



ESPAÑA

19 ES	11 NUMERO	10 A1
21	467.555	
22	FECHA DE PRESENTACION	
	3 marzo 1.978	

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		
774.474	4 marzo 1.977	Estados Unidos

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

64 TITULO DE LA INVENCION
UN PROCEDIMIENTO PARA LA RECUPERACION DE GASES DE DIOXIDO DE AZUFRE.

71 SOLICITANTE (S)
PEABODY ENGINEERED SYSTEMS.

DOMICILIO DEL SOLICITANTE
39 Maple Tree Avenue - Stamford, Connecticut 06840 EE.UU.

72 INVENTOR (ES)
Srini Vasan, de nacionalidad estadounidense.

73 TITULAR (ES)
El mismo solicitante.

74 REPRESENTANTE
DON BERNARDO UNGRIA GOIBURU.

1 tamponadas, utilizadas para lavar el dióxido de azufre de los gases tales como los gases de combustión.

Los procesos de desulfuración de gases de combustión actualmente en uso incluyen los llamados sistemas sin recuperación, que utilizan el lavado con piedra caliza o cal, así como los procesos regenerativos, que utilizan soluciones acuosas tamponadas para la absorción del dióxido de azufre, que producen azufre como subproducto. Uno de estos procesos regenerativos, que utiliza una solución tamponada de citrato para lavar el dióxido de azufre de un gas en una torre de absorción en contracorriente y hacer reaccionar el líquido cargado de dióxido de azufre procedente de la torre de absorción con sulfuro de hidrógeno para recuperar azufre, es conocido por el nombre de CITREX, nombre comercial de Peabody Engineered Systems, Stamford, Connecticut. Una descripción del proceso CITREX y una discusión de sus ventajas sobre los métodos sin recuperación, tal como el lavado con piedra caliza, se encuentra en el artículo titulado "The CITREX Process for SO₂ Removal", Chemical Engineering Progress, vol. 71, n° 5, Mayo 1975

El proceso con piedra caliza para desulfurar los gases de combustión tiene el inconveniente de la eliminación de los lodos y el elevado coste de las materias primas, cal o piedra caliza. Por el contrario, el proceso con citrato, especialmente tal como se ha modificado en el proceso CITREX,

1 proporciona ventajas tales como recuperación de azufre como
subproducto así como menores costes iniciales y operativos.
No obstante, el uso de sulfuro de hidrógeno para convertir
el dióxido de azufre absorbido en la solución de citrato
5 en azufre y agua puede no resultar comercialmente atractivo
en todas las situaciones. Por lo tanto, cuando es necesario
sintetizar sulfuro de hidrógeno en una fábrica a partir de
hidrógeno producido a partir de gas natural, la creciente
escasez de gas natural o de una materia prima similar para
10 la producción de hidrógeno, hace que este proceso sea menos
interesante.

En la patente estadounidense 1.589.133 de Eustis, se
describe un método de recuperación de dióxido de azufre de
los humos del horno de fusión o de otros gases por absor-
15 ción del dióxido de azufre en una solución de una sal me-
tálica, como sulfito de aluminio, que formará un sulfito
o bisulfito relativamente inestable con el dióxido de azu-
fre y que liberará fácilmente el dióxido de azufre gaseoso
a temperaturas moderadas. El dióxido de azufre gaseoso se
20 extrae de la solución diluyendo la atmósfera en contacto
con la solución y consiguientemente reduciendo la presión
parcial del dióxido de azufre en los gases o atmósfera que
están en contacto con la solución. El autor de la citada pa-
tente asegura que esto se realiza en un extractor en cuyo
25 fondo se introduce directamente vapor de agua directo y por

1 cuya parte superior se introduce la solución que contiene
el dióxido de azufre. Construyendo un extractor de gran
tamaño y prolongando el tiempo de permanencia de la solu-
5 ción, se asegura que se extrae en cada ciclo un gran porcen-
taje del dióxido de azufre total. La extracción puede rea-
lizarse a presiones inferiores a la atmosférica, empleando
una bomba de vacío, aunque no es necesario emplear vacío ya
que se afirma que la dilución de la atmósfera que da lugar a
la reducción de la presión parcial del dióxido de azufre
10 funciona satisfactoriamente cuando la extracción se realiza
a la presión atmosférica o incluso por encima de ella.

El uso de vapor directo, como en la patente de Eustis,
presenta varios inconvenientes. El vapor de agua utilizado
debe ser producido a partir de agua que haya sido tratada
15 para evitar la contaminación del sistema de arrastre o los
constituyentes contenidos en el mismo, dando lugar a un gas-
to adicional. Asimismo, el vapor de agua directo se condensa
en el sistema y diluye la solución absorbente del dióxido de
azufre de manera que es necesaria una nueva separación o des-
20 carga de residuos. El primer factor es antieconómico mientras
que el último es impracticable con las actuales regulaciones
de protección del ambiente, además de utilizar una costosa
materia prima.

25 COMPENDIO DE LA INVENCION

Hemos hallado que las ventajas de la absorción del dióxi

1 do de azufre por una solución acuosa de citrato y soluciones
acuosas tamponadas similares pueden conseguirse sin necesi-
dad de hacer reaccionar con un gas reductor, como sulfuro
de hidrógeno, para conseguir una reacción regenerativa. De
5 acuerdo con esta invención, esto se logra mediante un pro-
cedimiento en el que el dióxido de azufre es regenerado del
líquido de absorción cargado con dióxido de azufre mediante
arrastre de vapor de agua bajo presión.

10 Se ha descubierto inesperadamente, de acuerdo con esta
invención, que el arrastre con vapor de agua a presión su-
peratmosférica, por ejemplo en el intervalo ventajoso de
5 a 65 psig (0,35 a 4,5 kg/cm² manométricos), da lugar a un
menor consumo de vapor de agua por libra de dióxido de azu-
fre arrastrado en comparación con la operación realizada a
15 la presión atmosférica o ligeramente superior a la atmósfe-
rica. Así, se ha descubierto sorprendentemente, que, aparen-
temente, la descomposición de un complejo de citrato y dióxi-
do de azufre para formar dióxido de azufre, a las elevadas
temperaturas correspondientes a las altas presiones, trans-
20 curre más rápida y más eficazmente que el efecto contrarres-
tador de la alta presión sobre la solubilidad del dióxido de
azufre en la solución tamponada de citrato. Además, el pro-
ceso de arrastre a presión de esta invención produce dióxido
de azufre rectificado que puede ser directamente condensado
25 con el agua refrigerante habitual para producir dióxido de

1 azufre líquido sin necesidad de sistemas de secado, refri-
geración o compresión. La corriente de cabezas del proceso
de arrastre con vapor se encuentra a una temperatura sufi-
cientemente alta para precalentar el aire que puede ser uti-
5 lizado posteriormente para la mezcla directa y recalentamien-
to de la corriente fría de gases de combustión tratados pro-
cedente de la torre de absorción, dando lugar a una mayor eco-
nomía global del proceso. Asimismo, el procedimiento de arras-
tre a presión da lugar a unos volúmenes reales de gas varias
10 veces inferiores a los presentes en el arrastre a baja pre-
sión, de manera que la columna de arrastre puede ser una
unidad más compacta y el coste del equipo inicial puede ser
reducido.

15 Por consiguiente, una característica de esta inven-
ción es la provisión de un procedimiento para el arrastre
de dióxido de azufre de las soluciones tamponadas en la
que está absorbido, mediante arrastre a presión.

20 Las presiones ventajosas para el arrastre de vapor
del dióxido de azufre de una solución de citrato cargada
de dióxido de azufre están comprendidas entre 5 y 65 psig
(0,35 y 4,5 kg/cm²) y preferiblemente entre 15 y 65 psig
(1,05 y 4,5 kg/cm² manométricos). A presiones de 15-65 psig
(1,05-4,5 kg/cm²), la elevada temperatura del vapor de
25 agua, del orden de 250 a 310°F (121 a 154°C), acelera la ve-
locidad de desprendimiento de dióxido de azufre y más que

1 contrarresta cualquier tendencia del dióxido de azufre a pa-
sar a solución a la alta presión implicada. Este mayor des-
prendimiento de dióxido de azufre hace que el vapor de agua
necesario sea del orden de 5 a 8 kg de vapor por kg de
5 dióxido de azufre rectificado, en contraste con las necesi-
dades de vapor de agua que son varias veces mayores en la
operación a baja presión, por ejemplo a la presión atmosfé-
rica o ligeramente superior. A la presión atmosférica o lige-
ramente superior, la corriente gaseosa de dióxido de azufre
10 que sale por la parte superior del aparato requiere un sis-
tema secador y refrigerante o un sistema compresor para re-
cuperar el dióxido de azufre rectificado como producto lí-
quido.

 En el proceso de arrastre a presión de acuerdo con
15 esta invención, el dióxido de azufre rectificado a 15-65 psig
(1,05-4,5 kg/cm²) puede ser condensado directamente con
agua de refrigeración corriente, a una temperatura de 50 a
90°F (10 a 32°C), para producir un dióxido de azufre líqui-
do y evitando así el consumo prohibitivo de energía para
20 secar y refrigerar o comprimir. La corriente superior que
abandona la sección de rectificación de la vasija de arras-
tre se encuentra a una temperatura de unos 240 a 290°F
(116 a 143°C) y puede utilizarse para precalentar el aire
que a su vez puede utilizarse para la mezcla directa con
25 la corriente fría de gases de combustión tratados y recal-

1 tamiento de esta última, procedente de la parte superior
de la torre de absorción, para calentarla a unos 120-140°F
(49-60°C).

5 Aunque es ventajosa una presión de 5 a 65 psig (0,35
a 4,5 kg/cm² manométricos) y se prefiere una presión de
15 a 65 psig (1,05 a 4,5 kg/cm² manométricos), se sobre-
entiende que las ventajas de esta invención se consiguen a
presiones superiores a la atmosférica en general. Los facto-
res limitativos son la descomposición de la solución tampo-
10 nada que puede producirse, por ejemplo a 310°F (154°C), que
corresponde a unos 65 psig (4,5 kg/cm²) y la disponibilidad
de agua de refrigeración a baja temperatura para condensar
los vapores de dióxido de azufre. Por ejemplo, el agua a
60°F (15,5°C) permite operar a 25-30 psig (1,7-2,1 kg/cm²
15 manométricos).

El ahorro de vapor de agua en el proceso de arrastre
a presión de esta invención es tal que sólo se necesita de
un tercio a la mitad del combustible requerido en los pro-
cesos actuales comparables de desulfuración de gases de
20 combustión. El uso del proceso de arrastre a presión del
dióxido de azufre de acuerdo con esta invención permite que
el sistema de desulfuración de los gases de combustión sea
compacto, ya que el equipo regenerador se reduce y, como
éste es un sistema totalmente líquido donde no existen só-
25 lidos ni azufre que obture el equipo, se trata de un siste-

1 ma limpio y sencillo de operar. Por lo tanto, el procedimien
to puede funcionar durante periodos prolongados de tiempo
con menor mano de obra de operación y mantenimiento. Por
lo tanto, esta invención permite ahorrar en varios campos.
5 El precio de coste inicial del equipo es menor debido a
la compacidad del sistema regenerativo, la gran disponibi-
lidad operativa reduce el costoso tiempo de parada y la
posibilidad de ser accionado por un solo operario produce
un ahorro de la mano de obra, todo lo cual se une a la eco-
10 nomía de combustible antes descrita.

Por lo tanto, una característica de esta invención
es proporcionar un procedimiento para el arrastre con va-
por de agua del dióxido de azufre de una solución resul-
tante de un proceso de desulfuración de los gases de combus-
15 tión, que da lugar a una mayor fiabilidad y reduce los
costos.

Estas y otras características, objetos y ventajas de
esta invención, resultarán evidentes en la siguiente des-
cripción detallada de una realización preferida de la misma,
20 tomada en combinación con el dibujo que acompaña a esta
memoria.

BREVE DESCRIPCION DEL DIBUJO

La Figura es un diagrama esquemático que ilustra el
procedimiento para el arrastre de vapor a alta presión del
25 dióxido de azufre absorbido en una solución tamponada de un

1 proceso de desulfuración de gases de combustión, de acuerdo con una realización de esta invención.

DESCRIPCION DE LA REALIZACION PREFERIDA

5 Refiriéndonos a la figura, pueden verse los gases de combustión caliente representados en 2 que entran en un sistema lavador 4 donde el gas se limpia y enfría. El sistema lavador 4 puede ser ventajosamente del tipo venturi que es un aparato comercial y que no requiere más descripción en esta invención salvo señalar que los gases de combustión son limpiados de partículas y enfriados por el agua que entra en el sistema 4 por el punto 6 y el material en partículas como las cenizas volantes es eliminado como se ilustra en 8.

15 El gas que sale del sistema lavador 4 asciende por la torre de absorción 10 en contracorriente con una solución tamponada de citrato descendente, introducida en la torre de absorción 10 en el punto 12 y distribuída en una columna de absorción del tipo de platos o de lecho relleno, mostrada esquemáticamente. La torre de absorción 10 puede ser ventajosamente una columna de platos Peadboy, con los platos 14 que permiten separar con gran rendimiento el dióxido de azufre a bajas relaciones L/G. El gas residual limpio se mezcla tangencialmente con aire caliente, indicado en 16 y sale de la torre de absorción por 18 mientras que el líquido de la torre cargado de dióxido de azufre sale por el fondo

20

25

1 de la misma en 20.

Después de abandonar la torre de absorción, el líquido de citrato cargado de dióxido de azufre se bombea, por ejemplo mediante la bomba 22, para entrar por la parte superior, 5 en el punto 24, de la vasija 26 de arrastre a presión, después de pasar por el economizador 28 donde es calentado por las colas calientes de la vasija de arrastre. Alternativamente, el líquido de la torre de absorción puede salvar parcialmente el economizador 28 y ser introducido por la 10 parte superior de la vasija de arrastre 26, en la sección de rectificación. Dentro de la vasija de arrastre 26, el líquido de la torre de absorción desciende sobre un lecho de relleno o, ventajosamente, sobre los platos esquemáticamente representados en 30. Como resultado de calentar la solución, asciende vapor a través de las aperturas de los 15 platos. El calentamiento tiene lugar en la parte inferior de la vasija de arrastre mediante circulación a través del rehervidor 32. El rehervidor 32 es calentado mediante vapor de agua a presión que entra en 34 para la calefacción directa del líquido cargado de dióxido de azufre que circula a 20 través de los conductos 36 y 38.

La solución tamponada de citrato de la que ha sido arrastrado el dióxido de azufre sale de la vasija de arrastre 26 por el punto 40 y es bombeada, por ejemplo mediante 25 la bomba 42, para entrar de nuevo en la torre de absorción

1 10 como alimentación 12 después de atravesar el economi-
zador 28 y el cambiador de calor 44 donde es enfriada to-
5 todavía más. El dióxido de azufre rectificado y el vapor de
agua salen por la parte superior de la vasija de arrastre
por el punto 46 y entran en el cambiador de calor 48 donde
son condensados al estado líquido mediante agua refrige-
rante corriente y pasan al tanque 50. El dióxido de azu-
fre líquido y el agua se separan en dos fases dentro del
10 tanque 50. La fase más densa de dióxido de azufre se saca
como producto en 52, de donde puede ser procesada de nuevo
para convertirla en ácido sulfúrico, azufre elemental o
productos químicos industriales. La fase líquida superior
del tanque 50, que contiene agua y dióxido de azufre disuel-
to, se devuelve como corriente de reflujo 54 a la sección
15 de rectificación de la vasija de arrastre 26.

 Como alternativa al paso directo al cambiador de ca-
lor 48, el dióxido de azufre y el vapor de agua que salen
de la vasija de arrastre 26 en la corriente 46 pueden pa-
sar por un cambiador de calor 49 del tipo de aletas sobre
20 el que se hace incidir aire, como se indica en 51, para
precalentar el aire que posteriormente puede utilizarse
para la mezcla directa con la corriente fría de gases de
combustión tratados y recalentamiento de esta última, como
se indica en 16, procedentes de la parte superior de la
25 torre de absorción 10. Esta mezcla directa y calefacción de

1 los gases de combustión limpios evita la necesidad de un
serpentín de vapor de agua independiente que es más costoso
y está expuesto a corrosión.

5 Los parámetros preferidos para una operación venta-
josa son los siguientes. El vapor de agua se introduce en
los tubos del rehervidor a una presión superior a la atmos-
férica. Una presión preferida del vapor de agua es de 15
a 65 psig (1,05 a 4,5 kg/cm² manométricos), que proporciona
10 una temperatura del vapor de agua comprendida entre 250 y
310°F (121 y 154°C) en el rehervidor. A esta presión y tempe-
ratura, es acelerada la velocidad de desprendimiento de dió-
xido de azufre del líquido de citrato y aumenta el conteni-
do en dióxido de azufre de la fase de vapor. Por el contra-
rio, operando a una presión de vapor de agua sólo ligeramen-
15 te superior a la atmosférica, por ejemplo 5 psig (0,35 kg/
cm² manométricos), se produce una temperatura en el reher-
vidor de 215 a 220°F (102 a 104°C) y la cantidad de vapor
de agua necesaria es varias veces superior a los 5-8 kg de
vapor requeridos por kg de dióxido de azufre rectificado a
20 alta presión.

Con una presión del vapor de agua de 15-65 psig (1,05-
4,5 kg/cm²), el agua de refrigeración del cambiador de ca-
lor 48 puede estar a una temperatura comprendida entre 50
y 90°F (10 y 32°C) para producir dióxido de azufre líquido.
25 como producto de cabezas. Sin embargo, la operación a la

1 presión atmosférica o a 5 psig (0,35 kg/cm² manométricos)
requiere un sistema secador y refrigerante para recuperar
el dióxido de azufre rectificado como producto líquido.
La corriente de cabezas 46 que sale de la sección de rec-
5 tificación o superior de la vasija de arrastre 26 se encuen-
tra a una temperatura de 280-290°F (138-143°C) y puede uti-
lizarse para precalentar el aire que posteriormente produ-
ce un recalentamiento de 20°F (11°C) de los gases de combus-
tión tratados. Es decir, la corriente de gases de combustión
10 que sale de la parte superior de la torre de absorción por
el punto 18 se encuentra a unos 120-140°F (49-60°C) y pue-
de ser recalentada mediante este aire precalentado a unos
140-160°F (60-71°C) mediante el uso razonable del calor de
la corriente de cabezas 46. Además, haciendo trabajar la
15 vasija de arrastre a 50-65 psig (3,5-4,5 kg/cm²), la vasija
de arrastre se convierte en una unidad compacta porque el
volumen real del caudal de gas es un quinto del de la uni-
dad a baja presión.

La mayor economía de vapor de agua del arrastre a alta
20 presión del dióxido de azufre de una solución tamponada de
citrato fué confirmada mediante prueba de una columna de
arrastre de 8" (20 cm) de diámetro, para simular la desul-
furación de gases a una escala de 0,25 megawatios. El equipo
de prueba incluía una torre de relleno con un diámetro inter-
25 no de 7 7/8" (200 mm), rellena con 12 pies (366 cm) de sille

1 tas cerámicas Berl de 1/2" (20,7 mm). La torre se mantuvo
a 65 psig (4,5 kg/cm² manométricos) mediante nitrógeno a
presión. Una carga de 21 galones (79,5 litros) de una solu-
ción 0,5M de citrato se llevó a pH 4,0 mezclando ácido cí-
5 trico 0,5M y citrato sódico 0,5M. Se enfrió el líquido de
la parte inferior y se recicló a razón de 2,25 galones
(8,5 litros) por minuto, bajo una presión de 20 psi (1,4
kg/cm²) sobre la presión del sistema a través de un tanque de
retención relleno y una ventana de vidrio. Después de aflo-
10 jar la presión a 65 psig (4,5 kg/cm² manométricos), el re-
ciclo se calentó con 5-10°F (2,8-5,6°C) de la temperatura
de las cabezas y se introdujo en la torre a tres cuartas
partes de la distancia vertical.

15 En la corriente reciclada presurizada se bombeó una
cantidad medida de dióxido de azufre líquido antes de la sec-
ción de retención. Se analizó el reciclo de la última ope-
ración para determinar las composiciones de la parte infe-
rior y el reciclo. El condensado de la parte superior se
recoge en un aparato de medida y la fase superior se bombea
20 a la cima de la torre. La fase inferior se drena a un recep-
táculo mantenido a una presión de 55 psig (3,8 kg/cm² mano-
métricos). Se determinan los caudales de ambas capas dete-
niendo su flujo y cronometrando la acumulación en el aparato
de medida.

25 La economía de vapor de agua se determinó mediante ba-

1 lances de calor alrededor de la torre. El vapor de agua
condensado no se recogió en la parte inferior ya que este
vapor de agua incluye el condensado de las líneas de ali-
mentación y del calderín. La columna se calentó eléctricamen-
5 te a la temperatura de la parte superior para eliminar las
pérdidas de calor por este motivo.

Los resultados de diversas operaciones representati-
vas del fraccionamiento de una solución 0,5M de citrato con
un pH inicial de 3,95, realizado a 65 psig ($4,5 \text{ kg/cm}^2$ mano-
10 métricos) se encuentran en la Tabla I. La Operación 1 se
realizó un día distinto de la Operación 2. Los resultados
indican que se obtiene un ahorro de vapor de agua de 5,4 a
8,9 libras de vapor por libra de dióxido de azufre recti-
ficado con un grado de arrastre variable entre 86 y 98 %.
15 Además, la segunda operación indica que no hubo dificultad
en obtener un condensado difásico a unas temperaturas de
condensación de hasta 89°F (32°C) y una presión de 65 psig
($4,5 \text{ kg/cm}^2$ manométricos). Se halló que esta capa de dióxido
de azufre contenía alrededor de 5 % de agua.

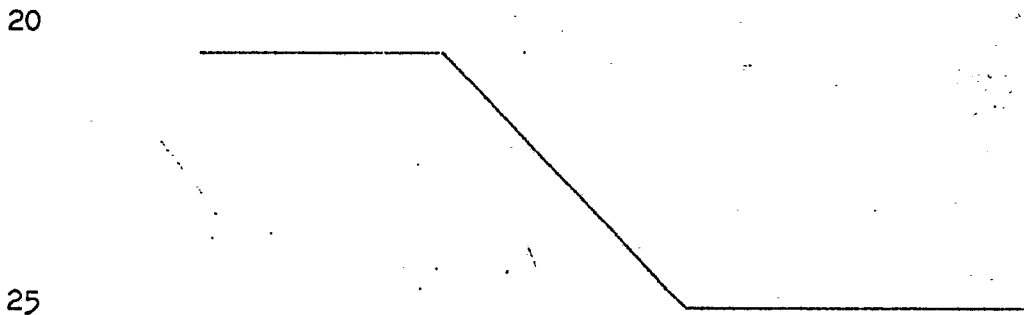


TABLA I

OP.	Tiempo, minutos	Temperatura, °F (°C)			Reflujo	Ahorro de vapor de agua, kg de valor/kg de SO ₂	Porcentaje de dióxido de azufre rectificado
		Calderín	Cabezas	Reciclo			
1	0	306 (152,2)	(300) (148,9)	302 (150,0)	(60) (15,6)		
	68	310 (154,4)		300 (148,9)		5,4	88
	103	310 (154,4)	(300) (148,9)	300 (148,9)	55 (12,8)	6,2	8,6
2	0	310 (154,4)	303 (150,5)	280 (137,8)	56 (13,3)		
	35	311 (155,0)	305 (151,6)	300 (148,9)	55 (12,8)	5,8	93
	65	313 (156,1)	296 (146,7)	295 (146,2)	76-86 (24,4-30,0)	7,4	93
	105	312 (155,6)	301 (149,3)	295 (146,2)	80 (26,7)	8,9	88
	135	311 (155,0)	300 (148,9)	295 (146,2)	86 (30,0)	8,5	90
	215	311 (155,0)	296 (146,7)	295 (146,2)	89 (31,7)	8,2	91

1

5

10

15

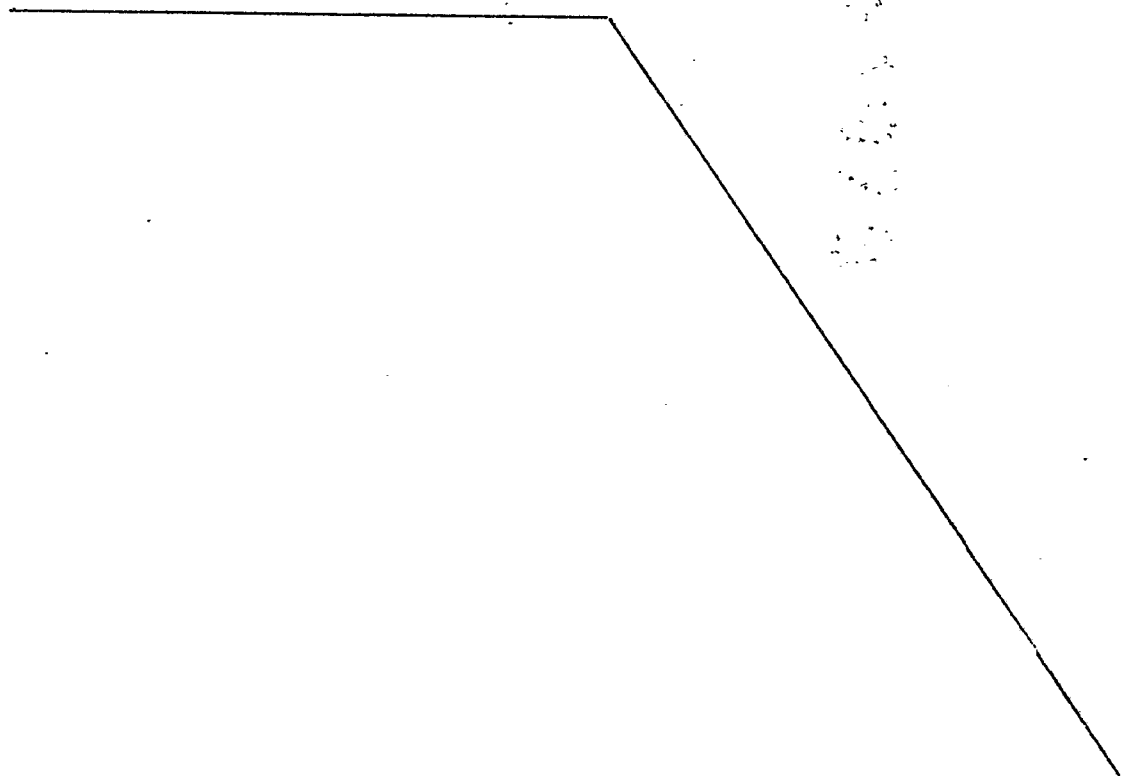
20

25

30

TABLA I

<u>Op.</u>	<u>Tiempo, minutos</u>	<u>Temperatura, °F (°C)</u>				<u>Ahor de a valor</u>
		<u>Calderín</u>	<u>Cabezas</u>	<u>Reciclo</u>	<u>Reflujo</u>	
1	0	306 (152,2)	(300) (148,9)	302 (150,0)	(60) (15,6)	
	68	310 (154,4)		300 (148,9)		
	103	310 (154,4)	(300) (148,9)	300 (148,9)	55 (12,8)	
2	0	310 (154,4)	303 (150,5)	280 (137,8)	56 (13,3)	
	35	311 (155,0)	305 (151,6)	300 (148,9)	55 (12,8)	
	65	313 (156,1)	296 (146,7)	295 (146,2)	76-86 (24,4-30,0)	
	105	312 (155,6)	301 (149,3)	295 (146,2)	80 (26,7)	
	135	311 (155,0)	300 (148,9)	295 (146,2)	86 (30,0)	
	215	311 (155,0)	296 (146,7)	295 (146,2)	89 (31,7)	



1

5

10

15

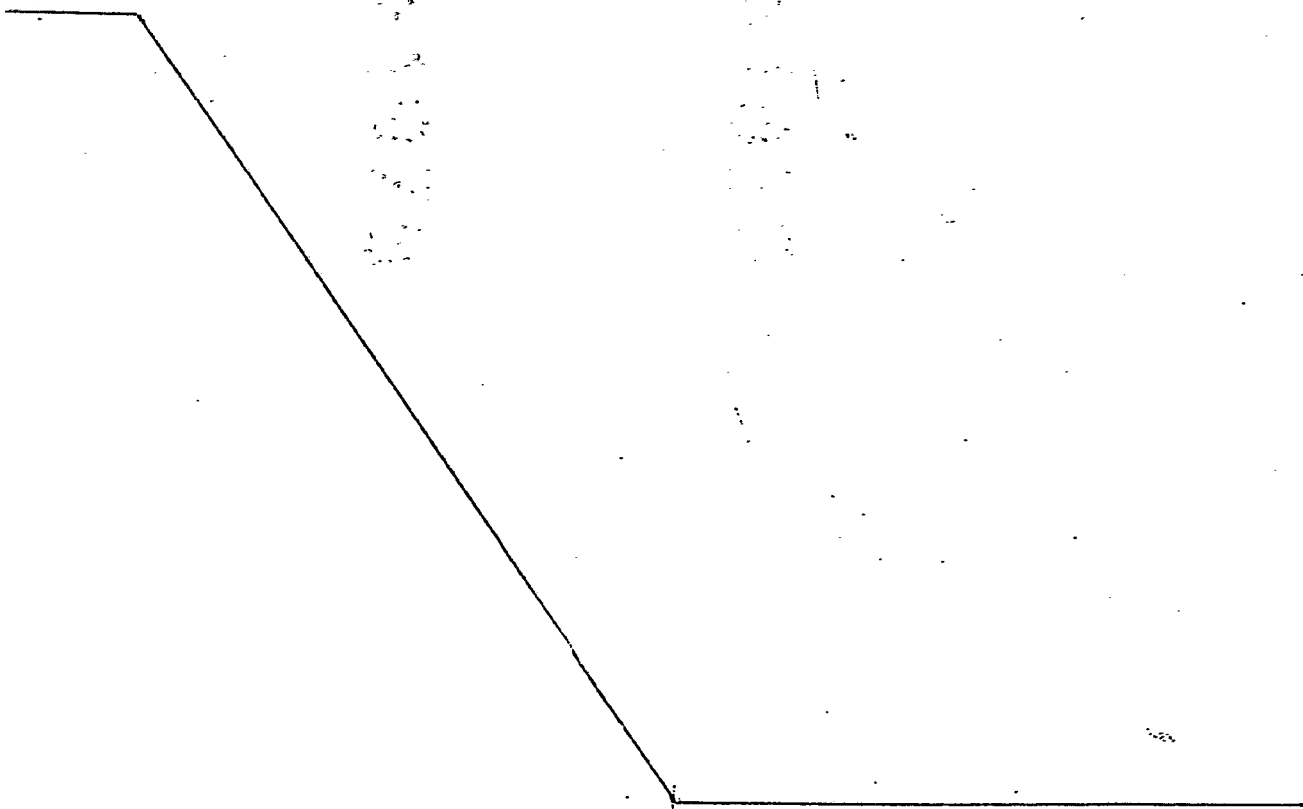
20

25

30

TABLA I

<u>Temperatura, °F (°C)</u>			<u>Ahorro de vapor de agua, kg. de valor/kg de SO₂</u>	<u>Porcentaje de dióxido de azufre rectificado</u>
<u>Cabezas</u>	<u>Reciclo</u>	<u>Reflujo</u>		
300 (148,9)	302 (150,0)	(60) (15,6)		
	300 (148,9)		5,4	88
300 (148,9)	300 (148,9)	55 (12,8)	6,2	8,6
303 (150,5)	280 (137,8)	56 (13,3)		
305 (151,6)	300 (148,9)	55 (12,8)	5,8	93
296 (146,7)	295 (146,2)	76-86 (24,4-30,0)	7,4	93
301 (149,3)	295 (146,2)	80 (26,7)	8,9	88
300 (148,9)	295 (146,2)	86 (30,0)	8,5	90
296 (146,7)	295 (146,2)	89 (31,7)	8,2	91



1 En un proceso de arrastre a vapor de agua con
 citrato para la desulfuración de gases de combustión para
 una planta de 25 megawattios que produce 110.000 ACFM(3110
 m³/minuto) de gases combustibles a 300 °F (148,9°C), el
5 consumo de vapor de agua es de 12.500 libras (5670 kg) por
 hora, con un consumo de potencia de 280 kilowattios y se re-
 cuperan 30 STPD de dióxido de azufre líquido. La energía
 total necesaria es, por lo tanto, de 362 BTU (91,2 kcal)
 por kilowatio-hora (KWH). Estos cálculos se basan en una
10 caldera de 25 megawattios alimentada con hulla al 3,5 % de
 azufre y supone la presencia de un precipitador electrostá-
 tico con una eficacia del 99,5 %.

 En la Tabla II se comparan los incrementos de
 energía necesarios para diversos procesos de desulfuración
15 de gases de combustión. La evaluación de la Tabla II supone
 una caldera de 500 megawattios que utiliza hulla al 3,5 % de
 azufre, con un precipitador electrostático del 99,5 % de
 eficacia e incluye un recalentamiento de los gases de com-
 bustión de 20°F (11°C) para los procesos de arrastre a pre-
20 sión con citrato, aunque en la mayoría de los casos la can-
 tidad de energía necesaria para recalentar es del orden del
 1 % a 100 BTU/KWH (25,2 kcal/KWH), sin haber realizado nin-
 guna deducción especial en estas cifras. Los resultados
 demuestran que incluso aunque el consumo de vapor de agua
25 aumentara el 50 % debido a las condiciones de la planta, el

1 consumo de combustible aumentaría solamente desde 362 hasta 487 BTU/KWH (91,2 a 122,7 kcal/KWH) en comparación con 607 a 1038 BTU (153 a 261,6 kcal)/KWH para otros procesos de desulfuración de gases de combustión regenerables.

5

TABLA II

Procedimiento	Consumo incremental total de combustible (BTU/KWH) (kcal/KWH)
Piedra caliza	(390) (98,2)
Magnesio	1038 (261,6) (azufre)
	604 (152,2) (ácido)
Lavado con sulfito Wellman-Lord	840 (211,7)
Citrex (fosfato)	670 (168,8)
Atomic International Process	670 (168,3)
Proceso de arrastre con vapor de agua de SO ₂ (a 5 kg de vapor de agua por kg de SO ₂)	362 (91,2)

10

15

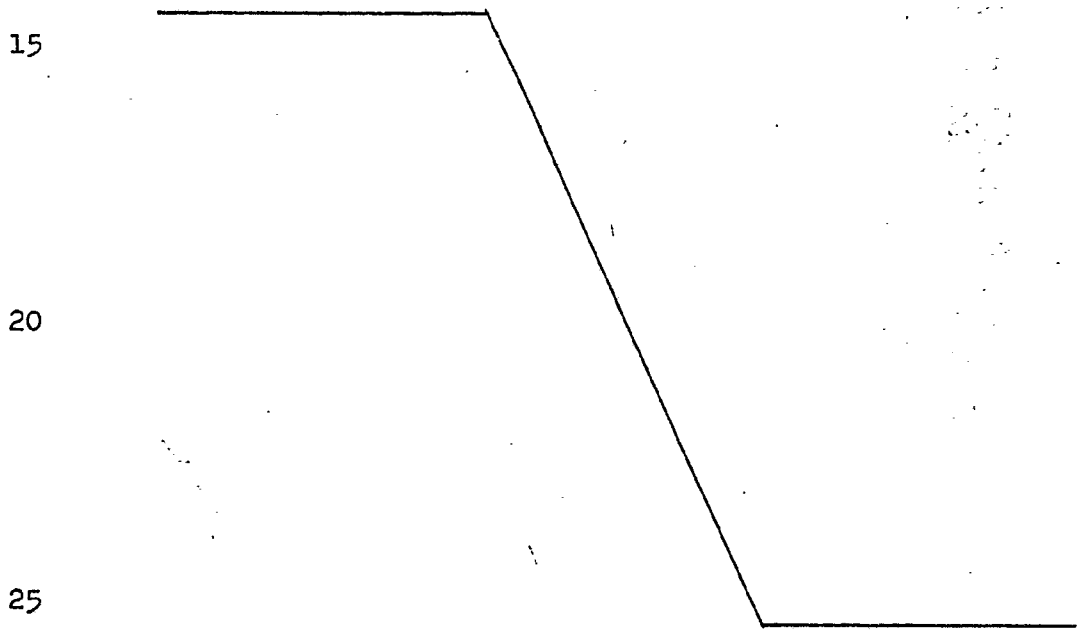
20

25

Los resultados anteriores son sorprendentes e inesperados ya que normalmente se esperaría que el arrastre del dióxido de azufre a presión requeriría una mayor cantidad de vapor de agua por kg de dióxido de azufre rectificado que el arrastre a la presión atmosférica. No solo no es así en el procedimiento de esta invención sino que, además, se obtienen otras muchas ventajas. Por ejemplo, cuando se arrastra a la presión atmosférica, el dióxido de azufre debe ser secado en una columna con un material adecuado como ácido sulfúrico concentrado, gel de sílice, alúmina o similares y des-

1 pués refrigerado o condensado por licuefacción. Aquí se
obtiene como producto dióxido de azufre líquido empleando
agua de refrigeración a las temperaturas normales del agua
de refrigeración de la planta. Aunque la realización descri-
5 ta se dirige a la separación del dióxido de azufre de una
solución tamponada con citrato, el procedimiento es aplicable
a la separación de otras soluciones orgánicas tamponadas del
tipo de glicolato, glioxalato, acetato y similares. Asimismo,
el sistema es aplicable a cualquier gas conteniendo dióxido
10 de azufre como gas de fundición y similares y el uso del
término gases de combustión se aplica a todos ellos.

En resumen la Patente de Invención que se solicita
deberá recaer sobre las siguientes:



REIVINDICACIONES

1

1. Un procedimiento para la recuperación de gases de dióxido de azufre, cuyo procedimiento comprende:

5

a) absorber el dióxido de azufre procedente de los gases que lo contienen, en una solución acuosa orgánica tamponada;

b) calentar dicha solución que contiene dióxido de azufre a una temperatura superior a 100°C a una presión sustancialmente superior a la presión atmosférica;

10

c) condensar el vapor de agua y el dióxido de azufre, separar y recuperar el dióxido de azufre.

2. Un procedimiento según la reivindicación 1, donde la presión es de 15 a 65 psig (1,05 a 4,5 kg/cm² manométricos).

15

3. Un procedimiento según la reivindicación 1, donde el calentamiento se realiza con vapor de agua a presión superior a la atmosférica y la cantidad de vapor de agua requerida por kg de dióxido de azufre separado es menor que la requerida cuando se calienta con vapor de agua a la presión atmosférica.

20

4. Un procedimiento según la reivindicación 1, donde la solución se calienta a una temperatura superior a 212°F (100°C).

5. Un procedimiento según la reivindicación 1, donde la solución se calienta a una temperatura comprendida entre 250 y 310°F (121 y 154°C).

25

6. Un procedimiento según la reivindicación 5, donde la cantidad de vapor de agua requerida por kg de dióxido de

1 azufre recuperado es del orden de 5 a 8 kg.

7. Un procedimiento según la reivindicación 3, donde los vapores recuperados de dióxido de azufre se condensan a dióxido de azufre líquido empleando un medio refrigerante a una temperatura comprendida entre 50 y 90°F (10 y 32°C).

8. Un procedimiento según la reivindicación 3, donde la temperatura de los vapores de dióxido de azufre arrastrados de la solución está comprendida entre 240 y 300°F (116 y 149°C).

9. Un procedimiento según la reivindicación 1, donde se calienta la solución acuosa a una temperatura superior a 102°C se condensa el dióxido de azufre y el vapor de agua en un intercambiador de calor refrigerado con agua y se recupera el dióxido de azufre sin secar, refrigerar ni comprimir.

10. Un procedimiento según la reivindicación 1, donde la solución tamponada acuosa contiene el uno o más radicales orgánicos formados entre el grupo citrato, glicolato, glioxalato y acetato, se calienta la solución a una temperatura de 121°C a 154°C, a una presión de entre 1 y 4,5 kg./cm² y después, se separa y condensa el vapor y el dióxido de azufre para su separación y recuperación.

11. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita:

25 UN PROCEDIMIENTO PARA LA RECUPERACION DE GASES DE DIOXIDO

1 DE AZUFRE.

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente memoria descriptiva que consta de veinticuatro páginas mecanografiadas y dibujos adjuntos.

Madrid, 3 marzo 1.978

BERNARDO UNGRIA

p.p.

5

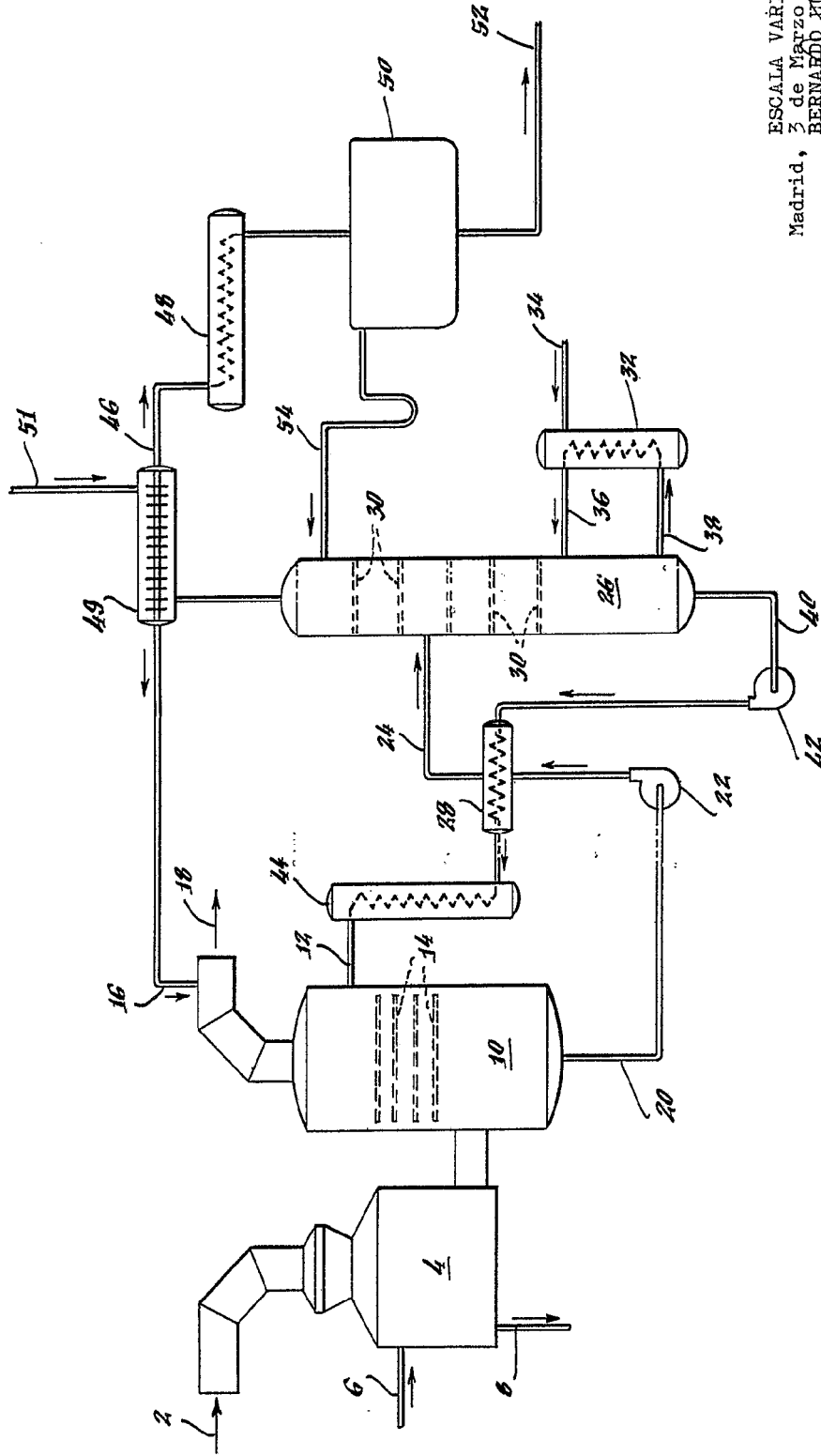
10

15

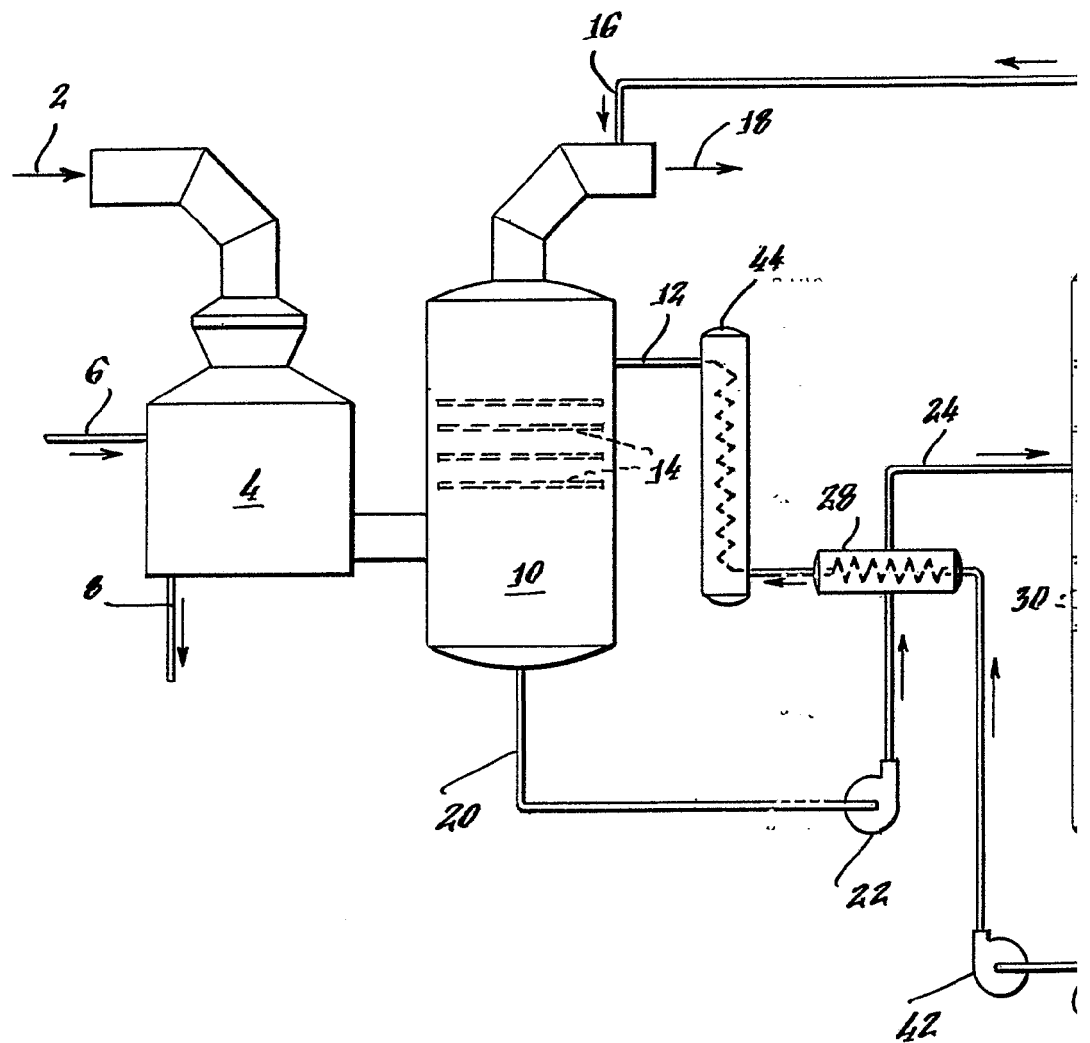
20

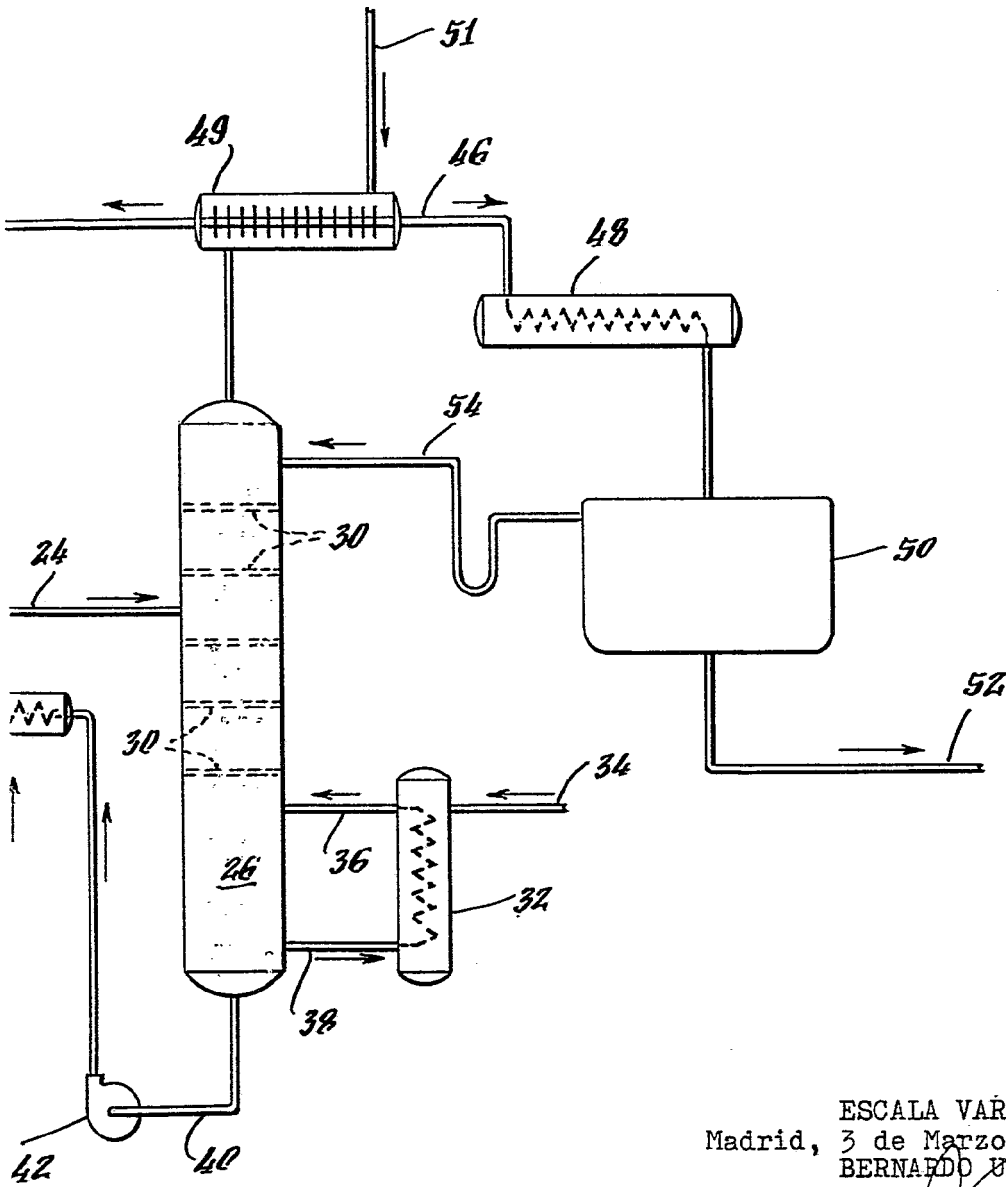
25





ESCALA VARIABLE
3 de Marzo de 1978
Madrid, BERNARDO ENRIQUETA
P.P.





ESCALA VARIABLE
Madrid, 3 de Marzo de 1978
BERNARDO UNGRIA
p.p.