

20 JUL. 1978

19 ES

11

NUMERO

465.669

10 A1

21

22

FECHA DE PRESENTACION

2-1-1978



ESPAÑA

Concedido el Registro de acuerdo con los datos que figuran en la presente descripción y según el contenido de la memoria adjunta.

PATENTE DE INVENCION

30 PRIORIDADES:	32 FECHA	33 PAIS
31 NUMERO		
P 27 00 009.5	3-1-1977	R.F.A.

47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	0019	

54 TITULO DE LA INVENCION

"PROCEDIMIENTO PARA LA CONCENTRACION DE ACIDO FOSFORICO DILUIDO"

71 SOLICITANTE (S)

METALLGESELLSCHAFT AKTIENGESELLSCHAFT (Nr.6437)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE

Reuterweg 14, 6000 Frankfurt am Main, R.F.A.

72 INVENTOR (ES)

Dr. Walter BLUMRICH, Karl-Heinz DORR y Dr. Ulrich SANDER y Hugo GRIMM

73 TITULAR (ES)

74 REPRESENTANTE

DON OSCAR DE ELZABURU FERNANDEZ (P.-67.634)

jga.

1 La invención se refiere a un procedimiento para
la concentración de ácido fosfórico diluido, en que el áci-
do fosfórico diluido es calentado mediante intercambio de
calor indirecto a una temperatura que está por debajo de su
5 temperatura de ebullición, el ácido fosfórico diluido calen-
tado es rociado y es puesto en contacto directo con gases
calientes, se evacúan vapor de agua y compuestos fluorados
en el gas de escape y se eliminan del gas de escape los com-
puestos fluorados.

10 Al disgregar fosfatos brutos con ácido sulfúrico
resulta en muchos casos un ácido fosfórico diluido de apr-
ximadamente 26 a 32 % de P_2O_5 , que debe ser concentrado has-
ta por encima de alrededor de 45 % de P_2O_5 para la utiliza-
ción en la producción de fertilizantes. Esta concentración
15 se efectúa mediante evaporación de agua en contacto directo
con gases calientes o mediante introducción indirecta de ca-
lor en vacío, pudiendo estar prevista una cristalización (A.
V. Slack: Phosphoric Acid", volumen II, 1968, Marcel Dekker,
Inc., Nueva York, páginas 581 a 634). En el caso de concen-
20 tración mediante aportación indirecta de calor en vacío pa-
ra la producción del vacío se requiere un costoso sistema
de aparatos, existe el peligro de demora de ebullición, ya
que debe trabajarse en el intervalo de ebullición, y se re-
quiere la utilización de energía primaria o de vapor. En el
25 caso de concentración mediante contacto directo con gases
calientes, en los procedimientos conocidos se necesita ener-
gía primaria o vapor para la producción de los gases calien-
tes, por lo que resultan costes considerables. Asimismo el
calentamiento indirecto del ácido antes del contacto con
los gases calientes se efectúa en parte por medio de vapor.

1 En caso de emplearse quemadores de inmersión se produce además una cantidad considerable de nieblas ácidas que sólo pueden separarse con dificultad y se evacúa con los gases de escape.

5 A la invención le incumbe la misión de evitar la utilización de energía primaria o de vapor durante la concentración en el contacto directo con gases calientes, mantener en este caso en el grado más bajo posible el gasto de aparatos y los costos de trabajo, y mantener igualmente bajo el contenido de nieblas ácidas en el gas de escape.

10 La solución de esta misión se efectúa según la invención calentando el ácido fosfórico diluido mediante intercambio de calor indirecto por medio del calor que se ha de evacuar del sistema de absorción de una instalación de catálisis de ácido sulfúrico, rociando el ácido fosfórico diluido calentado en dos etapas de concentración que están una después de otra en dos circuitos de ácido, y poniendo en contacto directo con una mezcla de gases calentada procedente del gas final de la instalación de catálisis de ácido sulfúrico y del aire añadido, efectuando el calentamiento de la mezcla de gases mediante intercambio de calor indirecto por medio de calor de gas en exceso procedente de los gases parcialmente reaccionados para formar SO_3 que salen de la primera etapa de catálisis de la instalación de catálisis de ácido sulfúrico antes de su entrada en el sistema de absorción intermedia que es hecho trabajar en caliente, conduciéndose la mezcla de gases calentada sucesivamente a través de la primera y de la segunda etapas de concentración, eliminándose los compuestos fluorados del gas de escape mediante absorción en un lavado de flúor de varias etapas.

30
04018

El calentamiento de la mezcla de gases mediante

1 intercambio de calor indirecto con el calor de gas en exce-
so de los gases reaccionados parcialmente para formar SO_3 ,
que salen de la primera etapa de catálisis, se efectúa o
bien calentando el gas final y mezclándolo con aire antes
5 de la entrada en el concentrador, o calentando el aire co-
rrespondientemente o mezclándolo a continuación con el gas
final. El calentamiento de la mezcla de gases se efectúa
convenientemente en la segunda etapa de intercambio de ca-
lor de los gases que contienen SO_3 , visto en el sentido de
10 circulación de los gases, que contienen SO_3 . La absorción
intermedia de la instalación de catálisis de ácido sulfúri-
co se hace funcionar en isocorriente entre la fase gaseosa
y ácido sulfúrico de tal manera que la temperatura de sali-
da de gas de los gases que contienen SO_2 corresponde aproxi-
15 madamente a la temperatura del ácido sulfúrico saliente y
la temperatura de salida del ácido sulfúrico asciende por
lo menos a 95°C . La designación de la primera y de la segun-
da etapas de concentración se efectúa siempre en sentido de
la circulación de los gases calientes. La concentración se
20 efectúa generalmente hasta 45-60% de P_2O_5 .

Una forma de realización preferida consiste en
conducir en circuito el ácido fosfórico diluido primeramen-
te con alimentación del ácido fosfórico diluido de nueva
aportación a la segunda etapa de concentración, calentar el
25 circuito de ácido por medio del calor que se ha de evacuar
desde el circuito de ácido sulfúrico del sistema de absor-
ción intermedia de la instalación de catálisis de ácido sul-
fúrico, rociándose a la segunda etapa de concentración en
contracorriente respecto a la mezcla de gases que circula
hacia arriba, conduciéndose desde el colector por una parte

1 al colector de la primera etapa de concentración y por otra
parte al circuito de la segunda etapa de concentración, ca-
lentándose el circuito de ácido desde el colector de la pri-
5 mera etapa de concentración por medio del calor que se ha
de evacuar desde el circuito de ácido sulfúrico del sistema
de absorbedor final, rociándose a la primera etapa de con-
centración en isocorriente respecto a los gases que circu-
lan hacia abajo, y retirándose ácido fosfórico concentrado
10 desde el circuito de ácido de la primera etapa de concentra-
ción. De este modo se consigue una transferencia e introduc-
ción favorable del calor necesario para la concentración y
se evitan formaciones de deposiciones en el concentrador,
ya que en la primera etapa de concentración se introduce ca-
15 lor con nivel elevado de temperatura a través de la fase de
gas y en la segunda etapa sólo calor con nivel de temperatu-
ra relativamente bajo a través del ácido calentado. Sin em-
bargo, es fundamentalmente posible un intercambio del calen-
tamiento de los circuitos de la instalación de concentra-
ción de ácido fosfórico en el sistema de absorbedor interme-
20 dio y de absorbedor final.

Una forma de realización preferida consiste en
efectuar la concentración en la primera etapa de concentra-
ción en un Venturi vertical. De este modo se consigue en
una pequeña unidad un intercambio de calor y de sustancia
25 favorable y rápido mediante mezclado íntimo de fase gaseosa
y líquida. Ya que todas las paredes son bañadas continuamen-
te con ácido, se evitan deposiciones de las sustancias sólidas
que se separan al concentrar el ácido, ya que éstas per-
manecen en suspensión. Además la pérdida de presión en el
gas es pequeña.

1. Una forma de realización preferida consiste en
efectuar el calentamiento del circuito de ácido de la prime
ra etapa de concentración mediante calor que se ha de eva-
5 cuar desde el circuito de ácido sulfúrico de un sistema de
absorbedor final que funciona en caliente. El absorbedor fi
nal de la instalación de catálisis de ácido sulfúrico se ha
ce funcionar por lo menos en una primera etapa de absorción
en isocorriente entre la fase de gas y el ácido sulfúrico.
La segunda etapa puede hacerse funcionar en contracorriente
10 con ácido sulfúrico no refrigerado, de tal manera que la
temperatura de salida del gas final corresponde a la tempe-
ratura de salida del ácido sulfúrico, que asciende por lo
menos a 95°C. Por medio de esta forma de realización se au-
menta la cantidad de calor extraída con los gases desde los
15 dos sistemas de absorción de la instalación de catálisis de
ácido sulfúrico y se disminuye correspondientemente la can-
tidad de calor que se ha de evacuar desde los circuitos de
ácido sulfúrico. De este modo puede reducirse la superficie
de los intercambiadores de calor para la refrigeración del
20 ácido sulfúrico, mientras que el calor en exceso de los sis-
temas de absorción de la instalación de catálisis se aprove-
cha de manera favorable para la concentración del ácido fos-
fórico.

25 Una forma de realización preferida consiste en
que el gas final del sistema de absorbedor final de la ins-
talación de catálisis de ácido sulfúrico por medio de calor
de gas en exceso de los gases que salen de la primera etapa
de la instalación de catálisis de ácido sulfúrico en una se-
gunda etapa de intercambio de calor, vista desde el lado
30 del gas, y el aire se añade al gas final calentado. De este

1 modo se evita pasar por debajo del punto de rocío de los ga-
ses que contienen SO_3 en el intercambiador de calor en las
superficies de intercambio.

5 Una forma de realización preferida consiste en que
en el tratamiento de gases, que resultan fríos, con un ele-
vado contenido de SO_2 , en la instalación de catálisis de
ácido sulfúrico una parte de la mezcla de gases se calienta
10 en el intercambiador de calor final después del último le-
cho de catálisis. Esta forma de realización tiene ventajas,
sobre todo cuando en la instalación de catálisis de ácido
sulfúrico se someten a tratamiento gases que contienen SO_2
procedentes de instalaciones metalúrgicas con un contenido
de SO_2 de más de 8,5 % y está presente calor en exceso para
15 funcionamiento autotérmico de la instalación de catálisis.
El intercambiador de calor final se estructura preferente-
mente en dos etapas, empleándose la etapa primera del lado
de gas caliente para el calentamiento previo de gases para
la instalación de catálisis y la segunda etapa para el ca-
lentamiento de la mezcla de gases. En este caso se calienta
20 o bien el aire o bien el gas final.

Una forma de realización preferida consiste en
que los gases calientes son conducidos con una temperatura
de 70 a 250°C, preferentemente de 80 a 220°C, a la primera
etapa de concentración. De este modo se consigue una buena
25 aportación de calor en la primera etapa, sin que resulten
aglomeraciones y adherencias.

Una forma de realización preferida consiste en
que los gases calientes son conducidos a la primera etapa
de concentración con una temperatura de 100 a 280°C, prefe-
rentemente de 120 a 250°C. De este modo se consigue una muy
30

1 buena aportación de calor en la primera etapa durante el tratamiento de gases que contienen SO_2 en alto porcentaje en la instalación de catálisis, sin que resulten aglomeraciones y adherencias.

5 Una forma de realización preferida consiste en que el ácido fosfórico se rocía a la primera etapa de concentración con una temperatura de 60 a 100°C , preferentemente de 75 a 90°C . De este modo se introduce adicionalmente calor en la primera etapa mediante calor en el ácido con un nivel de temperatura relativamente bajo y al mismo tiempo se consigue una buena evaporación de agua en la primera etapa, sin que resulte el peligro de formación de sedimentos.

10 Una forma de realización preferida consiste en que la absorción de los componentes fluorados se efectúa en una unidad de absorción con dos etapas conectadas una después de otra, inyectándose en la primera etapa de la unidad de absorción ácido fluosilícico en isocorriente con los gases en un absorbedor Venturi vertical e inyectándose en la segunda etapa ácido fluosilícico en contracorriente respecto a los gases en una torre vacía, y las paredes interiores son cargadas ampliamente por el ácido fluosilícico inyectado. La carga de las paredes interiores con ácido fluosilícico se consigue efectuando la inyección del ácido fluosilícico con turbulencia. De este modo se evitan deposiciones de SiO_2 separado, que resulta durante la hidrólisis de SiF_4 , en las paredes. Además se logra una buena absorción mediante consecución de una óptima superficie límite de fases entre gas y líquido.

15 Una forma de realización preferida consiste en que la absorción de los componentes fluorados se efectúa en

1. dos unidades de absorción conectadas una después de otra y
al circuito de ácido de la segunda etapa de la segunda uni-
dad de absorción se añade continuamente agua, el ácido rebo-
sa desde el colector de la segunda etapa al colector de la
5 primera etapa de la segunda unidad de absorción, el ácido
rebosa desde el colector de la primera etapa de la segunda
unidad de absorción al colector de la segunda etapa de la
primera unidad de absorción, el ácido rebosa desde el colec-
tor de la segunda etapa al colector de la primera etapa de
10 la primera unidad de absorción y el ácido fluosilícico se
retira como producción desde el primer colector de la prime-
ra unidad de absorción. Mediante el ajuste de un equilibrio
continuo de circulación según el principio de rebose se con-
sigue que las concentraciones estacionarias del ácido fluo-
15 silícico en los circuitos individuales de las diferentes
etapas de absorción proporcionen un desnivel o gradiente de
concentración desde la primera hasta la última etapa. De es-
te modo se garantizan condiciones óptimas y constantes para
la absorción de flúor. Al mismo tiempo mediante el ajuste
20 de un equilibrio continuo de circulación, el tiempo de per-
manencia del ácido en los colectores individuales se mantie-
ne en un grado mínimo y se evita un envejecimiento acrecen-
tado, unido con una sedimentación del SiO_2 separado y se
consigue una extracción amplia del SiO_2 con la fracción re-
25 tirada de producción desde las unidades de absorción.

Una forma de realización preferida consiste en
que la adición continua de agua a la segunda etapa de la se-
gunda unidad de absorción se regula de tal manera que la
concentración del ácido de producción retirado desde la pri-
mera etapa de la primera unidad de absorción corresponde a

1 La concentración deseada del ácido fluosilícico. De este modo es posible un ajuste sencillo de la concentración deseada de ácido fluosilícico de la producción retirada.

5 Una forma de realización preferida consiste en que mediante la estructuración de los fondos o platos de los colectores con inclinación hacia los lugares de aspiración de las bombas de circuito de ácido, el gel de sílice o el SiO_2 que se separa simultáneamente durante la formación de ácido fluosilícico, se mantiene en suspensión circula con el ácido a través de todas las etapas de las unidades de absorción y se descarga con el ácido fluosilícico, retirado como producción, continuamente desde el sistema de absorción. De este modo se disminuye adicionalmente la deposición de SiO_2 suspendido en la fase líquida, ya que en los colectores se consigue una circulación turbulenta de ácido y se evitan zonas de líquido en reposo.

10

15

La invención se explica por medio de figuras más detalladamente y a modo de ejemplo.

20 Las figuras muestran esquemas de flujo para la concentración de ácido fosfórico diluido en combinación con instalaciones de catálisis de ácido sulfúrico, haciéndose funcionar en la figura 1 la instalación de catálisis de ácido sulfúrico con gases que contienen SO_2 procedentes de una combustión de azufre,

25

la figura 2 la instalación de catálisis de ácido sulfúrico con gases que contienen SO_2 procedentes de una instalación de tostación,

la figura 3 la instalación de catálisis de ácido sulfúrico con gases que contienen SO_2 en alto porcentaje, procedentes de una instalación pirometalúrgica.

30

1 A través de la conducción 1 se conduce fosfato
bruto y a través de la conducción 2 se conduce ácido sulfú-
rico a la instalación de disgregación 3. Desde la filtración
4 el ácido fosfórico diluido se conduce a través de la con-
5 ducción 5 a un recipiente con sistema de agitación 6 y a
través de la conducción 7 se conduce a la etapa segunda de
concentración 8 que consta de una torre vacía. Desde el co-
lector 9 de la segunda etapa de concentración 8 se conduce
ácido fosfórico por medio de la bomba 10 a través de la con-
10 ducción 11 al intercambiador de calor 12, allí se calienta
y a través de la tubería 13 se rocía a la segunda etapa de
concentración 8. El ácido fosfórico separado en el colector
9 circula a través de la conducción 14 en parte al colector
15 de la primera etapa de concentración 16 que consta de un
Venturi vertical. A través de la conducción 17, la bomba 18,
y la conducción 19 se conduce ácido fosfórico desde el co-
lector 15 al intercambiador de calor 20, allí se le calien-
ta y a través de la conducción 21 se rocía a la primera eta-
pa de concentración 16. La retirada del ácido fosfórico con-
20 centrado se efectúa a través de la conducción 22 al depósi-
to con sistema de agitación 23.

A través de las conducciones 24 y 24a los gases
que contienen SO_2 pasan al reactor de catálisis 25 y se ha-
cen reaccionar allí catalíticamente de manera conocida. Des-
25 pués de la primera etapa de catálisis los gases que contie-
nen SO_3 , parcialmente reaccionados, pasan a través de la
conducción 26 a la primera etapa de intercambio de calor 27
y a través de la conducción 28 a la segunda etapa de inter-
cambio de calor 29.

30 A través de la conducción 30 los gases que contie-
04018

1 nen SO_3 , refrigerados, son conducidos al absorbedor interme-
dio 31, allí son ampliamente liberados de SO_3 por medio de
ácido sulfúrico. A través de la conducción 32 los gases que
5 contienen el SO_2 restante son conducidos a la primera etapa
de intercambio de calor 27, allí son calentados a la tempe-
ratura de trabajo de la siguiente etapa de catálisis y a
través de la conducción 33 son conducidos a la segunda eta-
pa de catálisis del reactor de catálisis 25, donde se hacen
reaccionar totalmente de manera conocida. A través de la
10 conducción 34 los gases reaccionados que contienen SO_3 se
conducen a un intercambiador de calor, allí se enfrían, a
través de la conducción 36 son conducidos al absorbedor fi-
nal 37, y allí son liberados de SO_3 por medio de ácido sul-
fúrico. A través de la conducción 38 los gases finales de
15 la instalación de catálisis son conducidos a la segunda eta-
pa de intercambio de calor 29, allí se calientan en inter-
cambio de calor con los gases que contienen SO_3 , y a través
de la conducción 39 se introducen en el ventilador 40. A
través del filtro 41 y de la conducción 42 se introduce aire
20 en el ventilador 40.

En la figura 3, el aire filtrado se calienta pre-
viamente en la segunda etapa de intercambio de calor 35a en
intercambio de calor frente a los gases que contienen SO_3 ,
conducidos a la absorción final 37. A través de la conduc-
25 ción 43 la mezcla de gases calentada se conduce a la prime-
ra etapa de concentración 16. Allí, en isocorriente con el
ácido fosfórico rociado, la mezcla de gases y el ácido fos-
fórico se enfría con evaporación adiabática de agua, el áci-
do fosfórico concentrado en tal caso se separa ampliamente
en el colector 15, y el gas enriquecido con vapor de agua

1 se conduce a la segunda etapa de concentración 8, donde es
conducido hacia arriba en contracorriente con el ácido fos-
fórico rociado. En este caso tiene lugar una evaporación
adiabática de agua adicional con enfriamiento correspondien-
5 te del ácido fosfórico separado en el colector 9.

El gas de escape de la concentración que contiene
vapor de agua y compuestos fluorados se conduce a través de
la conducción 44 a la primera unidad de absorción 45, allí,
en la primera etapa 45a que consta de un Venturi vertical,
10 se trata con ácido fluosilícico en isocorriente y en la se-
gunda etapa 45b se trata con ácido fluosilícico en contraco-
rriente. En la segunda unidad de absorción 46 se efectúa un
nuevo tratamiento correspondiente. El gas liberado amplia-
mente de compuestos fluorados se conduce a través de la con-
15 ducción 47 a la atmósfera. A través de la conducción 48 se
conduce agua al circuito de la segunda etapa 46b de la se-
gunda unidad de absorción 46. A través de la conducción 49
el ácido fluosilícico producido se conduce desde el circui-
to de la primera etapa 46a de la segunda unidad de absorción
20 46 al circuito de la segunda etapa 45b de la primera unidad
de absorción 45. La producción total de ácido fluosilícico
se retira desde el circuito de la primera etapa de absorción
45a de la primera unidad de absorción 45 a través de la con-
ducción 50.

25 El calentamiento del ácido fosfórico en los inter-
cambiadores de calor 12 y 20 se efectúa mediante el ácido
sulfúrico conducido a través de la conducción 51 ó 52 a los
intercambiadores de calor 12 ó 20, el cual es enfriado allí
y conducido a través de la conducción 53 ó 54 nuevamente a
los absorbedores 31 ó 37.

1 La producción de los gases que contienen SO_2 se
efectúa en un horno de combustión de azufre 55a, en un hor-
no de tostación de lecho fluidificado 55b y en un reactor
de ciclón de llamas 55c. Los gases calientes que contienen
5 SO_2 se enfrían en la caldera con recuperación de calor 56,
utilizándose el calor evacuado para la producción de vapor.
En la figura 1 los gases enfriados que contienen SO_2 se con-
ducen a través de la conducción 24 directamente al reactor
de catálisis 25. En las figuras 2 y 3, después de enfriamien-
10 to, se efectúa primeramente una de las conocidas purificacio-
nes de gas y desecaciones de gas, a las que sigue a continua-
ción el calentamiento de los gases purificados que contienen
 SO_2 , a la temperatura de trabajo del primer lecho de catáli-
sis, para lo que se utiliza el calor liberado durante la oxi-
15 dación catalítica del SO_2 para formar SO_3 en el reactor de
catálisis. En la figura 1 este calor se utiliza para la pro-
ducción de vapor. En todos los casos se seca previamente el
aire necesario para la combustión de azufre y la oxidación
de SO_2 .

20

Ejemplos de realización

25

La instalación de catálisis de ácido sulfúrico
está dimensionada en todos los casos para una capacidad de
producción de 1.500 toneladas de H_2SO_4 por día, calculado
como H_2SO_4 al 100 %.

Los datos se exponen con los datos de posiciones
de las figuras 1 a 3.

	Posición	Unidad	Figura 1	Figura 2	Figura 3
1	1 Fosfato bruto Contenido de P ₂ O ₅	t/h % en peso	70,4 34	70,4 34	70,4 34
5	2 Acido sulfúrico (calculado como 100 %)	t/h	62,5	62,5	62,5
	7 Acido fosfórico, diluido, de nues tra aportación	t/h % en peso	77,6 29	83,3 27	80,4 28
10	22 Acido fosfórico concentrado Contenido de P ₂ O ₅	t/h % en peso	41,7 54	41,7 54	41,7 54
	50 Descarga de H ₂ SiF ₆ Contenido de H ₂ SiFe ₆	t/h % en peso	33,4 20	33,4 20	33,4 20
15	48 Alimentación de agua	t/h	29	29	29
	24 Cantidad de gas Concentración	Nm ³ /h % en volumen	145484 10	175500 8	102000 14
20	38 Cantidad de gas Temperatura del gas	Nm ³ /h °C	124375 140	154416 140	80453 140
	39 Temperatura del gas	°C	254	235	305
25	42 Cantidad de aire Temperatura del aire	Nm ³ /h* °C	50866 20	15590 20	89548 165
	43 Cantidad de gas Temperatura del gas	Nm ³ /h* °C	170000 184	170000 215	170000 231

* Seco

**m³ en condiciones normales.

	Posición	Unidad	Figura 1	Figura 2	Figura 3
1	44	Temperatura del gas	°C	75	75
		Contenido de vapor de agua	g/Nm ³ seco	188	224
5		Contenido de flúor	g/Nm ³ seco	5,2	5,2
	47	Cantidad de gas	Nm ³ /h. seco	170000	170000
		Temperatura del gas	°C	63	63
10		Contenido de vapor de agua	g/Nm ³ seco	240	240
	21	Concentración de ácido fosfórico	% en peso de P ₂ O ₅	54	54
		Temperatura	°C	85	85
151	19	Temperatura del ácido fosfórico	°C	75	75
	13	Concentración de ácido fosfórico	% en peso de P ₂ O ₅	41	39
		Temperatura	°C	80	80
20	11	Temperatura del ácido fosfórico	°C	71	71
	51	Concentración de ácido sulfúrico	% en peso de H ₂ SO ₄	98,5	98,5
		Temperatura	°C	140	140
25	53	Temperatura	°C	111	111
	52	Concentración de ácido sulfúrico	% en peso de H ₂ SO ₄	98,5	98,5
		Temperatura	°C	140	140
30	54	Temperatura	°C	121	121

1 Las ventajas de la invención consisten principal-
mente en que es posible una concentración de ácido fosfóri-
co diluido sin empleo de energía primaria o vapor, pudiendo-
se utilizar de manera rentable y con poco gasto al mismo
5 tiempo calor de escape en exceso de una instalación de catá-
lisis de ácido sulfúrico con nivel de temperatura relativa-
mente bajo. Los costos de funcionamiento del sistema combi-
nado son bajos, ya que para la concentración no se necesita
ninguna energía primaria ni vapor caro y se ahorran costos
10 para la evacuación de calor en exceso desde los sistemas de
absorción de la instalación de catálisis. Al mismo tiempo
se purifica el gas final de la instalación de catálisis nue-
vamente sin gasto adicional. Los componentes fluorados del
ácido fosfórico bruto que se ha de concentrar son elimina-
15 dos muy ampliamente durante la concentración y se obtienen
en la absorción de los compuestos fluorados, conectada a con-
tinuación, en forma de un ácido fluosilícico aprovechable y
utilizable. El calor resultante con elevado nivel de tempe-
ratura durante la preparación de los gases que contienen
20 SO_2 y durante la reacción catalítica en la instalación de
catálisis - que se necesita usualmente a través de una ob-
tención de vapor para la concentración de la producción de
ácido fosfórico - está por consiguiente a disposición para
la obtención libre de energía, siempre que no se necesite
25 en el caso de gases que contienen SO_2 , que resultan fríos,
para su calentamiento a la temperatura de trabajo del primer
lecho de catálisis.

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

15

20

25

1ª.- Procedimiento para la concentración de ácido fosfórico diluido, en que el ácido fosfórico diluido es calentado mediante intercambio de calor indirecto a una temperatura que está por debajo de su temperatura de ebullición, el ácido fosfórico diluido calentado es rociado y es puesto en contacto directo con gases calientes, se evacúan vapor de agua y compuestos fluorados en el gas de escape, y se eliminan los compuestos fluorados del gas de escape, que se caracteriza por el hecho de que el ácido fosfórico diluido se calienta mediante intercambio de calor indirecto por medio de calor que se ha de evacuar desde el sistema de absorción de una instalación de catálisis de ácido sulfúrico, el ácido fosfórico diluido calentado se rocía en dos circuitos de ácido en dos etapas de concentración que están una después de otra y se pone en contacto directo con una mezcla de gases calentada, a partir del gas final de la instalación de catálisis de ácido sulfúrico y de aire añadido, el calentamiento de la mezcla de gases se efectúa mediante intercambio de calor indirecto por medio de calor de gas en exceso de los gases reaccionados parcialmente para formar SO_3 , que salen de la primera etapa de catálisis de la instalación de catálisis de ácido sulfúrico antes de su entrada en el sistema de absorción intermedia que funciona en caliente, la mezcla de gases calentada se conduce sucesivamente a través

1 de la primera y segunda etapas de concentración y los com-
puestos fluorados se eliminan del gas de escape mediante ab-
sorción en un lavado de flúor de varias etapas.

5 2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, que
se caracteriza por el hecho de que el ácido fosfórico dilui-
do se conduce primeramente al circuito con alimentación del
ácido fosfórico diluido de nueva aportación en la segunda
etapa de concentración, el circuito de ácido se calienta por
medio del calor que se ha de evacuar del circuito de ácido
10 sulfúrico del sistema de absorción intermedia de la instala-
ción de catálisis de ácido sulfúrico, se rocía a la segunda
etapa de concentración en contracorriente con respecto a
la mezcla de gases que circula hacia arriba, se conduce des-
de el colector en una parte al colector de la primera etapa
de concentración y en otra parte al circuito de la segunda
15 etapa de concentración, el circuito de ácido desde el colec-
tor de la primera etapa de concentración se calienta por me-
dio del calor que se ha de evacuar desde el circuito de áci-
do sulfúrico del sistema de absorbedor final, se rocía a la
20 primera etapa de concentración en isocorriente con respecto
a los gases que circulan hacia abajo, y desde el circuito de
ácido de la primera etapa de concentración se retira ácido
fosfórico concentrado.

25 3ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª y
2ª, que se caracteriza por el hecho de que la concentración
se efectúa en la primera etapa de concentración en un Ventu-
ri vertical.

30 4ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a
3ª, que se caracteriza por el hecho de que el calentamiento
del circuito de ácido de la primera etapa de concentración

1 se efectúa mediante calor, que se ha de evacuar, desde el
circuito de ácido sulfúrico de un sistema de absorbedor fi-
nal que funciona en caliente.

5 5ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª
a 4ª, que se caracteriza por el hecho de que el gas final
del sistema de absorbedor final de la instalación de catáli-
sis de ácido sulfúrico se efectúa por medio de calor de gas
en exceso de los gases que salen de la primera etapa de cata-
lisis de la instalación de catálisis de ácido sulfúrico en
10 una segunda etapa de intercambio de calor, vista desde el
lado de gas, y el aire se añade al gas final calentado.

15 6ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª
a 4ª, que se caracteriza por el hecho de que en el tratamien-
to de gases, que resultan fríos, con un elevado contenido de
SO₂, en la instalación de catálisis de ácido sulfúrico una
parte de la mezcla de gases se calienta en el intercambiador
de calor final después del último lecho de catálisis.

20 7ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª
a 5ª, que se caracteriza por el hecho de que los gases ca-
lientes son conducidos a la primera etapa de concentración
con una temperatura de 70 a 250°C, preferentemente de 80 a
220°C.

25 8ª.- Procedimiento según la reivindicación 6ª,
que se caracteriza por el hecho de que los gases calientes
son conducidos a la primera etapa de concentración con una
temperatura de 100 a 280°C, preferentemente de 120 a 250°C.

30 9ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª
a 6ª, que se caracteriza por el hecho de que el ácido fosfó-
rico se rocía a la primera etapa de concentración con una
temperatura de 60 a 100°C, preferentemente de 75 a 90°C.

1 10ª.- Procedimiento según las reivindicaciones
1ª a 9ª, que se caracteriza por el hecho de que la absorción
de los componentes fluorados se efectúa en una unidad de ab-
sorción con dos etapas conectadas una después de otra, in-
5 yectándose en la primera etapa de la unidad de absorción
ácido fluosilícico en isocorriente con respecto a los gases
en un absorbedor Venturi vertical e inyectándose en la se-
gunda etapa ácido fluosilícico en contracorriente con res-
pecto a los gases en una torre vacía, y las paredes interio-
res de la unidad de absorción son cargadas ampliamente por
10 el ácido fluosilícico inyectado.

11ª.- Procedimiento según la reivindicación 10ª,
que se caracteriza por el hecho de que la absorción de los
componentes fluorados se efectúa en dos unidades de absorción
15 conectadas una después de otra y al circuito de ácido de la
segunda etapa de la segunda unidad de absorción se añade
agua continuamente, el ácido rebosa desde el colector de la
segunda etapa al colector de la primera etapa de la segunda
unidad de absorción, el ácido rebosa desde el colector de
20 la primera etapa de la segunda unidad de absorción al colec-
tor de la segunda etapa de la primera unidad de absorción,
el ácido rebosa desde el colector de la segunda etapa al co-
lector de la primera etapa de la primera unidad de absorción
y el ácido fluosilícico se retira desde el primer colector
25 de la primera unidad de absorción como producción.

12ª.- Procedimiento según la reivindicación 11ª,
que se caracteriza por el hecho de que la adición continua
de agua en la segunda etapa de la segunda unidad de absor-
ción se regula de tal manera que la concentración del ácido
de producción retirado desde la primera etapa de la primera
30

1 unidad de absorción corresponde a la deseada concentración del ácido fluosilícico.

5 13ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 11ª y 12ª, que se caracteriza por el hecho de que mediante la estructuración de los fondos o platos de los colectores con inclinación hacia las zonas de aspiración de las bombas de circulación de ácido el gel de sílice o el SiO_2 que se separan al mismo tiempo durante la formación de ácido fluosilícico, se mantiene en suspensión, circula con el ácido a través de todas las etapas de las unidades de absorción y se descarga desde el sistema de absorción continuamente con el ácido fluosilícico retirado como producción.

10 14ª.- "PROCEDIMIENTO PARA LA CONCENTRACION DE ACIDO FOSFORICO DILUIDO".

15 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.

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

20

Madrid, 17.ENE.1978

P.A.

Oscar de Elzshuf
Por Poder.



25

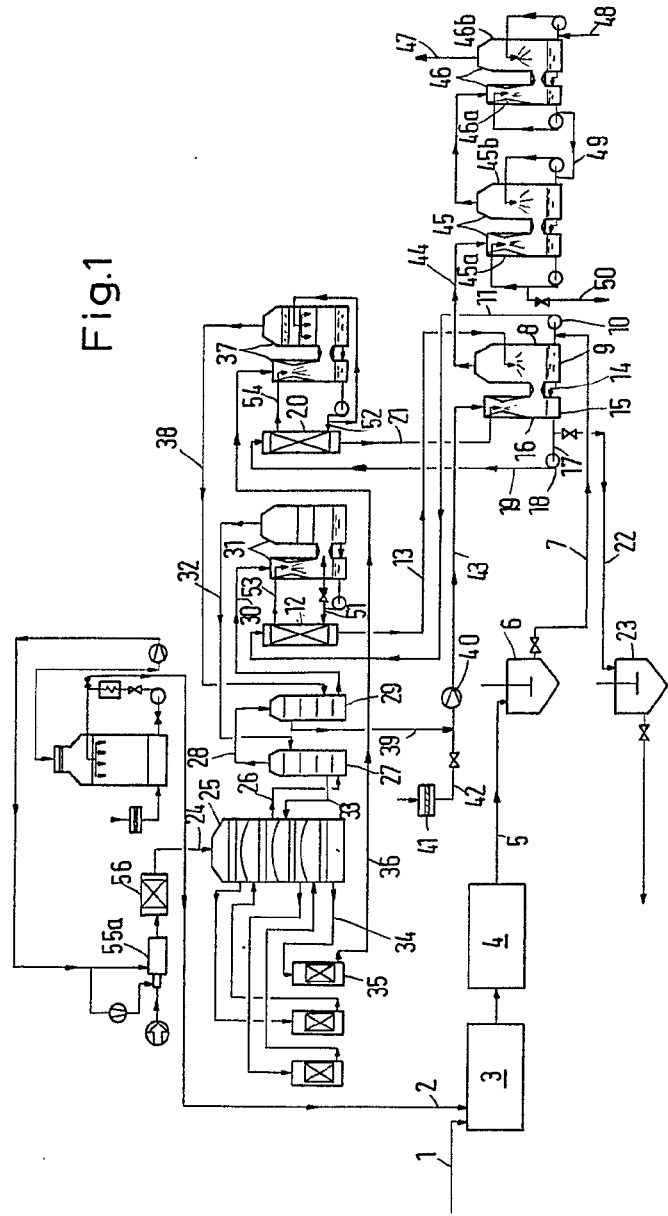


Fig.1

Osceola
The Hydraulic
Perfection

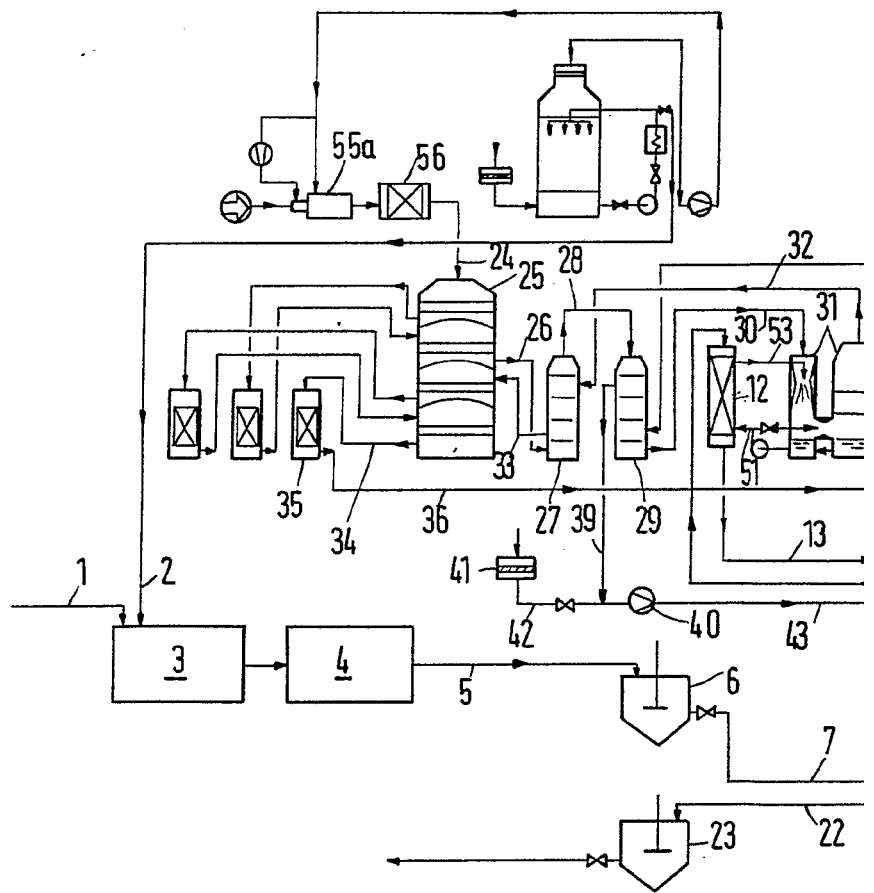
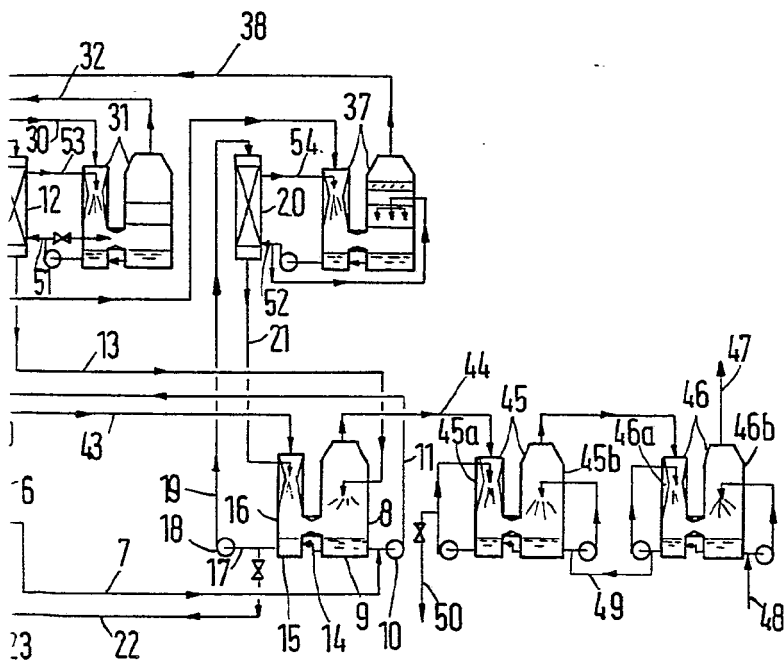


Fig.1



Oscar de Eizaburu
Por Poder.

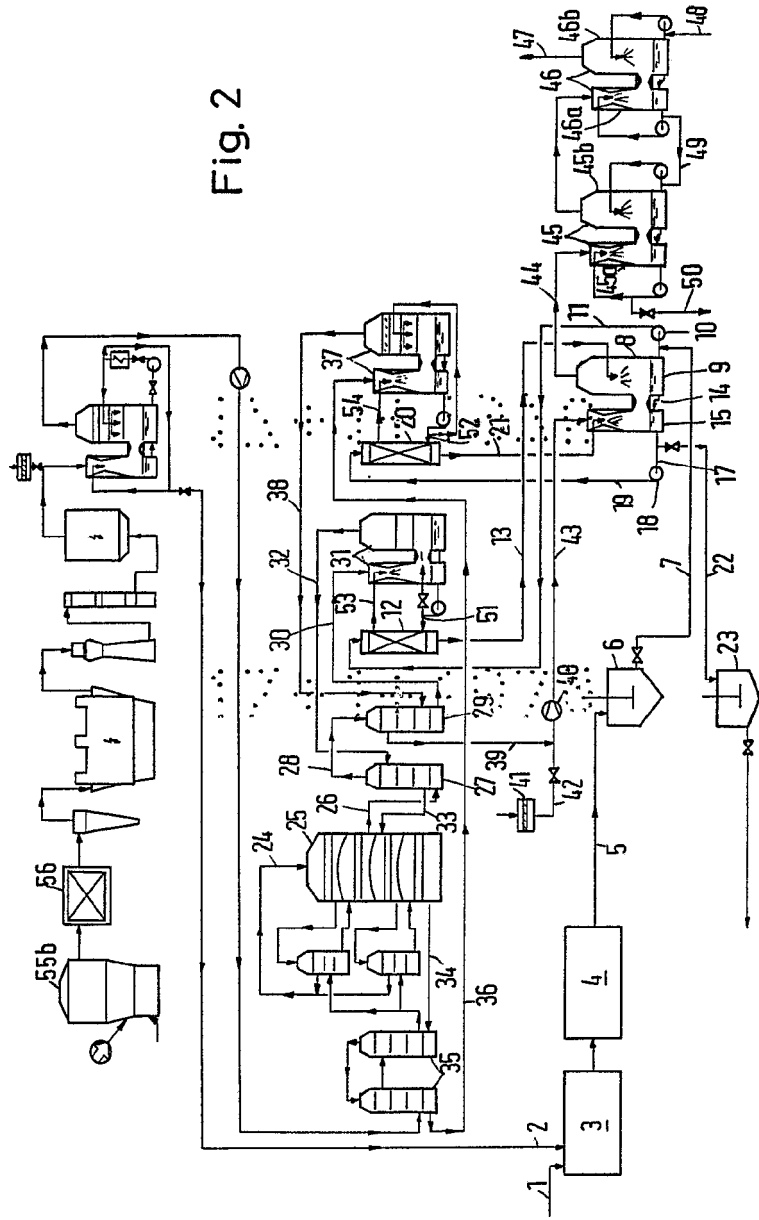
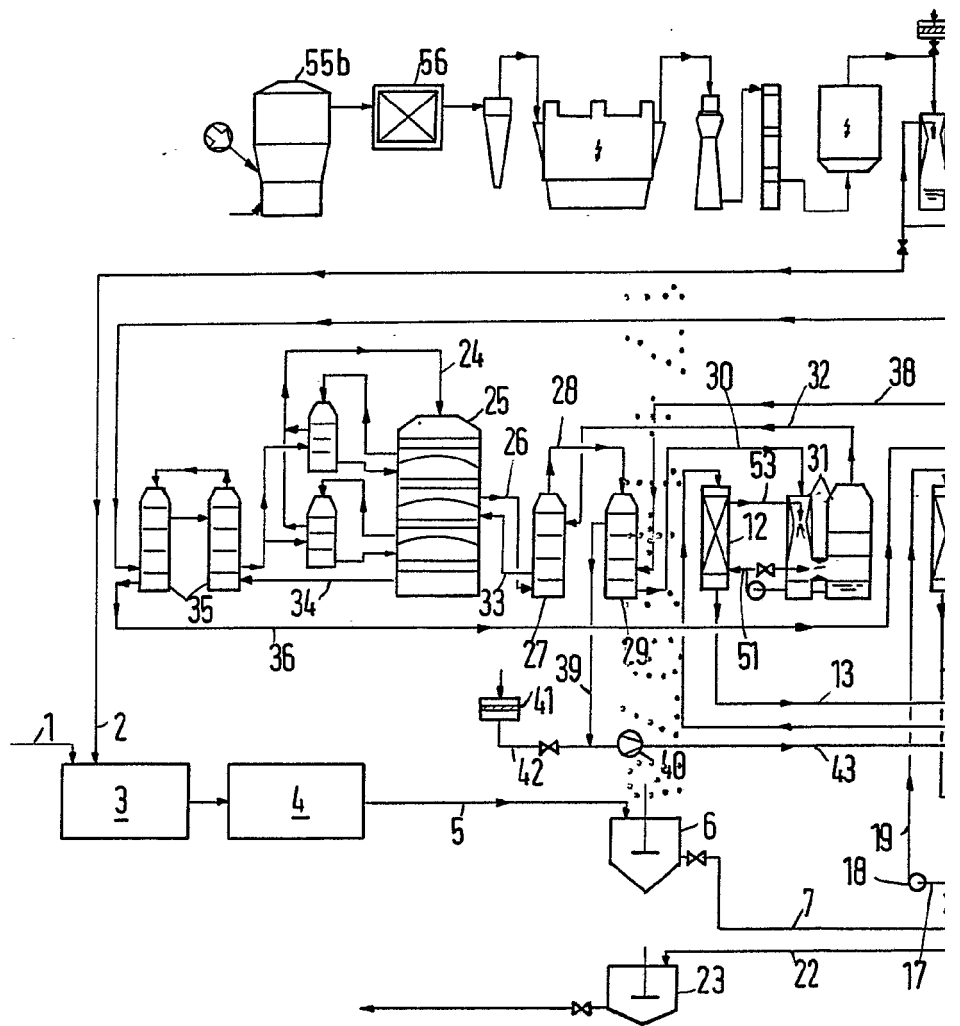


Fig. 2

Česká společnost
Perfor.



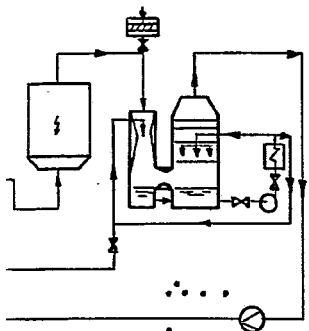
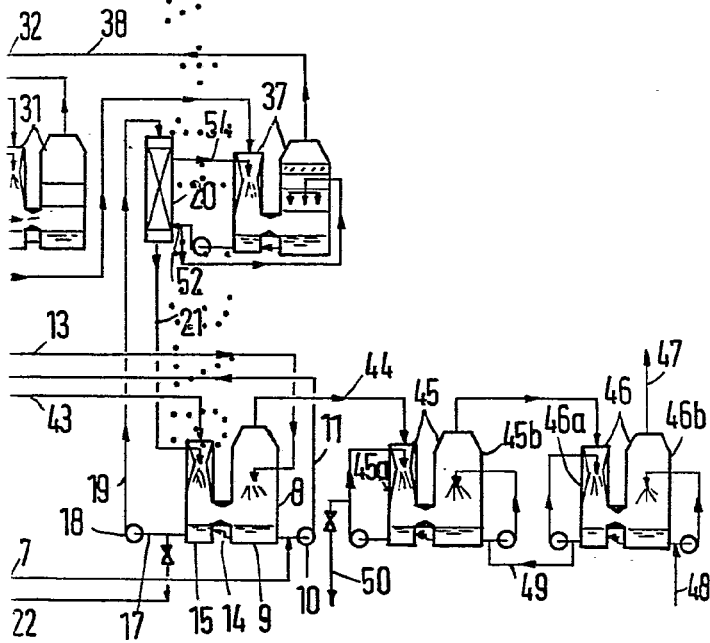


Fig. 2



Oscar de Ezaburu
Por Feder.

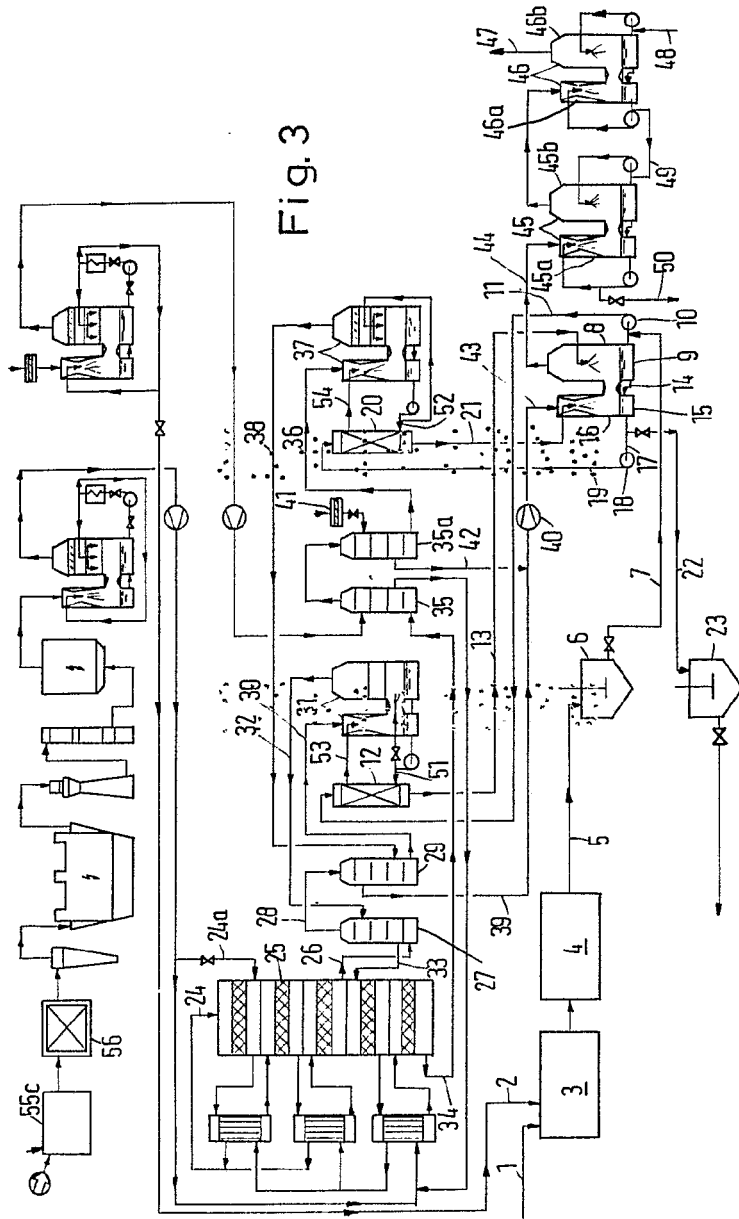
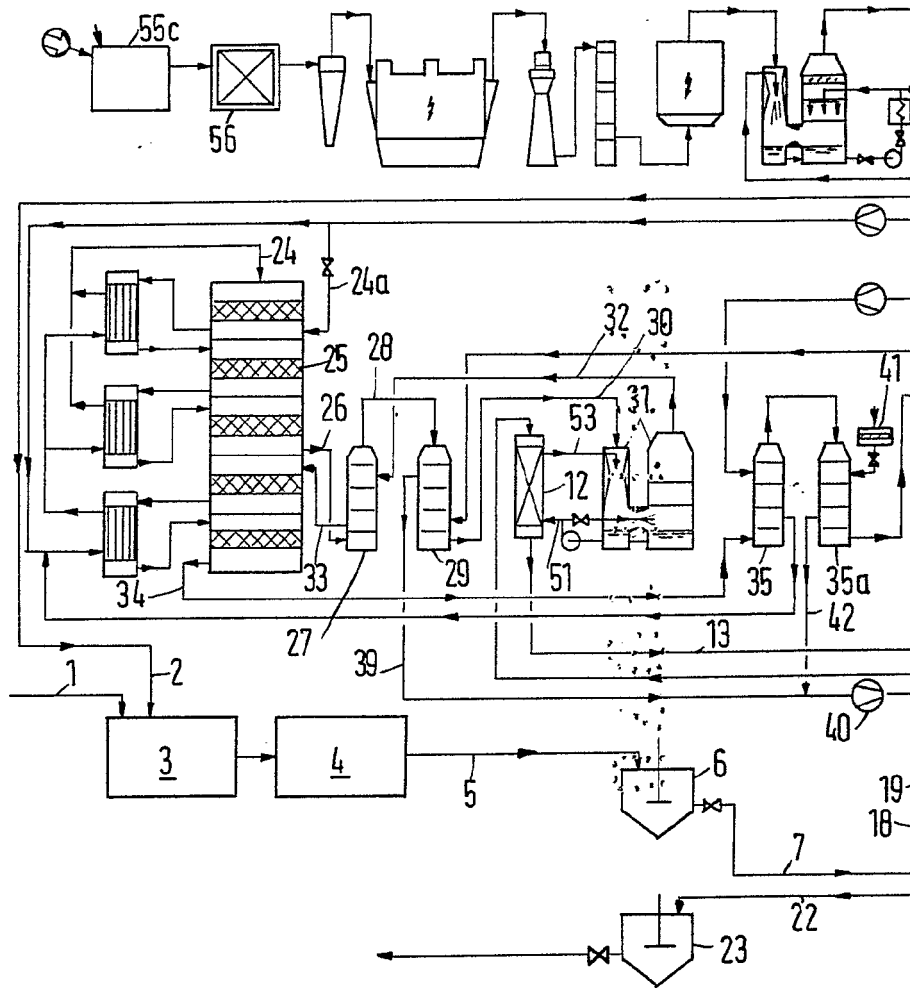


Fig. 3

OSCAR C. ELZBUT
PATENT ANWÄLT
PER FORT



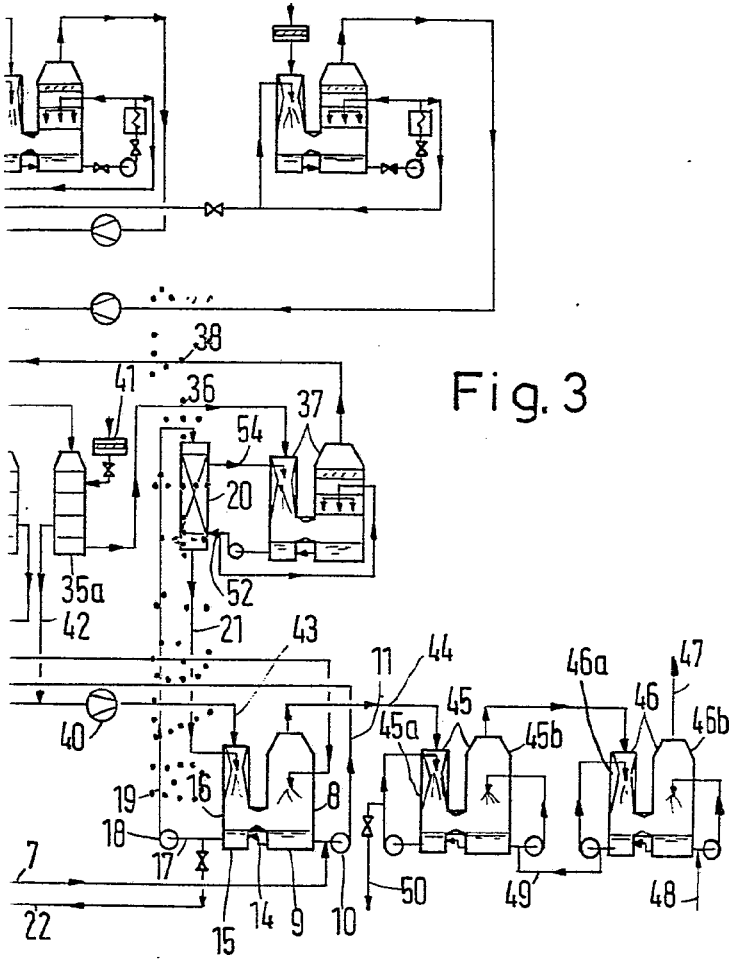


Fig. 3