



CLASIFICACION	CA
FECHA DE RECEPCION	01
LABORANTE	D

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de una

PATENTE DE INVENCION

Solicitante: 1) ROBERT LEARD IRVINE.
2) FOSTER WHEELER LIMITED.

Residencia: 1) Rob Nes. Pyle Hill, WOKING, Surrey, Inglaterra.
2) Foster Wheeler House, Chapel Street, LONDON,
N.W. 1, Inglaterra.

Enunciado: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA SEPARACION DE GASES ACIDOS DE MEZCLAS GASEOSAS".

Prioridad: de la solicitud de patente británica No. 8921/68 del 23 de febrero de 1.968.

- - - -



Este invento se refiere a un procedimiento para la separación de gases ácidos de mezclas gaseosas y, más particularmente, a la separación de dióxido de carbono de mezclas gaseosas con una elevada presión parcial de dióxido de carbono.

5 La separación de gases ácidos de mezclas gaseosas que los contienen se lleva frecuentemente a cabo mediante un tratamiento de la mezcla gaseosa con un disolvente de tipo químico, o sea un disolvente que separa el gas ácido por combinación química en lugar de mera combinación física.

10 Sin embargo, el uso de disolventes de tipo químico para este fin presenta en verdad serios inconvenientes, que se derivan en particular de la naturaleza exotérmica de la reacción que resulta de la combinación química del gas ácido con el disolvente. En los procedimientos convencionales, la elevada temperatura del
15 disolvente químico (y gas ácido combinado) que abandona la fase de absorción se traduce en una degradación del disolvente y un aumento considerable en la incidencia de corrosión en ulteriores fases de tratamiento.

20 El disolvente más común y efectivo para la separación de gas ácido es monoetanolamina (MEA) y el uso del disolvente en los procedimientos convencionales ciertamente adolece de los inconvenientes previamente mencionados.

25 Se ha comprobado ahora que estos inconvenientes pueden superarse sustancialmente incluyendo en un procedimiento por otra parte básicamente convencional para la separación de gases ácidos utilizando un disolvente químico, una fase de refrigeración asociada con la fase de absorción y entre ésta y la fase de recuperación y utilización del disolvente, una fase de vaporización instantánea.

30 Por consiguiente, el presente invento facilita un pro-



cedimiento para la separación de gases ácidos de mezclas gaseosas poniendo éstas en contacto con una solución básica que comprende: efectuar la puesta en contacto de la mezcla gaseosa con la solución básica en una torre de absorción, alimentándose la mezcla gaseosa al fondo de la torre de absorción por medio de un refrigerador de reacción, siendo alimentada la solución básica en sentido descendente a través de la torre a contracorriente con respecto a la mezcla gaseosa, haciéndose pasar la totalidad o parte de la solución básica que sale de la parte inferior de la torre de absorción a través del calor del refrigerador de reacción en contacto directo con la mezcla gaseosa que pasa al interior de la torre de absorción; conducir la solución básica rica a una fase de vaporización instantánea, compuesta por dos o más fases respectivas, y llevar después la solución básica rica a una fase de regeneración.

En el procedimiento del invento, el absorbedor de gas ácido puede ser cualquier torre de tipo conocido hacia cuyo fondo fluye el disolvente y hacia cuya parte superior se desliza el gas susceptible de tratamiento. Este penetra en el absorbedor por medio de un refrigerador de reacción a través del cual pasa también el disolvente que ha descendido por la torre, o sea el disolvente rico. Así pues, el disolvente rico es enfriado con el fin de extraer el calor de reacción generado mediante combinación con el gas ácido en la torre y por otra parte la masa del gas ácido es absorbida por el disolvente antes de que el gas penetre en la torre, y como quiera que esta absorción de masa tiene lugar en el refrigerador de reacción, se reduce al mínimo el aumento de temperatura del disolvente. Se ajusta la alimentación de gases a la fase de absorción con el fin de asegurar un equilibrio favorable de la proporción gas ácido/disolvente a la temperatura del disolvente que abandona la torre de absorción. Dado que el disolvente que abandona la torre



se halla notablemente más frío que en la misma fase en un procedimiento convencional, puede ser mayor la proporción de gas ácido a disolvente con lo que se obtiene una más eficaz utilización del disolvente.

5

El procedimiento del invento proporciona además la ventaja adicional de que, como resultado de la absorción inicial del gas ácido en el disolvente en el refrigerador de reacción y la resultante reducción de calor exotérmico en la parte inferior del absorbedor, la parte superior de éste está caliente en relación con la parte inferior respectiva y esto suprime la condensación que de otro modo puede tener lugar cuando el gas objeto de tratamiento contiene sulfuro de hidrógeno.

10

15

Quando se emplea la solución de amina efluente del refrigerador de reacción en la base del absorbedor como medio de refrigeración para la escasa solución de amina que penetra por la parte superior del absorbedor, la temperatura de la solución en la parte superior de éste es más caliente que la de la base debido a la verdadera naturaleza de trueque térmico. De este manera se reduce al mínimo la condensación de gases condensables que permanecen y aumentan en una concentración debido a la separación de gas ácido ya que la temperatura en la parte superior del absorbedor se halla siempre por encima de la de la base. El sistema deseado puede ajustarse procediendo al ajuste de las superficies de los trocadores de vaporización MEA provistos.

20

25

En la forma corriente, el gas limpio escapa al exterior desde la parte superior de la torre de absorción. El disolvente rico que abandona la fase de absorción pasa a una torre de vaporización instantánea con trocadores de disolvente asociados. La torre de vaporización puede constar de una serie de fases respectivas, estando una de éstas asociada con cada trocador de disolvente. Des-

30



pués de descender por la torre de vaporización instantánea el disolvente pasa a una fase de recuperación y utilización que puede ser de diseño convencional.

5 Se observa que el disolvente que penetra en la fase de recuperación del proceso según el invento se encuentra a una temperatura mucho más baja y contiene mucho menos gas ácido y agua que el disolvente en una fase equivalente de un proceso convencional.

10 Una forma de realización específica del procedimiento según el invento se refiere a la separación de dióxido de carbono del producto gaseoso procedente de la producción de hidrógeno o gas sintético usando monoetanolamina como disolvente de tipo químico. Esta forma de realización se ilustra con ayuda del plano que se acompaña. Refiriéndonos ahora al plano, el gas de alimentación penetra en el absorbedor a través de la línea 1 que pasa a través del refrigerador de reacción 2 y al interior del absorbedor 3 de dióxido de carbono. La amina pobre es alimentada al absorbedor 3 a través de la línea 4 y se la hace descender por el absorbedor a contracorriente del gas de alimentación. La amina rica
15 abandona el fondo del absorbedor a través de la línea 5 y pasa por el refrigerador de reacción 2 estableciendo contacto con el gas de alimentación que penetra en el sistema. El gas exento de dióxido de carbono es extraído a partir de la parte superior del absorbedor a través de la línea 6. La amina rica, tras pasar a través del refrigerador, se dirige por medio de la línea 7 y turbina hidráulica subyacente 8 al interior de la torre de vaporización instantánea de cinco fases 9. La amina rica desciende por dicha torre, fase por fase, por medio de trocadores térmicos 10, 11, 12 y 13 asociados
20 con las fases de vaporización segunda a quinta. La amina pobre es separada de la base de la torre de vaporización instantánea a través
25
30



de la línea 14 y la bomba 15 y es alimentada a una torre de recuperación de amina 16. El dióxido de carbono es extraído de la torre de vaporización en 17. La amina pobre pasa a través de la torre de recuperación por medio del rebullidor de efluente reactor 18 y rebullidor caldeado por vapor 19 y abandona la torre en 20 y pasa por la bomba 26 a un recuperador de amina, no representado. Asociado con la parte superior de la torre de recuperación de amina existe un sistema condensador de recuperación de amina que comprende la línea 21 a través de la cual pasa dióxido de carbono con un contenido de amina que pasa a través del refrigerador 22 al condensador 23 a partir del cual se alimenta la amina condensada a través de la línea 24 de nuevo a la parte superior de la torre de recuperación. El dióxido de carbono es extraído del condensador 23 a través de la línea 25.

Las utilidades del procedimiento pueden ser, y de hecho son, mejoradas mediante el reciclado de amina en diversas fases. Algunas de éstas se representan si bien no han sido descritas en detalle.

La siguiente es una comparación de la efectividad del procedimiento del invento comparado con uno convencional. El procedimiento del invento en esta comparación se halla ilustrado en el esquema de fases que forma el plano anexo.

Material de alimentación que ha de tratarse 520 psia, 119°F(48°C)

		<u>Moles/H</u>
25	H ₂ O	100
	CO ₂	5.496
	CO	50
	H ₂	25.140
	CH ₄	<u>1.064</u>
30		31.850



CO_2 ha de reducirse a menos de 2 moles por hora en el producto del absorbedor.

5 La concentración de solución de amina a regenerador de amina debe consistir en 20 por ciento en peso de monoetanolamina por 80 por ciento en peso de agua.

El calor de reacción generalmente aceptado de dióxido de carbono en soluciones de monoetanolamina, 36.300 Btu por mol de dióxido de carbono, se supone corresponde y es independiente de la concentración, o sea moles de CO_2 por mol de amina.

10 Agua de refrigeración de 70°F (21,11°C) es utilizada con temperaturas aproximadas de 10°F (-12,22°C) para los refrigeradores de agua.

15 Los trocadores de amina para los sistemas convencionales se supone están diseñados bien para una salida de amina rica de 205°F (96,11°C) (máximo permitido), o para una aproximación de 10°F (-12,22°C) en la entrada de amina rica, cualquiera que sea limitativa.

20 La presión de conjunto del regenerador o entrada a la sección de recuperación de amina es de 16,2 psia, y el regenerador dispone del equivalente de 30 cubetas en la sección de separación. El dióxido de carbono residual en la amina pobre regenerada es de 0,10 mol de dióxido de carbono por mol de amina.

25 Los beneficios del sistema perfeccionado de condensado y recuperación de calor se aplican al sistema convencional de tal manera que se lleva a cabo una comparación únicamente de las secciones de tratamiento de amina. El servicio del rebullidor NEA de efluente reactor para ambos casos es, por consiguiente de 49,4 MMBTU/H. El vapor (50 psia) suministra el restante calor de rebullición.



	<u>Procedimiento del invento</u>	<u>Procedimiento convencional</u>
Alimentación a regenerador		
5	Moles dióxido carbono por mol amina	0,46 0,50
	Temperatura, °F	181 (82,77°C) 205 (96,11°C)
Amina rica del absorbedor		
10	Moles dióxido carbono por mol amina	0,80 0,50
	Temperatura, °F	80 (26,66°C) 135 (57,22°C)
	CO ₂ a sección absorción, MPH	1.502 5.496
Amina rica de sección absorción		
15	Moles dióxido carbono por mol amina	0,291 0,50
	Temperatura, °F	108 (42,22°C) 136 (57,77°C)
Amina pobre a absorbedor		
	Cantidad, LB./H	
	CO ₂	34.496 60.456
	MEA	478.545 837.835
20	H ₂ O	<u>1.860.036</u> <u>3.351.340</u>
	Total:	2,373.077 4,249.631
	Temperatura, °F	82 80
	Función refrigerador	214,7 -
	reacción absorbedor, MMBTU/H	
25	Función refrigerador	- 251,5
	trim amina pobre, MMBTU/H	
Primera evaporación		
	Temperatura, °F	72 (22,22°C) -
30	CO ₂ liberado, MPH	394 -



	<u>Procedimiento del invento</u>	<u>Procedimiento convencional</u>	
	Segunda evaporación		
	Temperatura, °F	99 (37,11°C)	-
	CO ₂ liberado, MPH	628	-
	Tercera evaporación		
5	Temperatura, °F	134 (56,66°C)	-
	CO ₂ liberado, MPH	706	-
	Cuarta evaporación		
	Temperatura, °F	176 (80°C)	-
	CO ₂ liberado, MPH	755	-
10	Quinta evaporación		
	Temperatura, °F	181 (82,77°C)	-
	CO ₂ liberado, MPH	186	-
	Funciones trocador amina MMBTU/H ⁽¹⁾		
15	Segundo trocador vaporización	85,5	-
	Tercer trocador vaporización	108,2	-
	Cuarto trocador vaporización	<u>134,0</u>	<u>-</u>
	Total	327,7	351,8
	Función quinto trocador efluente reactor vaporización, MMBTU/H		
20		21,7	(2)
	Alimentación a torre recuperación amina		
	CO ₂ MPH	4.472	5.494
	H ₂ O MPH	3.361	16.372
25	Temperatura, °F	178 (81,11°C)	206 (96,66°C)
	Función condensador recuperación amina, MMBTU/H	60,0	289,0
	Función rebullidor vapor regene- rador amina, MMBTU/H (3)	215,3	489,5
30	Requerimientos totales refrige- ración, MMBTU/H	274,7	540,5



(1) Aun cuando las funciones parecen ser casi las mismas, los trocadores térmicos requeridos para el procedimiento convencional serían notablemente mayores al considerar las diferencias de temperatura empleadas a continuación:

5

Procedimiento convencional

Amina pobre	232	→	145
Amina rica	<u>205</u>	←	<u>135</u>
	27		10

Procedimiento del invento

10

	<u>4ª evaporación</u>		<u>3ª evaporación</u>		<u>2ª evaporación</u>
Amina pobre	232 → 172		172 → 122		122 → 82
Amina rica	<u>176</u> ← <u>134</u>		<u>134</u> ← <u>99</u>		<u>99</u> ← <u>72</u>
	56 38		38 23		23 10

15

(2) El procedimiento del invento utiliza el efluente reactor tras el calentamiento del agua de alimentación del rebullidor MEA de efluente reactor y bullidor directo, en tanto que el procedimiento convencional disiparía normalmente esta misma cantidad de calor a aire por medio de refrigeradores de aire. El procedimiento del invento permite la utilización de trocadores tubulares de aletas fijas con efluente reactor en el lado de la cubierta.

20

(3) Se genera vapor a 50 psia en la sección de recuperación de calor tras una conversión de cambio CO de baja temperatura equivalente a 262,2 MMBTU/H. Esto es suficiente para el procedimiento del invento y da como resultado un exceso de 46,9 MMBTU/H que puede usarse en otra parte. El tratamiento de amina convencional debe suplementar este vapor de desecho de 50 psia con el equivalente de 227,3 MMBTU/H procedente de otras fuentes, como por ejemplo vapor de contrapresión procedente de turbinas.

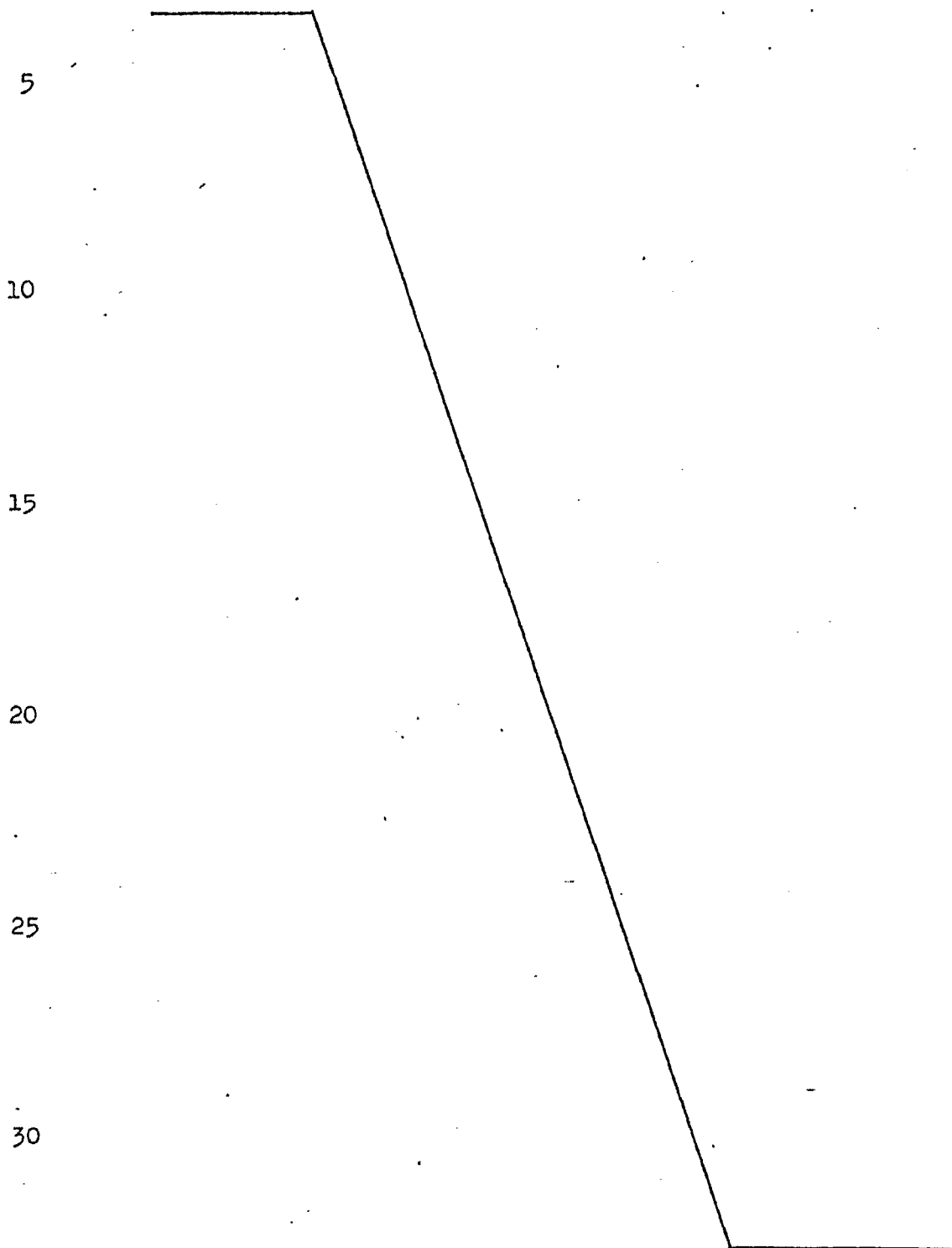
25

30

La anterior tabulación ilustra la notable disminución en las funciones de equipo lograda por el procedimiento del invento.



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





21 F

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la separación de gases ácidos de mezclas gaseosas poniendo éstas en contacto con una solución básica, que comprende: efectuar la puesta en contacto de la mezcla gaseosa con la solución básica en una torre de absorción, alimentándose la mezcla gaseosa al fondo de la torre de absorción por medio de un refrigerador de reacción, siendo alimentada la solución básica en sentido descendente a través de la torre a contracorriente con respecto a la mezcla gaseosa, haciéndose pasar la totalidad o parte de la solución básica que sale de la parte inferior de la torre de absorción a través del calor del refrigerador de reacción en contacto directo con la mezcla gaseosa que pasa al interior de la torre de absorción; conducir la solución básica rica a una sección de vaporización instantánea, compuesta por dos o más fases respectivas; y llevar después la solución básica rica a una fase de regeneración.
2. Un procedimiento según la reivindicación 1, en el cual ajustando la acción del refrigerador de reacción se mantiene la sección superior de la torre de absorción a una temperatura más elevada que la sección inferior.
3. Un procedimiento según las reivindicaciones 1 o 2, en el cual la mezcla gaseosa es el resultado de la producción de gases hidrógeno o sintético.
4. Un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el cual el gas ácido es dióxido de carbono y/o sulfuro de hidrógeno.
5. Un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el cual la solución básica comprende una etanolamina, con preferencia monoetanolamina.
6. Se reivindica por último, como objeto sobre el que ha



de recaer la Patente de Invención que se solicita: "UN PROCEDIMIENTO
PARA LA SEPARACION DE GASES ACIDOS DE MEZCLAS GASEOSAS".

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presen-
te Memoria, que consta de trece páginas mecanografiadas y dibujos
que se acompañan.

5

Madrid, 21 Febrero 1969
BERNARDO UNGRIA
P.P.

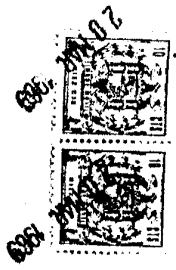
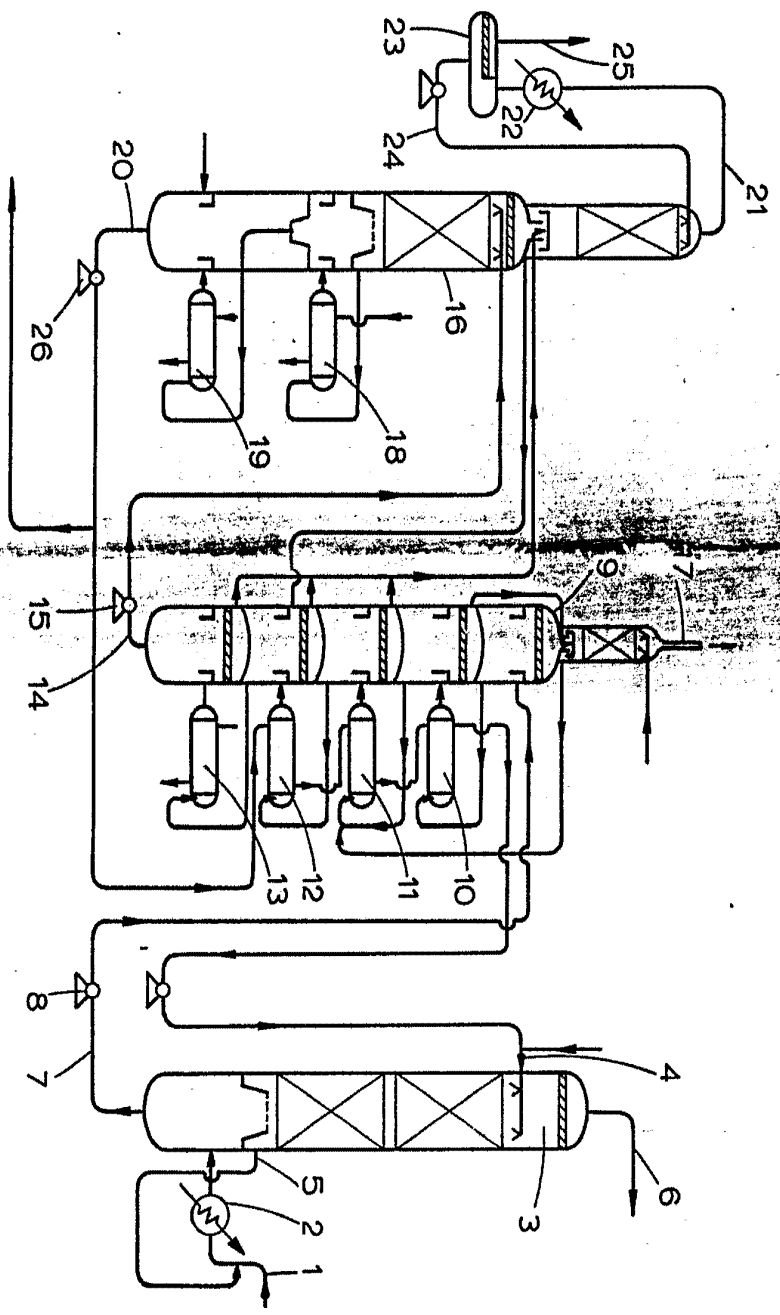
10

15

20

25

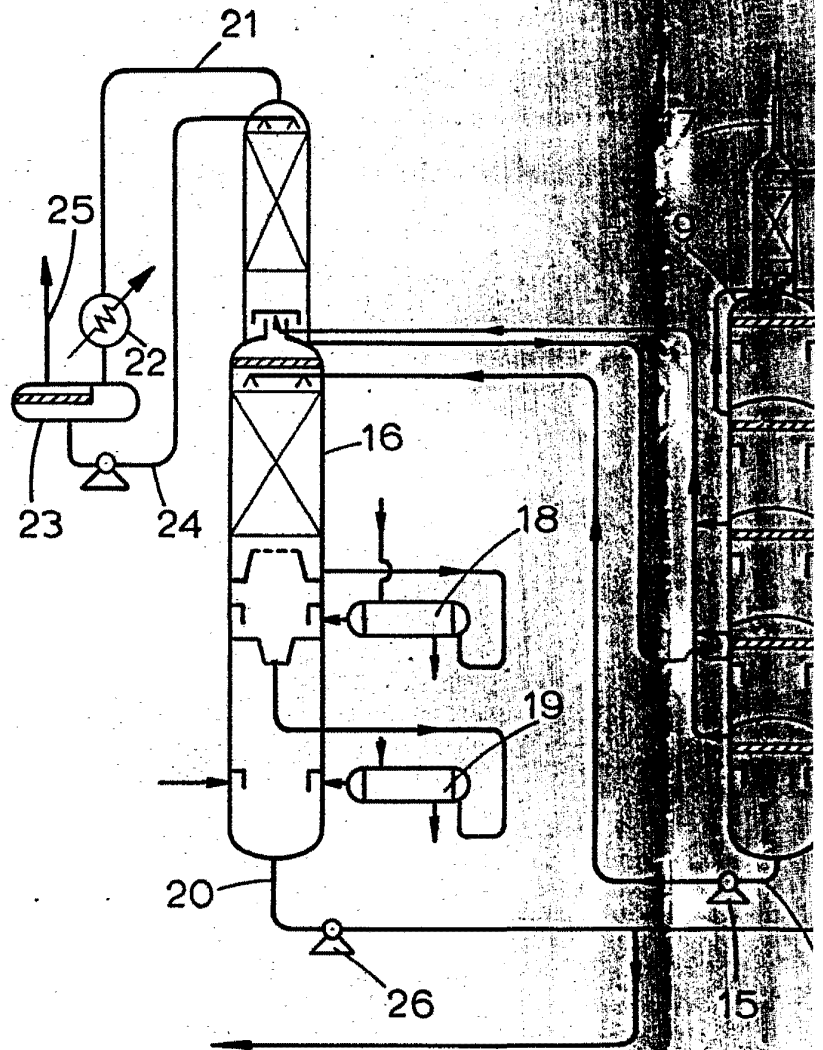
30



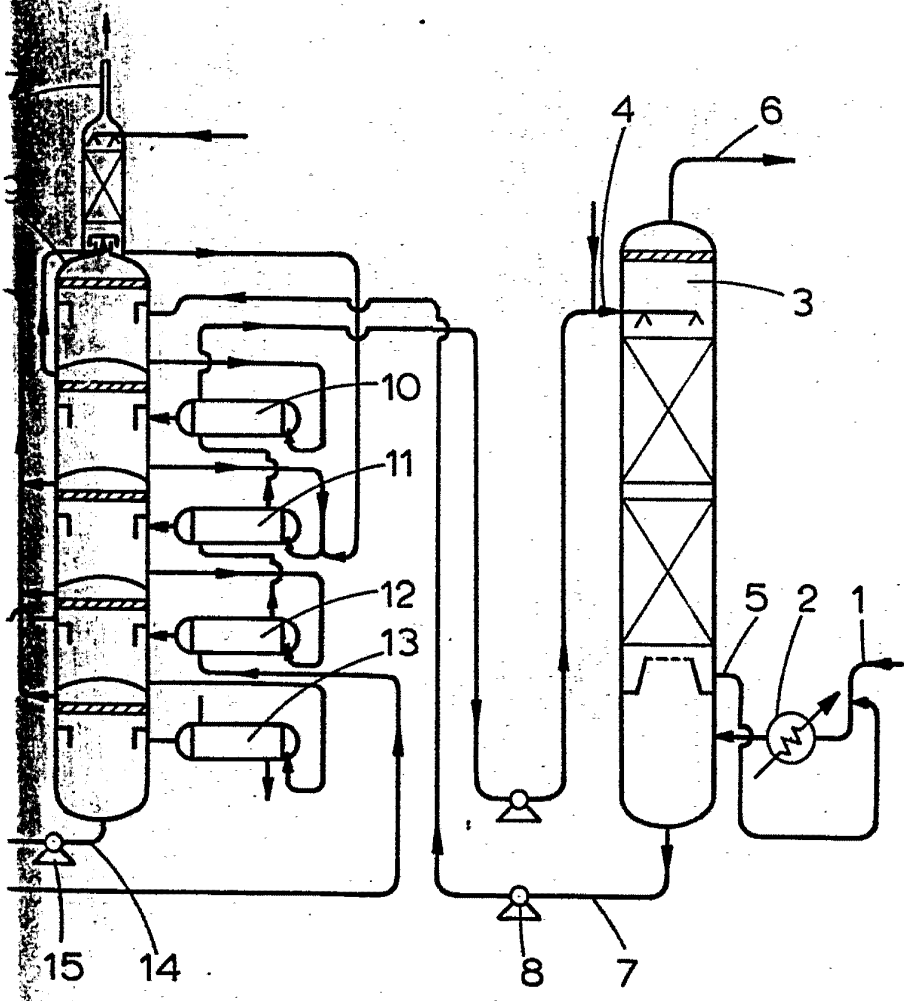
ESCALA VARIABLE
 MADRID 21 DE febrero DE 1969
 SARGUARDUO UNGAIA
 P. B.

[Handwritten signature]

POOR
 QUALITY



POOR
QUALITY



ESCALA VARIABLE
MADRID, 21 DE febrero DE 1969
BERNARDO UNGRIA
P.E.