de ácido diluido no representada, es conducida por la tubería 47, con una temperatura de aproximadamente  $30^\circ\text{C}$ , al intercambiador de calor 35, allí es precalentada a aproximadamente  $115^\circ\text{C}$ , y conducida por la tubería 46a a una etapa de
- 15 concentración de ácido diluido no representada.

### Ejemplo 3

La instalación de catálisis representada en la figura 3 está calculada para una producción de aproximadamente 1.000 toneladas diarias de  $\text{SO}_3$ , estando basada en gases de desdoblamiento con una composición de aproximadamente 17,0% en volumen de  $\text{SO}_2$ , aproximadamente 1,50% en volumen de  $\text{O}_2$ , y el resto  $\text{N}_2 + \text{CO}_2$ .

20

Por la tubería 11a son succionados con el ventilador 12a aproximadamente  $67.430 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gas  $\text{SO}_2$  seco, con una concentración de aproximadamente 17,0% en volumen y una temperatura de aproximadamente  $65^\circ\text{C}$ . Por la tubería 11c son succionados con el ventilador 12 alrededor de  $63.570 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de aire seco, con una temperatura de aproximadamente  $65^\circ\text{C}$ .

25

Por la tubería 11a se añaden a la cantidad de aire total

30

1 aproximadamente  $53.900 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gas con 17,0% en volumen de  
2  $\text{SO}_2$ , de modo que son conducidos a través de las tuberías  
3 13, 14, 15, 16, 17, 18 y 20 al primer lecho de catálisis  
4 21a del reactor de catálisis 21, en total  $117.470 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de  
5 gas con una concentración de aproximadamente 7,8% en volu-  
6 men de  $\text{SO}_2$  y aproximadamente 12,0% en volumen de  $\text{O}_2$ . Estos  
7 gases son precalentados desde alrededor de  $90^\circ\text{C}$  a alrededor  
8 de  $260^\circ\text{C}$  en intercambio de calor con los gases de  $\text{SO}_3$  en el  
9 intercambiador de calor 40, y desde alrededor de  $260^\circ\text{C}$  a al-  
10 rededor de  $440^\circ\text{C}$  en los dos intercambiadores de calor 23 y  
11 35.  $13.530 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de gas que contiene aproximadamente 17,0%  
12 en volumen de  $\text{SO}_2$ , con una temperatura de aproximadamente  
13  $90^\circ\text{C}$ , son añadidos a través de la tubería 13a, después del  
14 lecho de catálisis 21a, a los gases previamente catalizados.  
15 Con ello la temperatura de los gases que contienen  $\text{SO}_3$  es  
16 reducida desde  $610^\circ\text{C}$  a aproximadamente  $550^\circ\text{C}$ . Los gases que  
17 contienen  $\text{SO}_3$  son conducidos a través de la tubería 22, del  
18 intercambiador de calor 23, y de la tubería 24 al lecho de  
19 catálisis 21b, con una temperatura de aproximadamente  $450^\circ\text{C}$ .  
20 A través de la tubería 25, alrededor de  $126.240$   
21  $\text{Nm}^3/\text{h}$  de gases que contienen  $\text{SO}_3$ , con una temperatura de  
22 aproximadamente  $527^\circ\text{C}$ , son conducidos al intercambiador de  
23 calor intermedio 26, allí son refrigerados en intercambio  
24 de calor con los gases absorbidos a aproximadamente  $277^\circ\text{C}$   
25 (lugar 26a) y a continuación son refrigerados en el inter-  
26 cambiador de calor 27 a alrededor de  $185^\circ\text{C}$ , y conducidos  
27 por la tubería 28 al absorbedor Venturi intermedio 29, don-  
28 de a través de la tubería 9g y de la tobera 10a es inyecta-  
29 do el ácido del absorbedor. Aproximadamente  $116.570 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de  
30 gases, ampliamente liberado de  $\text{SO}_3$ , salen de la instala-

1 ción de absorción intermedia con una temperatura de aproxima-  
madamente 140°C, a través de la tubería 30, del separador  
por rociado 31, y de la tubería 32, y a continuación son  
conducidos por la tubería 33 al lecho de catálisis 21b, con  
5 una temperatura de aproximadamente 430°C. A través de la tu-  
bería 34, los gases salen del lecho de catálisis 21d con una  
temperatura de aproximadamente 470°C, y son refrigerados a  
aproximadamente 420°C en el intercambiador de calor 35, y  
conducidos a través de la tubería 36 al lecho de catálisis  
10 21e. A través de la tubería 37, aproximadamente 115.820  
Nm<sup>3</sup>/h de gases completamente catalizados salen del reactor  
de catálisis 21 con una temperatura de aproximadamente 422°C,  
son refrigerados a aproximadamente 255°C en el intercambia-  
dor de calor 40, y a través de la tubería 37a son conduci-  
15 dos al intercambiador de calor 40a, donde los gases son en-  
friados a aproximadamente 180°C. A través de la tubería 41,  
los gases son conducidos al absorbedor final.

A través de la tubería 45, alrededor de 50.000  
Nm<sup>3</sup>/h de aire atmosférico son precalentados desde aproxima-  
20 damente 30°C a aproximadamente 210°C, y conducidos a través  
de la tubería 46 a una etapa de concentración de ácido di-  
luído, no representada. A través de la tubería 47, alrede-  
dor de 100.000 Nm<sup>3</sup>/h de aire atmosférico son precalentados  
desde aproximadamente 30°C a aproximadamente 160°C, y a tra-  
25 vés de la tubería 46a son conducidos a una etapa de concen-  
tración de ácido diluido, no representada.

Las ventajas de la invención consisten principal-  
mente en que es posible utilizar de un modo rentable, para  
la concentración de ácidos sulfúricos diluidos, el calor en  
30 exceso procedente del sistema de catálisis, incluido el ca-

1 lor que resulta con un nivel de temperatura relativamente  
bajo. Con ello se puede evitar o reducir el consumo de ener-  
gía primaria cara o el empleo de calor con un nivel de tem-  
peratura elevado.

5

#### REIVINDICACIONES

---

10

1ª.- Procedimiento para la preparación de ácido  
sulfúrico por transformación catalítica de  $\text{SO}_2$  en  $\text{SO}_3$ , en  
gases con un contenido de  $\text{SO}_2$  superior a 10% en volumen,  
15 con refrigeración, purificación y secado de los gases que  
contienen  $\text{SO}_2$  antes del empleo en la instalación de catáli-  
sis, calentamiento de gases purificados que contienen  $\text{SO}_2$  a  
la temperatura de trabajo del primer lecho de catálisis, en  
intercambio de calor con gases calientes que contienen  $\text{SO}_3$ ,  
20 entre lechos de catálisis y refrigeración simultánea de los  
gases que contienen  $\text{SO}_3$  a la temperatura de trabajo del si-  
guiente lecho de catálisis, absorción intermedia en ácido  
sulfúrico con temperatura elevada del  $\text{SO}_3$  formado después  
de varios lechos de catálisis en una primera etapa de catá-  
25 lisis, refrigeración en dos etapas de los gases que contie-  
nen  $\text{SO}_3$  que salen de la primera etapa de catálisis antes de  
la absorción intermedia, con nuevo calentamiento de los ga-  
ses que salen de la absorción intermedia a la temperatura  
de trabajo del siguiente lecho de catálisis, en la primera  
30 etapa de refrigeración, refrigeración de los gases completa

m/c

1 mente catalizados en la segunda etapa de contacto en un inter-  
cambiador de calor final, con obtención del calor no ne-  
cesario en el sistema de catálisis, y absorción del  $\text{SO}_3$  pro-  
ducido en la segunda etapa de catálisis en un absorbedor fi-  
5 nal, caracterizado por la combinación de las etapas siguien-  
tes: a) combinación de la obtención de ácido sulfúrico con  
una operación de concentración de ácido sulfúrico diluido;  
b) adición de gases que contienen oxígeno a una corriente  
parcial de gases que contienen  $\text{SO}_2$ , en una cantidad que ha-  
10 ce posible una reacción de la mezcla de gases en al menos  
un primer lecho de catálisis hasta el equilibrio de la reac-  
ción  $\text{SO}_2 + 1/2 \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{SO}_3$ , sin sobrepasar la temperatura  
máxima admisible para el catalizador; c) calentamiento de  
la mezcla de gases a la temperatura de trabajo del primer  
15 lecho de catálisis, en intercambio térmico con los gases  
que contienen  $\text{SO}_3$ , entre lechos de catálisis; d) mezclado  
del gas que contiene  $\text{SO}_3$ , procedente al menos del primer le-  
cho de catálisis, con el resto del gas que contiene  $\text{SO}_2$ , de-  
lante de otro lecho de catálisis de la primera etapa de ca-  
20 tálisis; e) ajuste de la cantidad de la corriente parcial  
de gases que contienen  $\text{SO}_2$  conducida al primer lecho de ca-  
tálisis, de modo que la cantidad de  $\text{SO}_3$  producida en la eta-  
pa (b), después del mezclado según la etapa (d) proporcione  
una proporción de  $\text{SO}_2 : \text{SO}_3$  que hace posible una reacción  
25 en los demás lechos de catálisis hasta el equilibrio, sin  
sobrepasar la temperatura máxima admisible para el cataliza-  
dor; f) realización de la absorción intermedia y de la ab-  
sorción final del  $\text{SO}_3$  procedente de los gases de la catáli-  
sis, como absorción en caliente a temperaturas de trabajo de  
30 100-200°C, de preferencia 110 - 160°C; g) realización de la

MCE

1 catálisis en la segunda etapa de catálisis en por lo menos  
dos lechos de catálisis, con refrigeración de los gases en-  
tre los lechos de catálisis; h) expulsión de agua a partir  
de los ácidos sulfúricos diluïdos, por catálisis directa  
5 con gases calientes, que constan del gas final de la catá-  
lisis después de la absorción final y/o de gases inertes po-  
bres en agua; i) calentamiento de los gases de expulsión  
con por lo menos una parte del calor resultante en el inter-  
cambiador de calor final, después de la segunda etapa de ca-  
10 táalisis; k) calentamiento de los gases de expulsión con por  
lo menos una parte del calor producido en la refrigeración  
de los gases de catálisis según la etapa (g) y/o con por lo  
menos una parte del calor resultante en la segunda etapa de  
refrigeración, después de la primera etapa de catálisis y  
15 antes de la absorción intermedia.

2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, ca-  
racterizado porque la cantidad de gas residual que contie-  
ne  $\text{SO}_2$  añadida según la etapa (d) es dosificada de modo que,  
después de la mezcla, se presente una temperatura del gas  
20 que corresponda a la temperatura de trabajo del siguiente  
lecho de catálisis.

3ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª  
y 2ª, caracterizado porque los gases que contienen oxígeno  
son separados antes de su empleo en el reactor de catálisis,  
25 y secados con ácido sulfúrico.

4ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª  
a 3ª, caracterizado porque el secado de los gases que con-  
tienen oxígeno y/o de los gases que contienen  $\text{SO}_2$  se lleva  
a cabo como un secado en caliente, y los gases salen del se-  
30 cado con una temperatura de 60 - 80°C, de preferencia de

mE

1 65-70°C.

5 5ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a 4ª, caracterizado porque la adición de gases que contienen oxígeno a la corriente parcial de gases que contienen  $\text{SO}_2$ , según la etapa (b), se realiza antes de un ventilador que transporta la mezcla de gases.

10 6ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a 4ª, caracterizado porque la adición de gases que contienen oxígeno a la corriente parcial de gases que contienen  $\text{SO}_2$ , según la etapa (b), se realiza después de un ventilador que transporta los gases que contienen oxígeno.

15 7ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a 6ª, caracterizado porque para la concentración y/o para el precalentamiento del ácido sulfúrico diluido, se utiliza energía térmica procedente de los circuitos de ácido del secado y/o de la absorción intermedia y/o de la absorción final.

20 8ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a 7ª, caracterizado porque el secado y/o la absorción intermedia y/o la absorción final se realizan en isocorriente al menos en parte en absorbedores Venturi.

25

M/E

30

1 9ª.-Procedimiento para la preparación de ácido  
sulfúrico.

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

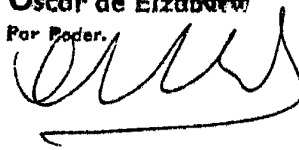
Esta Memoria consta de veintiuna hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 10 JUN 1975

P.A.

10

Oscar de Elzaburu  
Por Poder.



15

20

25



30

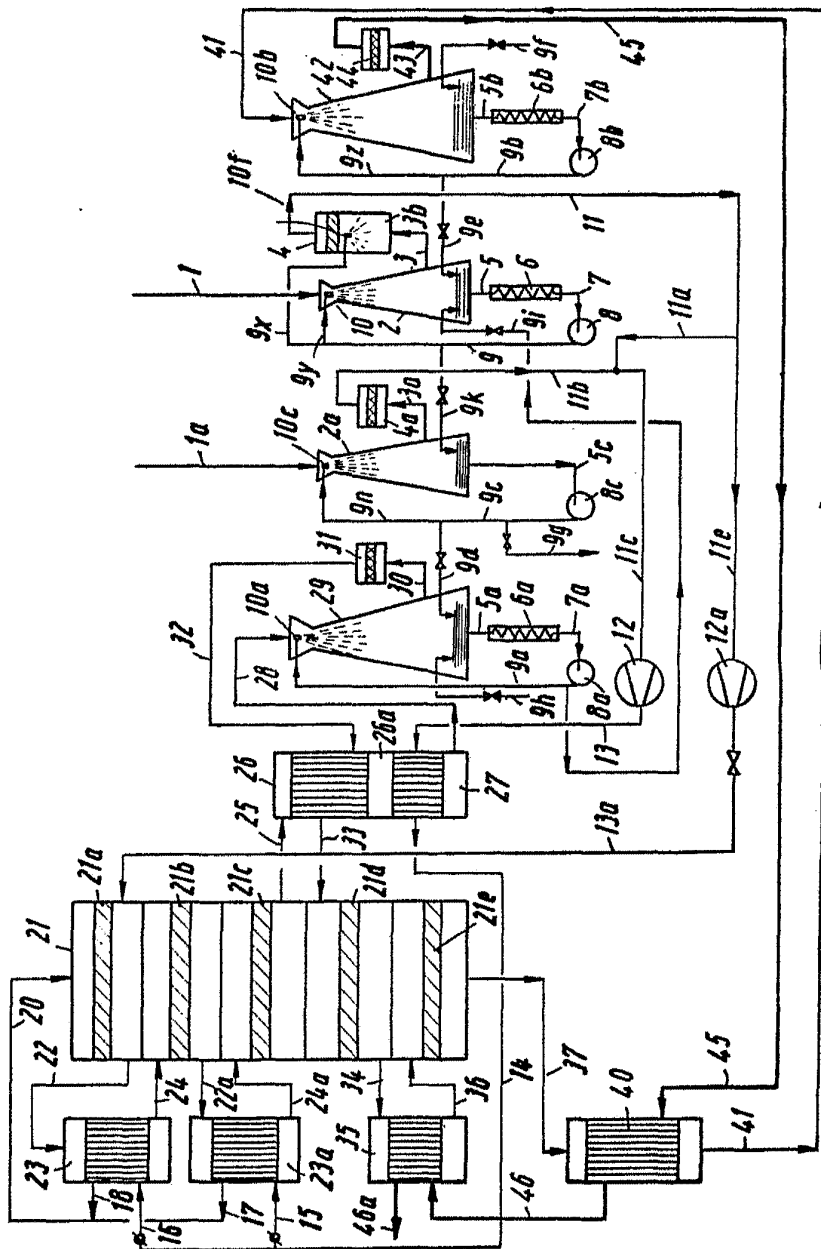
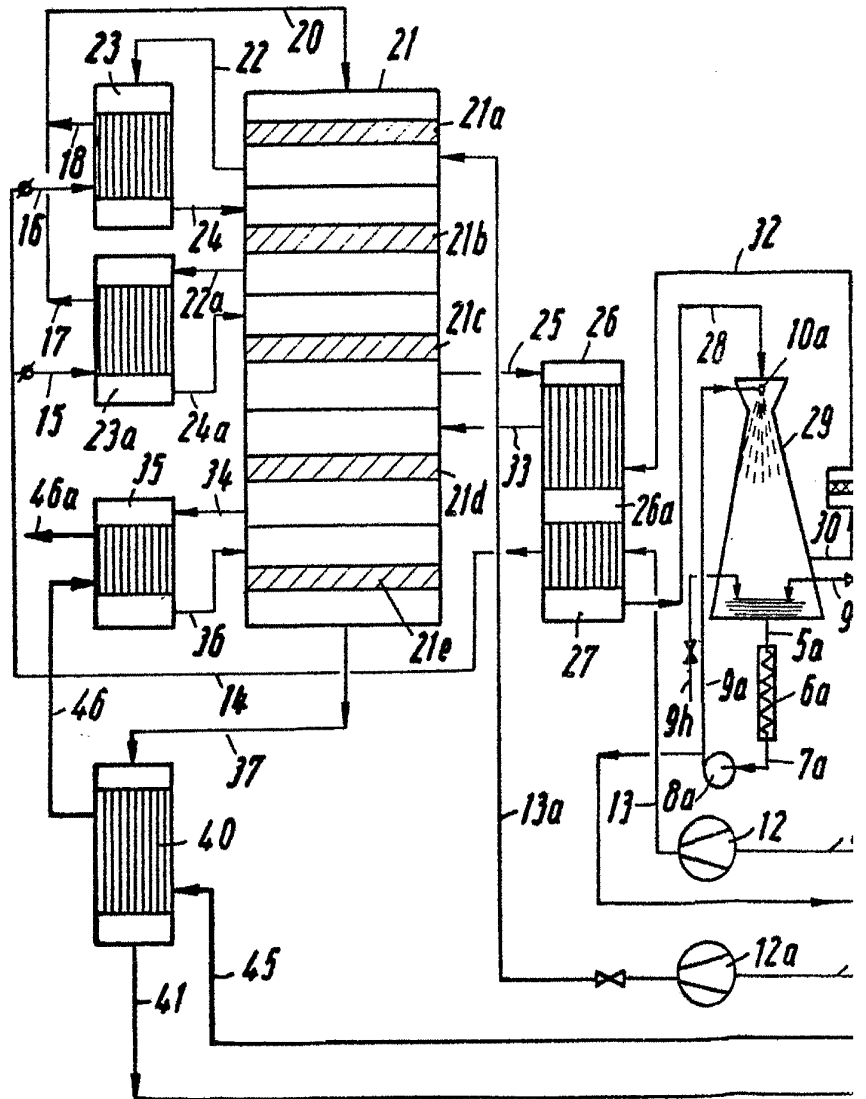
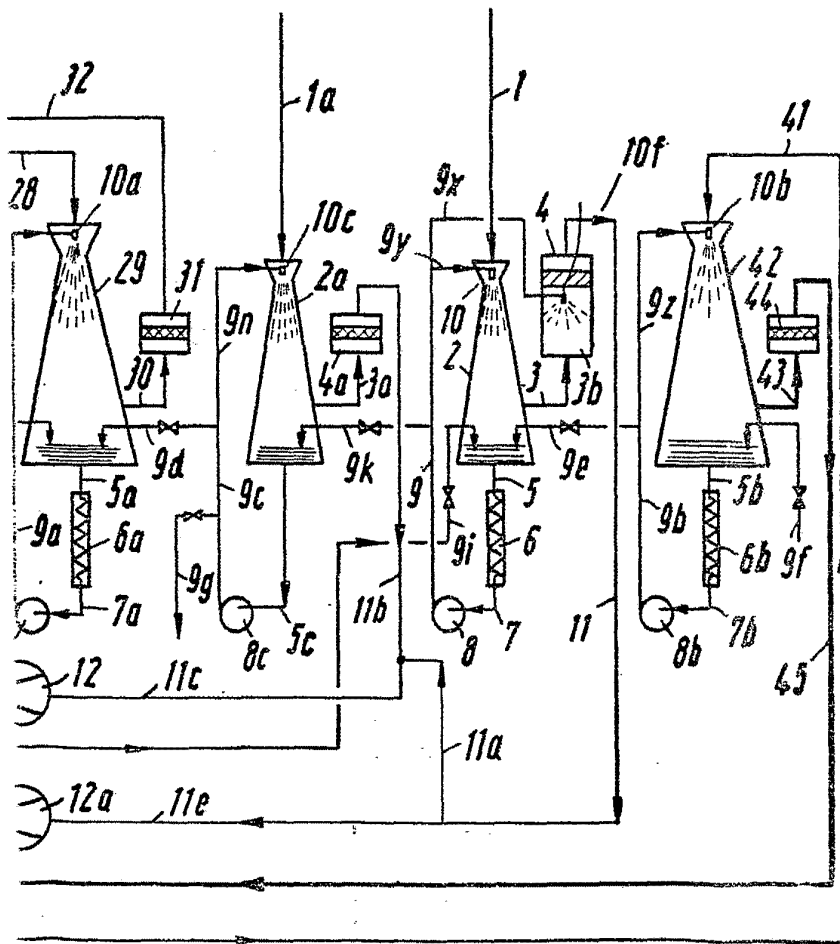


Fig. 1

Fig. 1





Oscar de Eizaburu  
Por Repetir

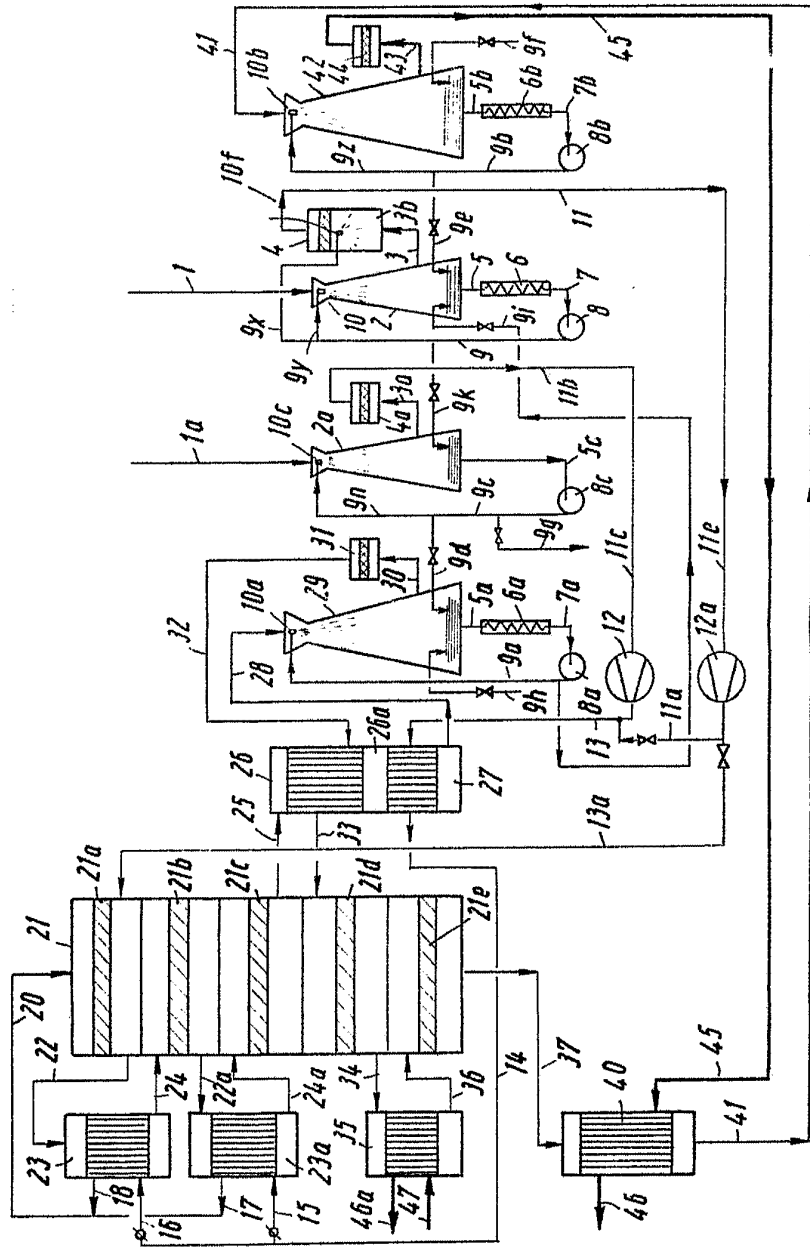


Fig. 2

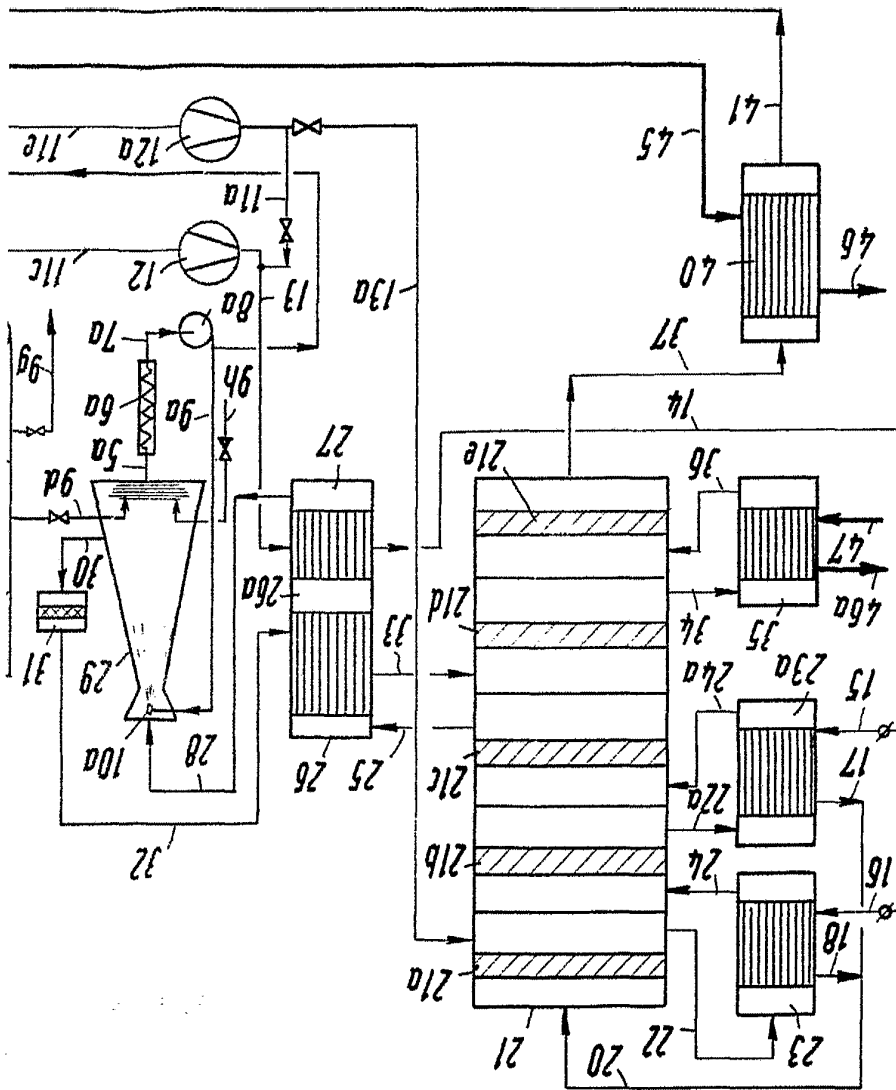
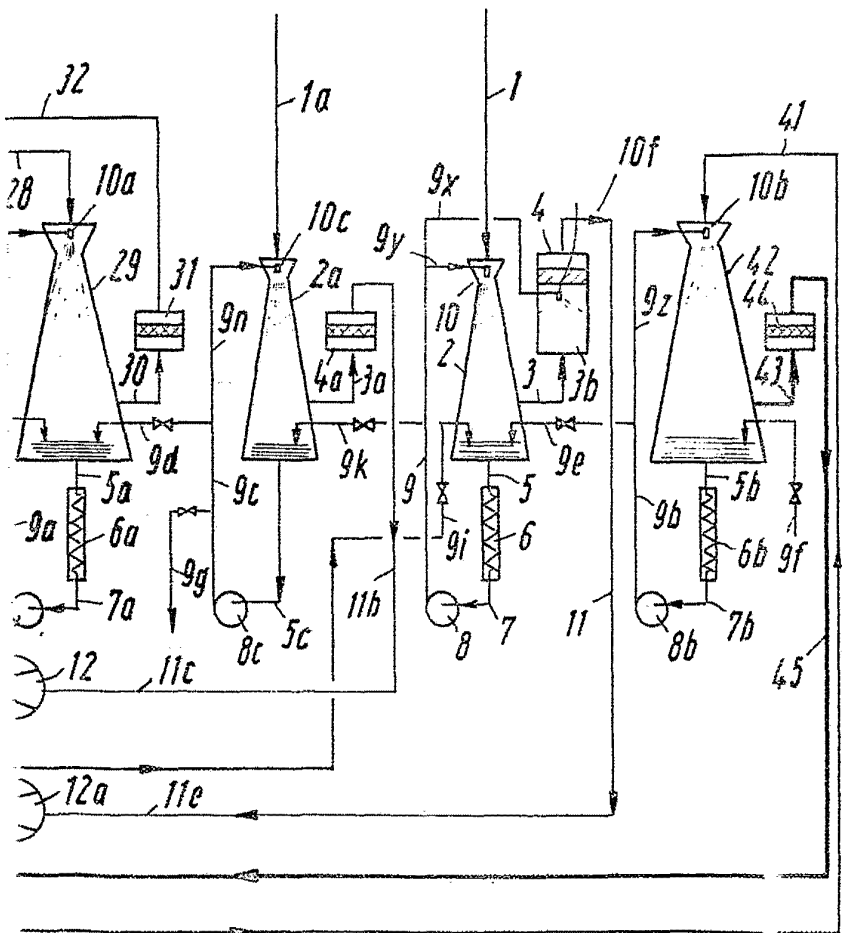


Fig. 2



Oscar de Elizabeth  
*[Signature]*

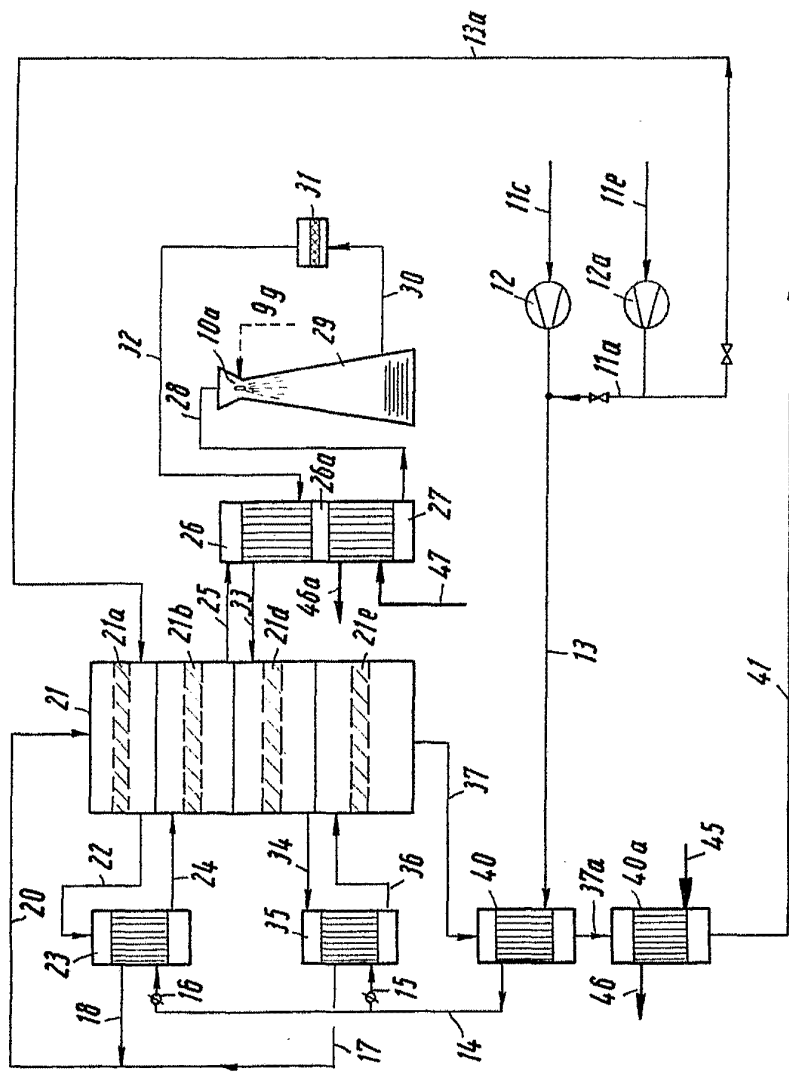
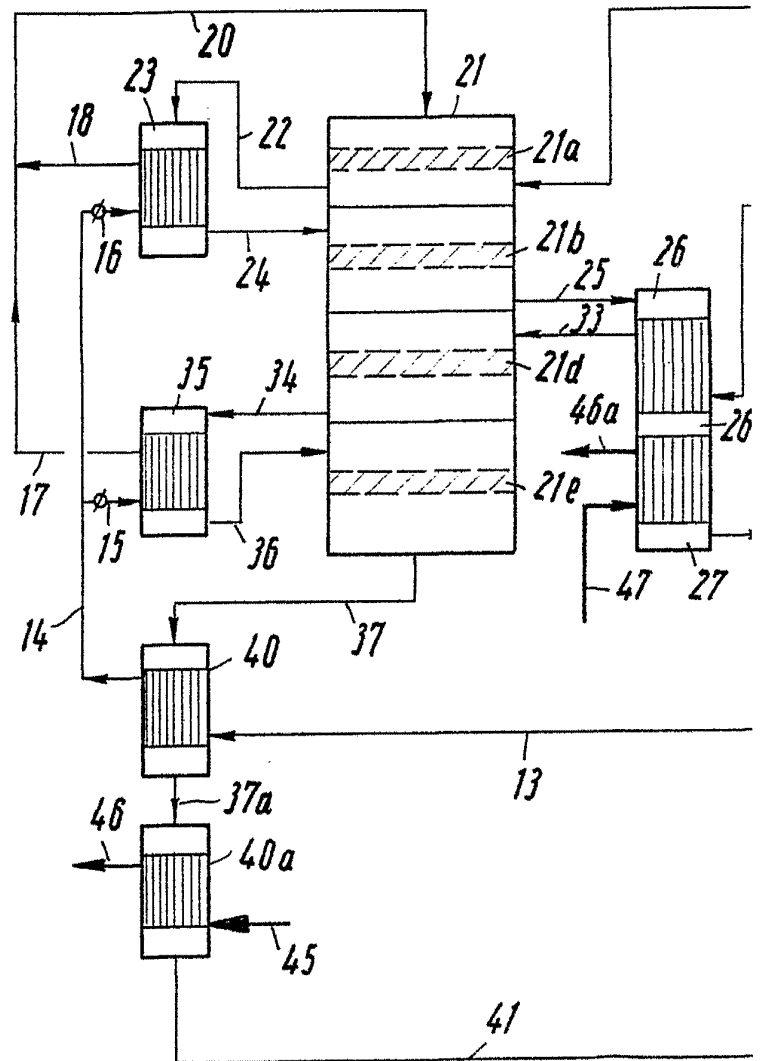
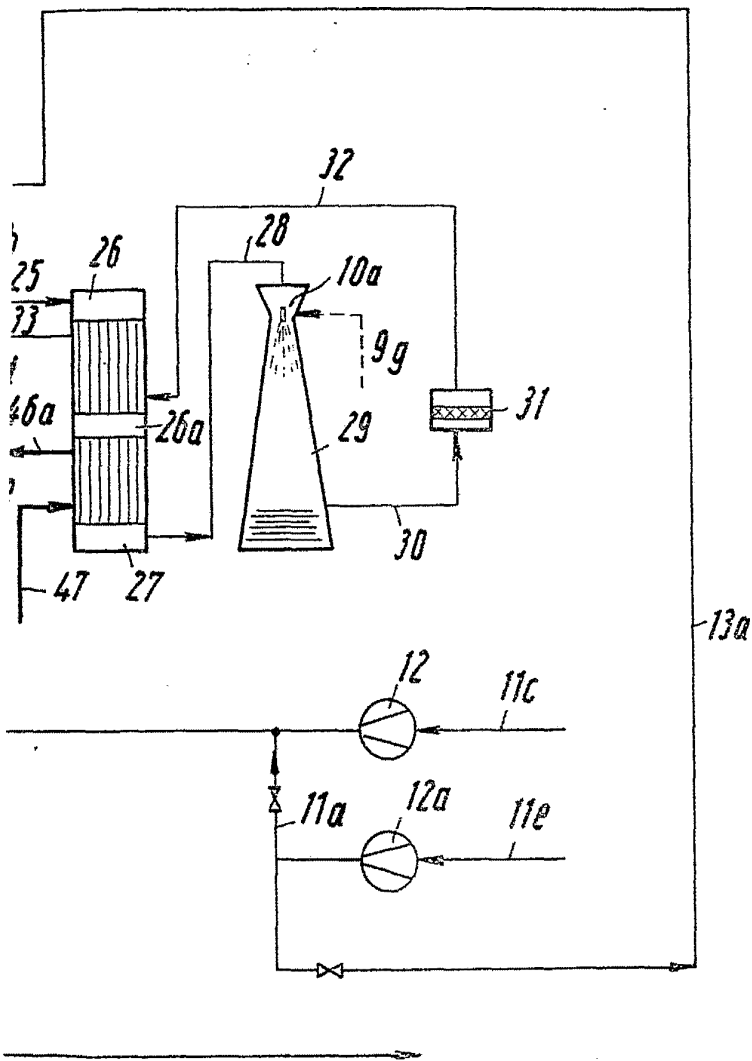


Fig. 3

Fig. 3





Escor de Eizobury  
Por Poles