

234492



234492

MEMORIA DESCRIPTIVA

que se acompaña a

la solicitud de

una PATENTE de INTRODUCCION por DIEZ AÑOS en ESPAÑA

a favor de

HOMER EDWIN LENSON y JOSEPH HERMAN FIELD, 544 Overlook Drive,
Pittsburgh PA. y 3177 Shady Avenue, Pittsburgh PA. (Ambos de nacio-
nalidad norteamericana)

p o r

"UN METODO PARA ELIMINAR DIOXIDO DE CARBONO Y SULFURO DE HIDROGENO DE
UNA MEZCLA DE GAS".

Fuente de origen: Basada en la Patente francesa 644.952, solicitada
el 20-III-1955 y su adición 55.034 sol. 1-III-1955.

—ooOoo—

234499



Este invento se refiere a un método perfeccionado para separar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de mezclas de gas que contienen - cualquiera de estos gases ligeramente ácidos, o ambos a la vez.

5 - Actualmente, cierto número de importantes procedimientos industria-
les requieren la eliminación de grandes cantidades de sulfuro de hidróge-
no y dióxido de carbono de las mezclas de gases en que se producen. Por
ejemplo, en la gasificación de carbono en los generadores de gas de agua
convencionales, o en otras clases de generadores, para producir "gas de
ciudad" o gas de síntesis para síntesis como son la de amoníaco, la de -
10 - metanol, la de Fischer-Tropsch y la llamada síntesis de "Oxo", deben eli-
minarse grandes cantidades de dióxido de carbono y de sulfuro de hidróge-
no del gas en bruto antes de que sea apropiado para su empleo. De igual
suerte, en la producción de hidrógeno del carbono o del gas natural, de-
ben extraerse grandes cantidades de CO₂ formadas por la reacción de la
15 - desviación del gas de agua. En el propio procedimiento de Fischer-Tropsch,
se producen enormes cantidades de dióxido de carbono como producto deri-
vado de síntesis, y deben extraerse del gas del cola de síntesis con ob-
jeto de conseguir una utilización óptica de la alimentación de gas puro.

20 - Según la práctica comercial corriente de hoy día, el dióxido de -
carbono y el sulfuro de hidrógeno se eliminan absorbiendo estos gases en
soluciones acuosas de reactivos alcalinos como son el carbonato de pota-
sio y etanolamina. Las soluciones acuosas de etanolaminas, particularmen-
te monoetanolamina y dietanolamina, se emplean hoy grandemente como agen-
tes limpiadores para extraer estos gases. También se emplean en unas -
25 - cuantas instalaciones comerciales, soluciones de carbonato de potasio.

30 - Según se practica actualmente, los procedimientos de limpieza de
esta clase implican una gase de absorción llevada a cabo, a aproximada-
mente, la temperatura atmosférica, y una fase de regeneración en la que
la solución ensuciada se calienta a su punto de ebullición para arrojar
los gases absorbidos. Ya que la absorción tiene lugar a temperaturas re-
lativamente bajas y la regeneración a temperaturas relativamente eleva-

¿o fase?



5 - das, y ya que la solución circula constantemente entre ambas fases, es necesario calentar y enfriar alternativamente la solución en una escala de temperaturas relativamente amplia. Incluso con un equipo de intercambio de calor eficiente, no se puede, en esta clase de operación, evitar serias pérdidas de calor entre las fases de absorción y regeneración. — Aunque se puede calentar previamente la corriente fría de la fase de absorción de 40° a 50° F, aproximadamente, de la temperatura necesaria en la fase de regeneración por intercambio de calor con la solución regenerada por calor que sale de la fase de regeneración, una temperatura más

10 - aproximada a ésta no resulta económico, porque el coste del equipo de intercambio de calor se hace prohibitivamente elevado. Como consecuencia, debe aplicarse continuamente calor adicional en la fase de regeneración, por lo general en forma de vapor para compensar esta pérdida en calor — sensible. Además, ya que la solución regenerada, según sale del intercambiador de calor, no es, por lo general, lo suficientemente baja en temperatura, se necesita usualmente una refrigeración adicional de esta corriente, lo que precisa grandes cantidades de agua de refrigeración, antes de que se introduzca en la columna de absorción.

20 - A causa de las elevadas pérdidas de calor inherentes que se producen en este tipo de procedimiento, las exigencias de energía, en forma de costes de vapor, ascienden a alrededor de un 80% del coste total del CO₂ t y/o H₂S limpiadores de una mezcla de gas que se contenga estos gases. Por lo tanto, resulta aparente que si se pueden disminuir las exigencias de energía de este procedimiento en cierta cantidad sustancial,

25 - pueden conseguirse importantes economías en el coste total de la operación.

30 - Es el principal objeto del presente invento el proporcionar un procedimiento mejorado del tipo general que se expone más arriba, que haga posible una reducción sustancial en la cantidad de energía necesaria para eliminar una cantidad dada de dióxido de carbono y/o de sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas que contenga cualquiera de estos gases o ambos.



Otro fin importante del invento es proporcionar un procedimiento para eliminar o extraer CO_2 y/o H_2S en el que el equipo usual de intercambio de calor, que ordinariamente representa el equipo de mayor coste de toda la instalación, se evite totalmente o se reduzca grandemente.

5 - En resumen, el invento comprende un procedimiento en el que tanto la fase de absorción como la de regeneración se llevan a cabo, a sustancialmente, la misma temperatura relativamente elevada, la cual puede variar un tanto de por bajo a por encima de la temperatura de ebullición de la solución a la presión atmosférica según resulta de la descripción que se hace más adelante. La fase de absorción se opera a una presión super-atmosférica mayor de 50 libras/pulg.², mientras que la regeneración de la solución tiene lugar por reducción de presión, seguida por eliminación de ebullición y vapor a presión que se aproxima a la presión atmosférica. Ya que hay poco o ningún enfriamiento de la solución conforme pasa de la fase de regeneración al absorbedor, se pierde poco o ningún calor sensible entre las dos fases como en los procedimientos usuales, y, además, se elimina o reduce muchísimo la necesidad de un costoso equipo de intercambio de calor,

10 -

15 -

En términos generales, la mayoría de las soluciones limpiadoras alcalinas empleadas para la eliminación de CO_2 y H_2S operan en el procedimiento del invento. En particular, el invento comprende el uso de soluciones relativamente concentradas de carbonatos de metal de alcalí, como son el potasio y carbonato de sodio, los fosfatos de metal de alcalí, como son el fosfato de potasio, y las alcanolaminas, particularmente la monoetanolamina y la dietanolamina. Como se detallará más ampliamente más adelante, la mayor ventaja se obtiene empleando soluciones concentradas de carbonato de potasio, y por ello debe entenderse que el uso de las soluciones de carbonato de potasio representa la incorporación preferida del invento.

20 -

25 -

Para mejor comprensión del invento, deben consultarse ahora los dibujos anexos, donde la figura 1 es un diagrama que ilustra el sistema básico que incorpora los principios del invento, en donde la columna del -

30 -

234499²⁶



generador se mantiene a una presión atmosférica o ligeramente más elevada que ésta.

5 - Refiriéndonos ahora a la figura 1, la corriente de gas de la que hay que extraer el dióxido de carbono y/o sulfuro de hidrógeno, se introduce por la tubería 1 en el fondo de la columna del absorbedor 2. El absorbedor 2 puede ser de cualquier tipo adecuado de torre de contracorriente de lavado, capaz de producir un contacto íntimo entre el líquido limpiador o de lavado y la mezcla de gas. Por ejemplo, la columna del absorbedor puede equiparse con tapas de burbujas 3, como se indica en el -
10 - dibujo, o puede estar provistas de una empaquetadura adecuada como son - aros de Raschig o asientos de Berl. La columna 2 se mantiene bajo una presión superatmosférica de, cuando menos, 50 lbs/pulg. cuadrada, y, preferentemente, a 100 lbs/pulg. cuad., cuando menos, de calibre, y la mezcla de gas suministrada a través de la tubería 1 debe estar, desde luego, a
15 - la presión de la columna.

En el absorbedor son necesarias presiones elevadas por dos razones: La primera de todas, para asegurar presiones parciales relativamente elevadas de dióxido de carbono y/o sulfuro de hidrógeno en la mezcla de gas. Ya que la absorción se efectúa, aproximadamente, a la misma temperatura
20 - que aquélla a la cual se regenera la solución, la presión parcial de equilibrio de dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno sobre la solución es relativamente elevada y, por consecuencia, la absorción no es posible a menos que la presión parcial de estos gases en la corriente de gas entrante sea también relativamente elevada. A menos que la presión parcial de/
25 - CO₂ o H₂S en el gas entrante sea mayor que la presión parcial de equilibrio de CO₂ o H₂S sobre la solución que sale del fondo de la columna de absorción, no puede ocurrir ninguna absorción. La presión parcial del gas que se va a lavar es proporcional a su concentración de porcentaje en la mezcla de gas y a la presión total bajo la cual se mantiene la mezcla de
30 - gas. Por ello, es evidente que cuanto más elevada sea la presión total bajo la cual funciona el absorbedor, más elevada será la presión parcial -

2344996



inicial del gas que se va a eliminar y, por lo tanto, más eficientemente podrá lavarse este gas.

5 - La segunda razón por la que se precisan presiones elevadas en el procedimiento del invento es reducir al mínimo las pérdidas debidas a la vaporización de la solución en la columna de absorción. Ya que la absorción se lleva a cabo a temperaturas que se aproximan a la temperatura de ebullición atmosférica de la solución, a presiones por bajo de unas 50 libras por pulgada cuadrada se producirá una excesiva volatilización de la solución con las consecuentes pérdidas de calor.

10 - La presión mejor desde el punto de vista económico, que ha de mantenerse en la superficie de absorción, está regulada por cierto número de consideraciones, incluido el valor a que se desea reducir el porcentaje de concentración del gas que se va a eliminar, si se dispone bajo presión de la mezcla inicial de gas, y si la propia corriente de gas purificada se va a utilizar o no en condiciones de presión elevada. El límite inferior de la presión de operación se establecerá en cada caso por la reducción deseada en el porcentaje de concentración del gas que se va a eliminar. Bajo cualquier grupo dado de condiciones de operación y una mezcla inicial de gas dada, cuanto más bajo sea el valor a que deba reducirse la concentración de CO₂ y/o H₂S, más elevada tiene que ser la presión de operación en el absorbador. No hay límite superior de presión de operación excepto el establecido por consideraciones de diseño y otros factores económicos.

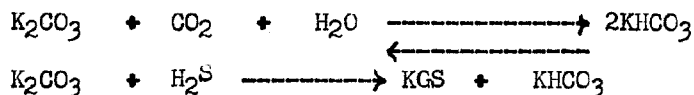
25 - La solución regenerada por calor procedente de la fase de regeneración se introduce en la parte superior de la columna a través de la tubería 4. La solución entra en la parte alta a una temperatura no sustancialmente inferior a la temperatura de la solución que sale de la fase de regeneración. La solución caliente fluye hacia abajo contra la corriente del gas producido, Durante este contacto de contracorriente, el dióxido de carbono y/o el sulfuro de hidrógeno presentes en la corriente de gas son absorbidos por la solución, y la corriente de gas, que contiene



una concentración disminuida de estos componentes, deja la parte superior de la columna del absorbedor por la tubería 5.

5 - Si el gas en bruto introducido en la parte inferior de la columna no está saturado con respecto al licor de lavado de la torre, se saturará durante su recorrido a través de la torre de lavado. En este caso, es de desear proporcionar un condensador 30 en la tubería 5, y refluir una cantidad suficiente del condensador acuoso a la columna nuevamente, para mantener la concentración de la solución en el sistema al mismo nivel. Si la mezcla de gas que penetra por la parte inferior de la columna del absorbente está saturada con respecto al licor de lavado, no sería necesario un condensador en la tubería 5.

10 - Desde luego, el mecanismo de absorción diferirá según el absorbente particular empleado. Empleando una solución acuosa de un carbonato de metal de alcalí (por ejemplo, de carbonato de potasio), ocurrirá las siguientes reacciones durante la absorción del dióxido de carbono y del sulfato de hidrógeno, respectivamente:

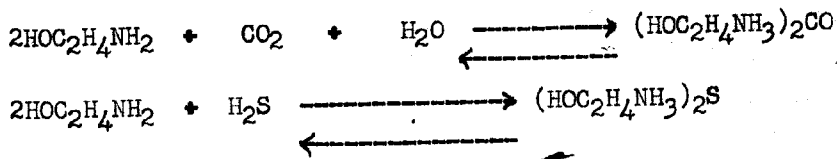


20 - En el caso de soluciones de carbonato de metal de alcalí, la regeneración se efectúa por descomposición del bicarbonato y/o bisulfuro durante la fase de absorción. Generalmente, la descomposición del bicarbonato o bisulfuro no se completa en la fase de regeneración y, por lo tanto, la solución que entra en la parte superior de la columna de absorción contiene generalmente una mezcla de carbonato y bicarbonato y/o bisulfuro. Por consecuencia, se entiende que la expresión "solución acuosa de un carbonato de metal de alcalí" comprende el empleo de mezclas de carbonato con bicarbonato y/o bisulfuro. Se entiende además que la expresión "solución acuosa de un fosfato de metal de alcalí" y "solución acuosa de una alcano
25 - lamina" comprende mezclas de estos compuestos con los productos de adición de CO2 y H2S de estos compuestos que se forman en el absorbedor. En
30 -

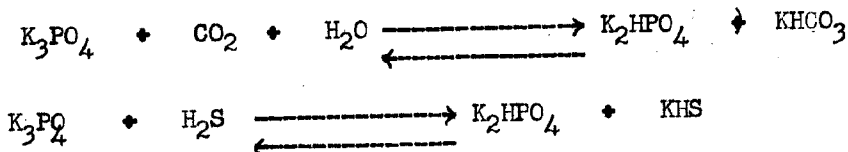
234499



pleando una solución acuosa de monoetanolamina, las reacciones en el absorbedor pueden representarse de la siguiente manera:



5 - Al emplear una solución acuosa de fosfato de potasio, las reacciones que ocurren en el absorbedor son las siguientes:



10 - Ya que todas las reacciones de absorción indicadas más arriba son de naturaleza isotérmica, habrá un aumento progresivo de temperatura de la solución de lavado conforme pasa de la parte superior al fondo de la columna de absorción. La magnitud de esta elevación depende de la exotermicidad de la reacción particular. Con soluciones de carbonato de potasio, por ejemplo, la elevación de temperatura tiende a ser menor que con

15 - soluciones acuosas de monoetanolamina, ya que las reacciones de absorción con monoetanolamina son aproximadamente tres veces tan exotérmicas como las que se producen cuando se emplea una solución de carbonato de potasio.

20 - La solución ensucia, que contiene gas ácido absorbido, se quita del fondo de la columna a través de la tubería 6 y pasa a una cámara de vaporización instantánea 7 después de que la presión ejercida sobre la solución se ha reducido sustancialmente al pasar a través de la válvula de relajamiento de presión 8. En virtud de la reducción de presión, una parte del gas absorbido se vaporizará inmediatamente de la solución. Simultáneamente con la evolución de una porción del gas absorbido, se desprenderán grandes cantidades de vapor. La mezcla de vapor y gas desabsorbido se elimina de la cámara de vaporización a través de la tubería. 9

25 - El desprendimiento del gas y el desprendimiento del vapor son ambos procedimientos endotérmicos y, por consecuencia, la temperatura de la solución en el recipiente de vaporización tendrá a disminuir. La mag-

¿o tenderá?

30 -

234499²⁶



nitud de la caída de temperatura dependerá de la endotermicidad de la reacción de descomposición que acompaña a la desabsorción de gas y de la cantidad de vapor que se desprenda.

5 - La solución regenerada parcialmente sale de la cámara 7 a través de la tubería 10 y pasa a la parte superior de la columna de despojamien-
 to 11 equipada con tapas de burbuja 12. En la parte inferior de la colum-
 na hay un serpentín cerrado de vapor 13. Por medio del calor suministra-
 do a través del serpentín de vapor 13, la solución que hay en la parte
 inferior de la columna se lleva a su punto de ebullición, y el vapor pro-
 10 - ducido por el líquido en ebullición se eleva contracorriente a través de
 la solución que fluye hacia abajo, a través de la columna. Si se desea,
 puede emplearse un serpentín abierto de vapor en lugar de, o además del
 serpentín cerrado 13 con el fin de introducir vapor vivo directamente en
 la solución. El empleo de un serpentín de vapor cerrado solo, según se
 15 - indica en el dibujo, se prefiere, sin embargo, en el sistema indicado en
 la figura 1.

Como resultado de la ebullición y desprendimiento de vapor simultá-
 neos a que está sujeta la solución en la columna de despojamiento, se —
 desabsorben más cantidades del gas ácido absorbido, y una mezcla de va-
 20 - por y de gas desasorbido deja la partes superior de la columna por la tu-
 bería 14. Esta mezcla pasa a un condensador (14) donde se/condensa el va-
 por y el producto condensado (refleje) nuevamente a la parte superior de -
 la torre por la tubería 16. La corriente efluyente procedente del conden-
 sador, conteniendo una elevada concentración de dióxido de carbono y/o
 25 - sulfuro de hidrógeno, se elimina por la tubería 17 y puede utilizarse -
 para cualquier fin que se desee.

La mezcla de vapor y gas desabsorbido de la cámara de vaporización
 7 se introduce, por la tubería 9, en la columna de despojamiento a un ni-
 vel intermedio. Esta forma de operación es ventajosa cuando la concentra-
 30 - ción del gas desabsorbido en la mezcla de vapor y gas desabsorbido proce-

*ojo
 ¿ se repite?
 refluye?*

254492



dente de la cámara de vaporización es menor que la concentración del gas desabsorbido de la mezcla que sale de la torre por la tubería 14. Este -
será frecuentemente el caso, ya que, en la operación de vaporización, el
vapor se desprende generalmente en un promedio más rápido que el gas ab-
5 - sorbido, debido, probablemente, al hecho de que el desprendimiento del -
vapor es un fenómeno puramente físico, mientras que la evolución del gas
absorbido implica la descomposición química de los compuestos formados en
el absorbedor. Si la concentración del gas desabsorbido en la mezcla de
arriba del vaporizador es inferior a la concentración del gas desabsorbi-
10 - do en la corriente superior que sale de la columna de desprendimiento,
esto significa que la mezcla de vapor y gas desabsorbido procedente del
vaporizador todavía tiene capacidad de desprendimiento con respecto a la
solución más cerca de la parte superior de la columna de desprendimiento.
Puede aprovecharse esta característica de desprendimiento introduciendo
15 - la mezcla en la columna a un nivel donde la presión parcial de CO₂ y/o
H₂S sobre la solución en ese punto sea aproximadamente la misma que la
presión parcial de CO₂ y/o H₂S en la mezcla superior del vaporizador.

No obstante, debe entenderse que el uso de un recipiente indepen-
diente de vaporización, según se indica en la figura 1, no es necesario
20 - y, en muchos casos, puede dispensarse con escasa o ninguna pérdida en la
economía total de operación. En este caso, la corriente procedente de la
parte inferior del absorbedor se introduce directamente en la parte supe-
rior del regenerador, donde entonces tiene lugar la vaporización como se
indica en las Figuras 1A, 5 y 6 de los dibujos.

25 - En la incorporación indicada en la figura 1, la columna 11 del rege-
nerador se mantiene a una presión atmosférica o a una presión algo más -
por encima de la atmósfera, como por ejemplo de unas 30 lbs/pulg.². A
estas presiones, la temperatura de ebullición de la solución variará de
unos 220° F a unos 290° F, y, consiguientemente, la solución saldrá del
30 - regenerador a estas temperaturas y entrará en el absorbedor a, sustancial-
mente, las mismas temperaturas. Mientras que las presiones del regenera-

234492

- 11 -



5 - dor de hasta 30 lbs/pulg.2 de calibre, son las consideradas dentro del
amplio alcance de este invento, estas presiones producen unas temperatu-
ras de ebullición de la solución correspondientemente altas, lo que sig-
nifica que la temperatura de la solución que entra en el absorbedor es
relativamente alta, haciendo difícil absorber el CO₂ y H₂S, ya que la -
presión parcial de estos gases sobre la solución aumenta con el aumento
de temperatura. De este modo, en tanto que el procedimiento puede presen-
tar cierta ventaja sobre los métodos ya existentes incluso a presiones
del regenerador tan elevadas como de 30 lbs/pulg.2, se consigue una me-
10 - jor economía de operación cuando se emplean presiones de regenerador más
cercanas a la atmosférica, como resulta evidente de las curvas de la fi-
gura 3 y 4 que se describirá más adelante. En realidad, en la mayoría de
los casos, se conseguirá grandes economías de operación en un sistema
tal como el que se indica en la figura 1A, donde las presiones de rege-
nerador son algo por bajo de la atmosférica, como se verá también según
15 - las figuras 3 y 4.

La solución regenerada por el calor sale de la parte inferior de
la columna de desprendimiento por la tubería 18 y vuelve a completar el
ciclo pasando a la torre de absorción por medio de la bomba repetidora
del ciclo 19 y la tubería 4. Como se ha recalcado anteriormente, el pro-
cedimiento del invento se caracteriza por el hecho de que hay escasa o
ninguna refrigeración de la corriente que fluye desde el regenerador al
absorbedor, de forma que se evitan sustancialmente las grandes pérdidas
de calor corrientes ocasionadas por el enfriamiento y calentamiento atre-
20 - nados de la solución entre las dos fases. De este modo, en el sistema
básico indicado en la figura 1, la solución vuelve a completar el ciclo
desde la parte inferior del regenerador a la parte superior del absor-
bedor sin enfriamiento de ningún género. No obstante, en algunos casos
podrá parecer más deseable enfriar deliberadamente todo el vapor en una
pequeña cantidad, como por ejemplo 20° F, o enfriar una porción menor
30 - por mayor cantidad, como 30° a 60° F, que después se introduce separada-



mente en la parte superior del absorbedor, según se describirá subsiguientemente con más detalle. En tanto que este ligero enfriamiento pueda producir cierta pérdida sensible de calor, puede emplearse ventajosamente — cuando se desee reducir la concentración residual de CO_2 y/o H_2S a un nivel inferior en los gases que salen del absorbedor, ya que, por lo general, cuanto más fría esté la solución en la torre de absorción en condiciones iguales, más baja será la concentración de CO_2 y H_2S en los gases de salida. Las pérdidas resultantes del enfriamiento aun cuando toda la solución esté a 20°F , son pequeñas en contraste con las pérdidas inter-fase que se producen en las operaciones convencionales.

Mientras que puede conseguirse una economía sustancial en el coste de equipos y de energía empleando cualquiera de los agentes alcalinos de lavado anteriormente mencionados en la forma más arriba descrita, se obtienen mayores ventajas de este invento empleando soluciones concentradas de carbonato de potasio. Las mezclas de carbonato de potasio-bicarbonato son tan solo moderadamente solubles a temperaturas atmosféricas (en los procedimientos convencionales de lavado donde se emplean soluciones de carbonato de potasio a temperaturas atmosféricas, la normalidad de potasio, generalmente, no es mayor de 3N). No obstante, a temperaturas que se aproximan al punto de ebullición atmosférica de la solución, el carbonato de potasio y mezclas del mismo con bicarbonato de potasio, son mucho más solubles. Es ésta una ventaja distintiva, ya que más soluciones concentradas pueden absorber mayores cantidades de CO_2 y H_2S por volumen de solución. Cuanto más concentrada es la solución, más pequeña es la cantidad de solución que debe circular, y mas pequeña es la cantidad de energía de calor que se precisa para eliminar una cantidad dada de estos gases. En el procedimiento del invento, se emplearan generalmente soluciones que tengan normalidades de potasio del orden de 4 a 14 y, preferentemente, normalidades del orden de 5 a 11, aunque en algunos casos quizá sea mejor emplear soluciones diluidas.

En contraste con las soluciones de etanolamina corrientemente popu-

234492



9

5 -

10 -

15 -

20 -

25 -

30 -

lares, el carbonato de potasio es una materia de iniciación sustancialmente más barata. En lugar de carbonato de potasio, puede emplearse hidróxido de potasio para formar la solución inicial, o para rellenar la solución con objeto de compensar las pérdidas acaecidas durante la operación. En contraste también con los agentes de lavado de amina, las soluciones de carbonato de potasio no sufren pérdidas debidas a volatilización, que es un problema costoso en el actual procedimiento de lavado comercial de etanolamina. Además, las soluciones de carbonato de potasio son muchísimo más adecuadas para emplear de acuerdo con el invento en que la exotermicidad de las reacciones de absorción es relativamente pequeña, y, por lo tanto, la solución sufre una elevación más pequeña de temperatura desde la parte superior a la inferior de la columna de absorción. Las reacciones de absorción de amina, por otra parte, son alrededor de tres veces tan exotérmicas y, por ello, la solución asciende a una temperatura correspondientemente más elevada. De este modo, para una temperatura dada en la parte superior de la columna de absorción, la temperatura media de absorción en el caso de soluciones de carbonato de potasio será más pequeña, y en la temperatura inferior, se podrá efectuar un lavado más eficiente.

La relativa superioridad de las soluciones de carbonato de potasio para emplearlas de acuerdo con el invento se realiza aún más por el hecho de que estas soluciones tienen una eficiencia total mayor como agentes de lavado en las temperaturas relativamente elevadas que se mantienen en la fase de absorción. El cuadro siguiente representa este hecho. En el cuadro, la presión parcial de equilibrio del dióxido de carbono sobre las soluciones acuosas de carbonato de potasio y monoetanolamina con cantidades variantes de dióxido de carbono absorbidas en la solución, se indica por una solución de 8.1N K_2CO_3 a 284° F y una solución de 2.5N monoetanolamina a la misma temperatura.

234492¹⁴ -



Contenido de CO ₂ de solución Pies cúbicos por galón.	Presión parcial de CO ₂ sobre la solución (Lbs/puls.2 abs)	
	Solución de 8.1N K ₂ CO ₃ a 284° F	Solución de 2.5N monoetanolamina a 284° F.
2	--	16
3	--	42
4	2	120
5	9	300
6	22	600
7	40	600
8	70	"
9	120	"
10	180	"

5 - De este cuadro resalta que la solución de carbonato de potasio a la misma temperatura elevada y al mismo contenido de CO₂, puede absorber cantidades adicionales de CO₂ a presiones parciales más pequeñas de CO₂. Por ejemplo, la solución de K₂CO₃ del cuadro anterior, que contiene 5 pies cúbicos de CO₂ absorbido por galón, puede absorber CO₂ adicional a una presión parcial de CO₂ sobre 9 lbs/pulg.2 aprox., mientras que la presión parcial de CO₂ sobre la solución de monoetanolamina en las mismas condiciones tiene que ser por encima de 300 lbs/pulg.2 aprox. Otra

10 - ventaja de las soluciones de carbonato de potasio sobre las soluciones de monoetanolamina a elevada temperatura de absorción, es su capacidad de absorción relativamente elevada, esto es, su capacidad de absorción mayores cantidades de CO₂ por galón de solución circulada con una variación equivalente en la presión parcial de CO₂ en el gas de la parte inferior a la superior del absorbedor. Desde luego, una elevada capacidad de absor-

15 - ción significa inferiores tipos de circulación y mayor economía de calor.

20 - Consúltese ahora la figura 1A de los dibujos, que indica sustancialmente el mismo sistema básico que el indicado en la figura 1 con la diferencia de que se ha previsto el mantenimiento del regenerador bajo una presión subatmosférica. Como se indica más arriba, el procedimiento



5 - tiene las mayores ventajas y las mejores economías de operación en la mayor parte de casos cuando se emplean presiones subatmosféricas de regeneración, correspondiendo a temperaturas de ebullición de la solución de más de 170° F y correspondiendo, preferentemente, a temperaturas de ebullición de la solución en una escala de 190° F a 215 F. Esto es particularmente cierto en el caso de soluciones de carbonato de potasio. En la figura 1A, una corriente de gas con CO₂ y/o H₂S para eliminar se introduce por la tubería 101, en la parte inferior de la columna del absorbedor 102, que puede ser de cualquier tipo adecuado de torre de lavado a contra corriente, capaz de producir un contacto íntimo entre el líquido de lavado y la mezcla de gas. Puede equiparse, por ejemplo, con tapas de burbuja 103, como se indica en el dibujo, o proveerse con una empaquetadura como aros de raschig o asientos de estambre. La columna 102 se mantiene bajo una presión superatmosférica de, cuando menos, 50 lbs/pulg. cuadrada y, preferentemente, de 100 lbs/pulg. cuadradas o más, y la mezcla de gas suministrada a través del tubo 101 debe, desde luego, estar a la presión de la columna.

10 -

15 -

20 - La solución generada por calor de la fase de regeneración se introduce en la parte superior de la columna por la tubería 104. La solución entra en la columna de absorción a una temperatura que no es, sustancialmente, inferior a la temperatura de la solución que sale de la operación de ebullición y desprendimiento de vapor en la fase de regeneración, esto es, una temperatura en este caso en cierto modo por bajo de la temperatura atmosférica de ebullición de la solución, pero no inferior al 170° F y, preferentemente, entre los 190° F y 215° F. La solución caliente fluye hacia abajo en contra de la corriente del gas que surge. Durante este contacto contracorriente, el dióxido de carbono y/o el sulfuro de hidrógeno presentes en la corriente de gas es absorbido por la solución, y la corriente de vapor, que contiene una concentración disminuida de estos componentes, sale de la parte superior del absorbedor por el tubo 105.

25 -

30 -



5 - Puede preverse un condensador 130 en la tubería 105 en el caso de que los gases entrantes no estén saturados con respecto a la solución de lavado, en cuyo caso es de desear enfriar los gases salientes lo suficientemente para condensar bastante agua, que es refluida nuevamente a la columna de absorción por la tubería 130a, para mantener la concentración de la solución a un nivel constante.

10 - La absorción del CO_2 y/o H_2S en la solución, por ejemplo de carbonato de potasio, produce el desprendimiento de calor y, de este modo, habrá un aumento progresivo en la temperatura de la solución de lavado conforme pasa a la parte superior a la inferior de la columna de absorción, dependiendo la elevación precisa de la exotermicidad de la reacción de absorción, como se explica anteriormente. La solución que sale de la parte inferior de la columna por la tubería 106, que contiene CO_2 y/o H_2S absorbidos, pasa a la parte superior de la columna del regenerador 111

15 - después de pasar a través de la válvula de relajación de presión 108 donde la presión se reduce a la que prevalece en la columna 111. Conforme la solución pasa a la parte superior de la columna 111, una parte del gas absorbido se vaporiza inmediatamente como resultado de la reducción de presión, acompañado por el desprendimiento de vapor y una disminución en

20 - la temperatura de la solución, ya que el desprendimiento del gas absorbido y del vapor son ambos procedimientos endotérmicos. Esta mezcla de vapor y gases desabsorbidos sale de la columna por la tubería 114.

25 - Si se desea, puede emplearse un recipiente independiente de vaporización entre las columnas 102 y 111, como se indica en la figura 1 de los dibujos, en lugar de vaporizar la solución en la parte superior de la columna 111, pero se ha comprobado que en muchos casos el empleo de recipientes de vaporización independientes no ofrece ninguna ventaja económica.

30 - La solución pasa luego hacia abajo, a través de la columna 111, equipada con tapas de burbuja 112, en contra de la corriente ascendente del vapor generado cerca de la parte inferior de la columna por medio de un

234492



serpentin de vapor cerrado 113, que calienta la solución a su punto de ebullición a la presión de columna prevaleciente. En lugar, o además del serpentín de vapor cerrado 113, se puede emplear un serpentín de vapor abierto con el fin de introducir vapor vivo directamente en la solución.

5.-

Como consecuencia de la ebullición y desprendimiento de vapor simultáneos a los que la solución está sometida en la columna 113, se desprende más cantidades de gas absorbido de la solución y salen de la columna, junto con más cantidades de vapor, por la tubería 114, La mezcla de vapor y de gases desabsorbidos pasa después al condensador 115, donde se enfría lo suficientemente para condensar bastante agua con objeto de mantener la concentración de la solución a un nivel constante. El producto condensado acuoso del condensador 115 se recoge en el separador 115a y vuelve a la columna a través de la tubería 116.

10.-

El líquido efluente gaseoso del separador 115a, que contiene una elevada concentración de CO₂ y/o H₂S, sale por la tubería 117 y del sistema por la bomba de vacío 118 a través de la tubería 119.

15.-

La bomba de vacío 118, aspirando en el separador 115a, sirve para colocar la columna 111 bajo tal presión subatmosférica que la temperatura de ebullición de la solución en ella, medida en el serpentín de re-ebullición 113, sea, preferentemente, de 190° a 215 F, pero no inferior a 170°F. La bomba 118 es accionada por la turbina de vapor 120 que está suministrada por vapor bajo presión adecuada, por ejemplo, de 100 a 500 lbs/pulg.2 a través de la tubería 121. El vapor de escape de la turbina 120 a una presión de la atmosfera a 60 lbs/pulg.2., por ejemplo, pasa preferentemente por la tubería 122 al serpentín de vapor 113, en la parte inferior de la columna 111, para suministrar el calor necesario para la ebullición y desprendimiento de vapor 111. La utilización del vapor de escape de la turbina de esta forma se encontrará ventajosa por lo general, ya que de esta manera el vapor alimentado a la turbina se condensa eventualmente en el serpentín de re-ebullición, en la parte inferior del regenerador y de este modo se utiliza plenamente.

20.-

25.-

30.-

234492



5.-

La solución regenerada por calor a una temperatura preferiblemente entre 190° F y 215° F y no inferior a 170° F sale de la parte inferior de la columna 111 por la tubería 123 y vuelve a completar el ciclo llegando a la columna de absorción 10 por medio de la bomba repetidora del ciclo 124 y el conducto 104 sin enfriamiento sustancial de la misma, de forma que entra en la parte superior del absorbedor 102, , sustancialmente, la misma temperatura en que deja la parte inferior de la columna del generador. 111. Según se indica mas arriba, al hacer referencia a la figura 1, quiza sea de desear a veces cierto ligero y deliberado enfriamiento de la solución entre las fases de regeneración t absorción, como, por ejemplo, enfriando toda la corriente que entra en el absorbedor a 20° F.

10.-

Para ilustrar la economía incrementada de operación obtenible llevando a cabo la operación de ebullición y desprendimiento de vapor a presiones sub-atmosféricas dentro de la escala especificada mejor que a presiones atmosféricas o ligeramente mayores que las atmosféricas, consúltese ahora las figuras 2, 3 y 4 de los dibujos anexos. La fígura 2 es gráfico que muestra los puntos de ebullición de una solución acuosa de K2CO3 al 30% (5.6 N) y 40% (8.2 N), a presiones variantes medidas en la parte inferior de la columna del regenerador.

15.-

20.-

La figura 3 es un gráfico que muestra el efecto de la presión en la columna de regenerador (en libras/pulg.2. absolutas medidas en la parte inferior de la columna) sobre las exigencias de vapor (expresadas en libras de vapor necesario por 100 pies cúbicos standard de CO2 seco eliminado), para reducir la concentración de CO2 de un valor inicial de 16% en el gas de alimentación a, aproximadamente 0,6% ó 0,7% en el gas purificado cuando se emplea una solución acuosa de carbonato de potasio conteniendo un 30 % por peso de K2CO3 (peso de K2CO3 tomado como la suma del verdadero K2CO3 presente y el equivalente de carbonato de KHCO3), y cuando se emplea un sistema similar al ilustrado en la figura 1A, con una presión del absorbedor de 300 lbs/pulg.2 y sin ningún enfria

25.-

30.-

254492



miento de la solución entre la parte inferior de la columna del regenerador 111 y la parte superior del absorbedor 102. Evidentemente, al operar la columna del regenerador a presiones atmosféricas o superatmosféricas, la bomba de vacío 118 y la turbina 120 no se emplearon.

5.-

La curva A de la figura 3 indica la cantidad mínima de energía consumida (expresada como libras de vapor por 100 SCF de Co2 seco), necesaria para hacer operar la turbina de vapor para accionar la bomba de vacío 118 con la corriente de vapor que entra en la bomba de vacío saturada a 100°F, con un diferencial de presión de dos libras entre el serpentín de vapor 113 y la bomba de vacío y con una eficiencia total combinada de turbina y bomba del 50 %. De este modo, se empleó un valor de 5100 unidades térmicas británicas para calcular el consumo equivalente al vapor para mantener el vacío.

10.-

La curva B muestra la cantidad de corriente necesaria en la columna del regenerador para hacer hervir y desprender el vapor de la solución, mientras que la curva C (línea de trazos) indica las exigencias totales de vapor (bomba de vacío más vapor de regeneración) basadas en una operación donde el vapor de escape de la turbina es alimentado al serpentín de vapor 113, como se indica en la figura 1 y, de este modo, se utiliza plenamente.

15.-

20.-

Como puede verse, las exigencias de vapor para crear el vacío son relativamente pequeñas hasta presiones de aproximadamente 4 lbs/pulg.2 absolutas en cuyo punto surgen muy marcadamente. Por la curva B puede verse que en el caso dado, las exigencias de la solución de 200° F. A presiones del regenerador por bajo de unas 10 lbs/pulg.2 absolutas, el vapor necesario para hacer hervir la solución y hacer desprender el vapor surge, bruscamente, debiéndose esto aparentemente al hecho de que conforme la temperatura de ebullición de la solución disminuye con la presión decreciente, la descomposición del bicarbonato a carbonato con el consiguiente escape de CO2 se hace más y más difícil. A presiones algo por bajo de 4 lbs/pulg.2 absolutas, la descomposición del bicarbonato cesa vir-

25.-

30.-



tualmente. 234492

Consúltese ahora la figura 4, que es parecida a la figura 3, que indica las exigencias de vapor como función de la presión del regenerador en un sistema idéntico al discutido más arriba con referencia a la figura 3, excepto en que la solución de carbonato de potasio contenía un 40 % por peso en lugar de un 30 % de K_2CO_3 .

5.-

La Curva D representa la exigencia de vapor para que la turbina accione la bomba de vacío y es idéntica a la curva A en la figura 3.

10.-

La curva E representa las exigencias de vapor para hacer hervir la solución y hacer desprender el vapor, mientras que la curva F (línea de trazos) indica las exigencias totales de vapor. La línea vertical de trazos G a 7 lbs/seg.2. absolutas (punto de ebullición de la solución, $185^{\circ}F$) indica el punto de demarcación entre las presiones del regenerador operables y no operables en el caso de la solución al 40 % resultante del hecho de que a bajas presiones, la precipitación del bicarbonato presente en el sistema ocurrió a causa de las temperaturas de operación reducidas consecuentemente, haciendo la operación extremadamente difícil o imposible. Como se indica por la curva F, la exigencia total mínima de vapor también ocurrió a unas 10 lbs/pulg.2. absolutas/(temperatura de ebullición de la solución de $200^{\circ}F$), mientras que las exigencias de vapor comenzaron a surgir rápidamente a presiones por encima de unas 13 lbs/pulg. 2 absolutas aproximadamente (temperatura de ebullición de la solución a unos $220^{\circ} F$).

15.-

20.-

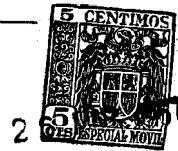
25.-

30.-

Por lo antedicho, es aparente que llevando a cabo la operación de ebullición y desprendimiento de vapor a presiones subatmosféricas, se produce una economía aumentada de operación a presiones descendentes hasta un límite inferior que corresponde a una temperatura de ebullición de la solución de no menos de unos $170^{\circ} F$. Por bajo de esta temperatura, la descomposición del bicarbonato se hace cada vez más difícil y, además, las exigencias de energía para bombear el vacío comienza igualmente a au-

234492

-21-



- 5.- mentar con rapidez. Además, cuando se emplean soluciones concentradas de K_2CO_3 , como 4N a 11N, que es una característica deseable de nuestro proceso, el peligro de una precipitación de bicarbonato en el sistema a la temperatura de operación disminuída se convierte en un grave problema incluso a temperaturas por encima de 170° F. como se indica más arriba en relación con una solución de 40 % de K_2CO_3 . Un balance de todas estas consideraciones lleva por lo general a una elección de presiones de regeneración que corresponden a temperaturas de ebullición de soluciones entre los 190° F y 215° F. En esta Especificación y en las reivindicaciones que la siguen debe entenderse que cuando se habla de presiones de regeneración (esto es, presiones para llevar a cabo la operación de ebullición y desprendimiento de vapor) se hace referencia siempre a la presión que prevalece en la parte inferior, o cerca de ella, de la columna del regenerador donde toda o una parte principal de la solución se retira para volver a comenzar el ciclo, al absorbedor.
- 10.-
- 15.-

- Las normalidades preferidas para soluciones de K_2CO_3 donde tiene lugar la regeneración a presiones sub-atmosféricas y, de este modo, bajo temperaturas en cierto modo bajas, son algo más inferiores que cuando la temperatura del regenerador es más elevada a causa de la necesidad de evitar la precipitación de bicarbonato en el sistema. De este modo, empleando presiones sub-atmosféricas para regeneración, se prefieren normalidades de potasio de 4 a 11, siendo por lo general mas deseables normalidades de 5 a 8.
- 20.-

- El sistema básico, según se ilustra en las figuras 1 y 1A y se describe más arriba, permitirá la eliminación de CO_2 y/o H_2S hasta concentraciones residuales relativamente pequeñas con gran economía de vapor, como de un 16 % de CO_2 en el gas en bruto a un 0.7 % de CO_2 en el gas purificado, según indica mas arriba en relación con la figura 1A. No obstante, aun pueden conseguirse mayores economías en muchos casos donde se desee lavar bajas concentraciones residuales de CO_2 y/o H_2S , empleando variaciones relativamente poco costosas del sistema básico.
- 25.-
- 30.-



- Una de estas variantes es dividir o separar la corriente de la solución regenerada que sale de la parte inferior del regenerador en dos corrientes aparte; una corriente menor, equivalente, por ejemplo, a un tercio de la corriente total, y una corriente mayor, equivalente, por ejemplo, a dos tercios de la corriente total. La corriente menor se somete entonces a cierto enfriamiento, como llevar la temperatura de esta corriente de 30° F hasta 100° F, por ejemplo, por bajo de la temperatura de la corriente principal (pero evitando temperaturas por bajo de las que las sales disueltas se precipitan de la solución), y después se introduce en la parte superior del absorbedor. La corriente principal, por otra parte, se vuelve a hacer circular hasta el absorbedor con escaso o ningún enfriamiento y se introduce allí por separado a un nivel intermedio por debajo del punto de introducción de la corriente menor enfriada. Enfriando así la corriente menor que penetra en la parte superior del absorbedor, se reduce la presión parcial CO₂ y/o H₂S sobre la solución en la parte superior del absorbedor, permitiendo así la concentración residual de CO₂ y/o H₂S en la corriente de gas que sale del absorbedor para ser reducida a niveles inferiores. Ya que solamente una parte muy pequeña de la corriente total se enfría, la pérdida total sensible de calor producida por este enfriamiento es relativamente pequeña. Por ejemplo, si se enfriara un tercio de la corriente total a 45° F. Esta variante haría enfriar solamente la corriente total a 15° F. Esta variante es igualmente aplicable si la regeneración tiene lugar a presiones por bajo de la atmosférica, atmosférica o por encima de la atmosférica, y, por ello, puede emplearse igualmente en cualquiera de los sistemas que aquí se describen.

- Otra variante que puede emplearse ventajosamente para obtener concentraciones residuales inferiores de CO₂ con excelente economía de operación es regenerar más totalmente una porción menor de la corriente total, por ejemplo, mediante una ebullición y desprendimiento de vapor) adicionales, e introduciendo esta parte menor y regenerada más completamente en la parte superior de la columna del absorbedor mientras que la parte



- mayor, regenerada menos totalmente se introduce en el absorbente a un nivel intermedio. Esto produce el mismo efecto neto en cuanto a enfriamiento de la solución que se describe en el párrafo anterior, esto es, reducir la presión parcial de CO_2 y/o H_2S sobre la solución en la parte superior del absorbente y permitir, así, que la concentración residual de CO_2 y/o H_2S en la corriente de gas que sale del absorbente sea reducida a niveles inferiores. Como en el caso de enfriar una parte menor de la corriente, esta variante se aplica igualmente si la regeneración de la solución tiene lugar a presiones por bajo de la atmósfera, atmosférica o por encima de la atmosférica.
- Consúltese ahora la figura 6 de los dibujos, donde se ven un sistema que incorpora ambas variantes. Como se indica en la figura 6, no se ha previsto la colocación de la columna regeneradora bajo presiones por bajo de la atmósfera, pero debe entenderse que si se desea otros medios pueden procurarse en este sistema, como son una bomba de vacío y turbina, como se indica en la figura 1A.
- Con referencia a la figura 6, una mezcla de gas que contiene dióxido de carbono o sulfuro de hidrógeno, o ambos a la vez, se introduce por el conducto 40 en la torre de absorción 39, manteniéndola bajo presión por encima de la atmosférica. La mezcla de gas surge a través de la torre en contacto contra la corriente con la solución caliente de lavado introducida en la torre por los conductos 53 y 56. El gas de lavado se elimina de la parte superior de la torre por el conducto 41, y si fuera necesario, se hace pasar a través de un condensador 42. El condensador condensa los reflujos que retroceden a la columna por la tubería 43. La solución ensuciada se retira de la parte inferior de la torre por el conducto 44 y, después de pasar a través de la válvula relajadora de presión 46, donde se somete a una reducción sustancial de presión, se introduce en la parte superior de la torre de desprendimiento.
- En la parte inferior de la torre hay un serpentín de vapor cerrado 50. El calor introducido a través del serpentín de vapor lleva la solu-

234492

- 24 -



ción a la parte inferior de la torre a su punto de ebullición, y el vapor generado por la solución en ebullición surge a través de la columna de desprendimiento contra la corriente, hasta la solución descendente.

5.- Una mezcla de gas desabsorbido y de vapor sale de la parte superior de la torre por el conducto 57 y pasa a través de un condensador - 58. La corriente efluente gaseosa procedente del condensador sale del sistema por el conducto 59. El condensado del condensador refluye hasta la torre de desprendimiento por el conducto 60.

10.- La mayor parte de la solución de lavado que desciende a través de la torre de desprendimiento es retirada de allí por el conducto 51 en un punto algo por encima de la parte inferior de la torre, como puede verse en el dibujo. Esta parte de la solución vuelve, sin enfriar, por medio de la bomba repetidora del ciclo 52 y el conducto 56 a la torre de absorción, y se introduce en la torre de absorción en un punto algo por
15.- bajo de la parte superior de la torre, como se ilustra en el dibujo.

Una parte relativamente pequeña de la solución de lavado se deja
descender hasta la parte inferior de la torre de desprendimiento, y por
ello queda sujeta a un desprendimiento adicional, produciendo la elimi-
nación de cantidades adicionales de gas absorbido. Esta parte regenera-
da más completamente de la solución se hace salir de la parte inferior
de la torre por el conducto 54, y vuelve, mediante la bomba de ciclo 55
y conducto 53, a la parte superior de la torre de absorción 39. Esta par-
te relativamente pequeña de la solución pueden enfriarse, por ejemplo,
de 30° F por bajo de la temperatura de la corriente en el conducto 56,
25.- (teniendo cuidado de no precipitar las sales disueltas) antes de su in-
troducción en la torre de absorción, habiendo, para este fin, un refri-
gerador 400 en el conducto 53.

30.- Con la disposición que se ilustra en la figura 6, el gas de la parte superior de la torre de absorción se pone en contacto con una solución de lavado a una temperatura inferior y que contiene una concentración de gas absorbido significativamente inferior a la concentración de gas absor

254492

-25-



5.-

10.-

15.-

20.-

bido en la parte mayor de la solución que penetra en la torre por el conducto 53. Esto produce una reducción significativa en la concentración final de dióxido de carbono y de sulfuro de hidrogeno en el gas que sale de la torre de absorción, ya que la reducción definitiva en la concentración de estos gases está fijada por la presión parcial de estos gases sobre la solución de la parte superior de la torre. Sometiendo solamente una parte menor de la solución total a enfriamiento y a un mayor grado de regeneración, como en el procedimiento ilustrado en la figura 6, pueden lograrse inferiores concentraciones residuales (como hasta 0.2 a 0.4 % de CO₂) de CO₂ y/o H₂S en el gas lavado, a un consumo más bajo de energía que el que puede obtenerse generalmente en condiciones equivalentes en los sistemas indicados en las figuras 1 y 1A. El sistema ilustrado en la figura 6 es particularmente ventajoso en que no se precisan mayores renglones de equipo adicional.

Otra variante elaborada más del sistema básico indicado en las figuras 1 y 1A se muestra en la figura 5. En esta variante, una parte menor de la solución que sale del regenerador principal se somete a regeneración adicional, a mayor presión y temperatura. Entonces se vaporiza por reducción de presión, aproximadamente a la temperatura de la corriente principal que sale del regenerador principal y que vuelve a la parte superior del absorbedor. Mientras que el empleo de dos regeneradores que funcionan a diferentes presiones aumenta algo el coste del equipo, este sistema es muy adecuado para reducir la concentración de CO₂ y/o H₂S en el gas purificado hasta niveles inferiores de buena economía de operación. Como resaltaré de la siguiente descripción, es posible regenerar muy completamente la corriente menor de la solución mediante un gasto adicional de energía muy pequeño, ya que el vapor empleado para hervir y desprender el vapor de la parte menor a una presión relativamente elevada, puede utilizarse en la operación principal de ebullición y desprendimiento de vapor que tiene lugar a baja presión. Mientras que en la figura 5, el sistema se ilustra con el regenerador principal equipado con una bomba de vacío para mantenerlo a una presión por bajo

234492

- 26 -



la atmosférica, debe entenderse que el regenerador principal, si se desea, puede operarse a presión atmosférica o ligeramente mayor que la atmosférica.

5.-

Con referencia ahora a la figura 5, el gas que se va a lavar de CO₂ y/o H₂S se introduce de la parte inferior del absorbedor 202 mantenido bajo una presión super-atmosférica de, por ejemplo, 300 lbs/pulg.². a través de la línea 201 y surge contra la corriente de la solución de lavado descendente introducida por los conductos 203 y 204. El gas purificado deja la parte superior del absorbedor por el conducto 205, habiendo un condensador 206 por si fuera necesario mantener la concentración de la solución a un nivel constante haciendo refluir condensado acuoso al absorbedor a través del conducto 206a.

10.-

15.-

La solución de lavado que contiene CO₂ y/o H₂S absorbidos sale por el conducto 207 y pasa a través de la válvula relajadora de presión 208 y de allí a la columna del regenerador 209, mantenida a una presión sub-atmosférica que corresponde, por ejemplo, a una temperatura de ebullición de la solución en la parte inferior de la columna de 200° F. Una mezcla de vapor y gas desabsorbido que se vaporiza en la parte superior de la columna en virtud de la reducción de presión, sale de la columna 209 por el conducto 210 junto con el vapor y gas desabsorbido que surge de la columna de desprendimiento.

20.-

25.-

La corriente efluente superior de la columna 209 pasa a través del compensador 211 donde se enfría para condensar el agua suficiente para mantener la concentración de la solución constante, recogiendo este condensado acuoso en el separador 212 y volviendo por el conducto 213 y bomba 214 a la parte superior de la columna 209. El CO₂ y/o H₂S en forma concentrada salen del sistema a través de la bomba de vacío 215 y el conducto 216. La bomba 215 es accionada por la turbina 217, suministrada con vapor motor a través de la tubería 218.

30.-

La solución regenerada a una temperatura de, por ejemplo, 200°F, sale de la columna 209 por el conducto 219. La parte mayor de esta co-



rriente, esto es, dos tercios, vuelve a repetir el ciclo por medio de la bomba de diclo 220 y conduce 204, hasta la columna 202 en la que se introduce por un nivel intermedio.

- 5.- Una parte menor de la corriente total, esto es, un tercio, se introduce por el conducto 221 y bomba 222 en la parte superior de la columna secundaria del regenerador 223, mantenida a una presión más elevada que la columna principal del regenerador 209 una presión de aproximadamente 30 lbs/pulg.2. que corresponde a una temperatura de ebullición de la solución de 290° F. La corriente de desprendimiento para la columna 223 se
- 10.- suministra por medio de un serpentín de vapor cerrado 224 situado en la parte inferior de la columna que está suministrado por vapor de escape procedente de la turbina 217 a través del conducto 225. En lugar de emplear un serpentín de vapor cerrado, 224, el vapor puede inyectarse directamente a la parte inferior de la columna 223. Todo el vapor necesario en el regenerador principal 209 puede generarse, y así se hace preferentemente, o introduciendo directamente en la parte inferior de la columna 223. Para compensar la tendencia de la solución a hacerse más concentrada en la columna 223 cuando se emplea un serpentín de vapor cerrado como en la figura 5, el condensado del separador 212 puede introducirse en la columna 223 por el conducto 235.
- 15.-
- 20.-

La parte principal o mayor del vapor así generado o introducido en la columna 223 surge hacia arriba a través de la columna y es conducida por el conducto 226 y válvula relajadora de presión 227 directamente a la parte inferior de la columna 209. La concentración de CO₂ y/o H₂S en la corriente superior de la columna 223, será, desde luego, baja, ya que el núcleo de estos gases ya ha sido eliminado en la primera fase de regeneración.

La mayoría del vapor utilizado para elevar la temperatura de la solución de, por ejemplo, 200°F, que sale de la columna 209 a 2-0°F, al salir de la columna 223 puede recobrase y utilizarse en la columna 209 a una presión ligeramente por encima de la que exista en la columna 209.

25.-

30.-



Para este fin, la solución pasa a través de la válvula relajadora de presión 229 yendo a parar al recipiente de vaporización 230. El vapor desprendido como consecuencia de la reducción de presión pasa por el conducto colgado 231 y es inyectado directamente en la parte inferior de la columna 209. El vapor de los conductos 226 y 231 se indica introduciéndose directamente en la parte inferior de la columna 209, prefiriéndose esto para evitar el empleo de otro serpentín de caldera que a veces es una pieza cara del equipo. Sin embargo, ha de entenderse que cualquier combinación que se desee de vapor directo o indirecto puede emplearse en las columnas 209 y 223, estando dictada la elección de una combinación determinada por la conveniencia y economía.

La vaporización de la solución a, aproximadamente, la temperatura reinante en la parte inferior de la columna del regenerador principal 209 produce, desde luego, el enfriamiento de la solución que vuelve a la temperatura de la solución que sale de la columna 209 por el conducto 219. La solución regenerada más completamente puede entonces volverse a hacer circular por el conducto 232, bomba repetidora de ciclo 233 y conducto 203 hasta la parte superior del absorbedor 202. Si se desea, esta corriente menor puede enfriarse por medio de un refrigerador 234 a 30° - 60° F, por ejemplo (cuidando de evitar la precipitación de las sales disueltas).

La operación descrita más arriba es particularmente ventajosa cuando se desee reducir la concentración residual de CO₂ a niveles bajos como de 0,1 % - 0,2 %. La corriente menor de la solución está sometida a una regeneración extremadamente total en el regenerador 223, ya que todo el vapor que se necesita para el regenerador principal se utiliza primeramente para hacer hervir y desprender el vapor de esta parte menor. La solución altamente regenerada que entra por la parte superior de la columna 202 a través del conducto 203 es, así, capaz de reducir la concentración residual de CO₂ a valores bajos, particularmente si también se enfría algo.

Ya que la absorción se realiza bajo presión, el invento hallará sus aplicaciones más valiosas en casos donde el gas en bruto esté disponible



- bajo presión, o donde el gas purificado tenga que estar bajo presión para poder ser adecuado para el uso a que se destine. La eliminación de dióxido de carbono o de sulfuro de hidrógeno del gas natural es un ejemplo de una aplicación ventajosa del invento. Del gas natural se puede disponer ordinariamente desde el pozo a presiones que exceden de 100 libras por pulgada cuadrada. A menudo, este gas contiene considerables cantidades de dióxido de carbono y/o sulfuro de hidrógeno y la eliminación de estos diluentes puede realizarse a bajo precio empleando el procedimiento del invento.
- 5.- La purificación de gas de síntesis (mezclas de hidrogenomonóxido de carbono) producida por la gasificación del carbón o por la modificación de gas natural, o la purificación de hidrógeno producida por la reacción de la desviación del gas de agua, son ejemplos de aplicaciones particularmente ventajosas del invento, especialmente cuando el gas purificado vaya a emplearse bajo presiones elevadas, o se produce bajo presiones elevadas.
- 10.- El gas en bruto procedente del gasificador o reformador, o del reactor de desviación, que contiene cantidades considerables de dióxido de carbono, y a veces conteniendo además grandes cantidades de sulfuro de hidrógeno, presente una temperatura elevada y, generalmente, está saturado completamente de vapor. Lo más deseable es lavar el gas en bruto conforme sale del reactor, gasificador o reformador sin enfriarlo a bajas temperaturas. Así, por ejemplo, el método del invento puede emplearse con gran ventaja para la purificación de gas de síntesis, para la síntesis de Fischer-Tropsch, la síntesis del metanol, y la llamada síntesis de "Oxo", que generalmente se opera a presiones por encima de las 200 libras por pulgada cuadrada. El invento también halla valiosa aplicación en la purificación de hidrogeno para la síntesis de amoníaco. Otra aplicación particularmente ventajosa del invento es la eliminación de dióxido de carbono del gas que se somete a varios ciclos en el procedimiento Fischer-Tropsch. Este gas tiene una presión elevada, generalmente del orden de 400 libras por pulgada cuadrada, y está saturado de vapor de agua y, por lo tanto, puede someterse al procedimiento del presente invento a bajo coste. En esta aplicación, el empleo
- 15.-
- 20.-
- 25.-
- 30.-



de una fase de absorción llevada a cabo a una temperatura elevada, es una ventaja distintiva ya que, de otra forma, el gas de síntesis tendría que refrigerarse prácticamente a la temperatura de la atmósfera antes de lavarse y luego volverse a calentar a la temperatura de síntesis.

- 5.- Mientras que puede emplearse el procedimiento para eliminar CO₂ y/o H₂S de mezclas de gases que contienen estas gases en cualquier concentración apreciable, es particularmente ventajoso cuando se emplea para tratar mezclas de gases que contienen concentraciones relativamente elevadas de CO₂ (como un gas que contiene un 10% a un 35% de CO₂), para producir un gas purificado que tenga reducción su contenido de CO₂ a valores como de 0,2% a 2%, o para eliminar simultáneamente cantidades relativamente grandes de CO₂ junto con cantidades relativamente pequeñas de H₂S de una mezcla de gas natural, como podría resultar, por ejemplo, de la gasificación de carbon o sulfuro conteniendo aceite. Por ejemplo, una corriente de gas que
- 10.- contiene un 16% de CO₂ y un 0,6% de H₂S puede tratarse de acuerdo con el invento para reducir la concentración de CO₂ a un 0,2 % y, al mismo tiempo, reducir la concentración de H₂S a menos de cinco granos por 100 pies cúbicos. Mientras que el invento se refiere primordialmente a la eliminación de CO₂ y/o H₂S, se entiende que también pueden absorberse otros componentes
- 15.- no deseados en una mezcla de gas, por la solución de lavado y eliminarse también. Por ejemplo, el oxisulfuro de carbono (COS) puede absorberse en cierto grado en una solución de carbonato de potasio y de este modo eliminarse con CO₂ y/o H₂S.

- 20.- Para eviyar la corrosión en el sistema, puede emplearse cualquier inhibidor adecuado. El empleo de dicromato de sodio en concentraciones de 0.2 % a 0.3 % por peso de solución de carbonato de potasio se ha demostrado muy satisfactorio para inhibir la corrosión cuando se lave CO₂ y/o H₂S con soluciones de K₂CO₃. El dicromato se reduce probablemente por H₂S, pero si antes de admitir el H₂S conteniendo gases, la solución de carbonato se
- 25.- circular uno o dos días a través del sistema, se deposita una capa protectora en las superficies de hierro que en muchos casos no es atacada por H S.
- 30.-

254492



1957

La operación a bajas temperaturas del regenerador (como 200°F, mejor que 230°F) y el empleo de soluciones menos concentradas (como una solución de un 30 % de K_2CO_3 mejor que una solución de un 40 %), tienden a reducir la tendencia de corrosión y a aminorar la necesidad de inhibidores, aun cuando se emplee acero al carbono para la mayor parte del equipo.

- 5.- En la descripción dada más arriba, se ha especificado el empleo de vapor para suministrar la necesidad de calor para regenerar la solución. Sin embargo, debe entenderse que el calor para la regeneración puede suministrarse de cualquier fuente que se desee o combinación de fuentes de suministro, como por una corriente de gases de desperdicio de calor alimentados en un serpentín cerrado situado en el regenerador. Así, por ejemplo, puede ser más conveniente hacer pasar el gas en bruto de alimentación, cuando éste está caliente y saturado de vapor de agua, primeramente a través de un serpentín cerrado situado en la parte inferior del regenerador y después al absorbedor, suministrando así parte o todo el calor necesario para la regeneración. Cuando se emplea vapor, puede ser vapor de presión alta o relativamente baja, según la disponibilidad relativa, coste y conveniencia de cada tipo. Cuando se emplean presiones sub-atmosféricas de regenerador que corresponden, por ejemplo, a una temperatura de ebullición de solución de 200°F, se hace posible incluso utilizar vapor de presión atmosférica. Mientras que se ha indicado una turbina accionada por vapor en las figuras 1A y 5, pueden emplearse también otros medios para accionar la bomba de vacío, como un motor eléctrico, por ejemplo.

- 15.-
- 20.-
- 25.- Son muy considerables las economías de energía posibles empleando el procedimiento del invento, en comparación con los procedimientos convencionales, como son los procedimientos de lavado de etanolamina donde tiene lugar la absorción a 120°F, por ejemplo, y la ebullición y desprendimiento de vapor tienen lugar a 220°F ó 280°F, por ejemplo. En muchos casos, particularmente cuando está comprendida la eliminación de grandes concentraciones de CO_2 y/o H_2S , puede economizarse del 50 % al 75 % del calor total que se necesita en los procedimientos convencionales, mediante el invento.
- 30.-

234492



- También se reflejan las bajas exigencias de calor del procedimiento del invento en economías de capital, reduciendo el tamaño de la instalación de la caldera necesaria para suministrar el calor necesario (generalmente en forma de vapor). Asimismo, ya que se emplea poca o ninguna agua de refrigeración en el procedimiento, se evita el coste de esta agua o bien se reduce muchísimo. Igualmente, como se ha indicado antes, ya que se elimina la mayor parte o la totalidad del equipo normal de intercambio de calor necesario para intercambio de calor entre fases de caliente y frío, se consiguen grandes economías, del orden del 50 %, del coste total de la propia instalación de purificación de gas.
- 5.-
- 10.-

N O T A

En resumen: la Patente de Introducción que se solicita, recaerá sobre las reivindicaciones siguientes:

- 1.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas caracterizado porque dicha mezcla contiene uno u otro de estos gases o ambos, y comprendiendo dicho método el empleo de una solución de lavado que sigue continuamente un ciclo marcado entre una zona de absorción y una zona de regeneración y que comprende las fases de introducir la mezcla de gas en una zona de absorción mantenida bajo una presión superior a la atmosférica y poniendo en contacto dicha mezcla con un agente labador que comprende una solución acuosa de un reactivo alcalino, capaz de absorber dichos gases, conduciendo la solución ensuciada de dicha zona de absorción, que contiene gases absorbidos, a una zona de regeneración mantenida a una presión sustancialmente reducida, comparada con la presión existente en dicha zona de absorción, por lo que una parte de los gases absorbidos se vaporiza como resultado de la reducción de presión y después sometiendo dicha solución a ebullición y desprendimiento de vapor, bajo una presión que oscila de algo por bajo a algo por encima de la presión atmosférica, para eliminar cantidades adicionales de gas absorbido,
- 15.-
- 20.-
- 25.-

234492



5.- y volviendo a seguir el ciclo, después de ello, la solución regenerada que pasa, después de sufrir la operación de ebullición y desprendimiento de vapor a una temperatura que oscila de algo por bajo a algo por encima de la temperatura atmosférica de ebullición de la solución, a dicha zona de absorción sin ningún enfriamiento importante de la misma.

2a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno de una mezcla de gas, según la reivindicación 1, en el que dicha solución de lavado es una solución concentrada acuosa de un carbonato de metal de alcalí, o un fosfato de metal de alcalí, o una alcanolamina.

10.- 3a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno de una mezcla de gas, según la reivindicación 1, en el que dicha solución de lavado es una solución relativamente concentrada de carbonato de potasio, que tiene preferentemente una normalidad que oscila de 4 a 11.

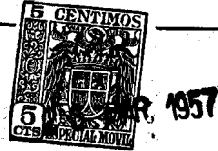
15.- 4a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno de una mezcla de gas, según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que la zona de absorción se mantiene bajo una presión de, cuando menos, 50 lbs/pulg.2 y, preferentemente, de, cuando menos, 100 -- lbs/pulg.2.

20.- 5a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno de una mezcla de gas, según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que el gas que se va a eliminar consiste principalmente en dióxido de carbono.

25.- 6a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno de una mezcla de gas, según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que la regeneración de la solución por ebullición y desprendimiento de vapor de la misma tiene lugar bajo presiones que oscilan entre la atmosférica y unas 30 lbs/pulg.2.

30.- 7a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno de una mezcla de gas, según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que la operación de ebullición y desprendimiento de vapor se realiza bajo una escala de presiones por bajo de la atmosférica, que corresponden

234492



a una temperatura de ebullición de la solución que oscila de 190° Fa 215°F.

- 8a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, de acuerdo con cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que una parte menor de la corriente de solución regenerada
- 5.- precedente de la operación de ebullición y desprendimiento de vapor se somete a enfriamiento y se introduce separadamente en la parte superior de la columna de absorción, mientras que la parte mayor de la solución de lavado vuelve a realizar el ciclo separadamente hasta una parte intermedia de la columna de absorción sin enfriamiento sustancial de la misma.
- 10.- 9a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, de acuerdo con la reivindicación 8, en el que la parte menor de la corriente de solución regenerada procedente de la operación de ebullición y desprendimiento de vapor antes de enfriar se somete primeramente a una regeneración más completa que la parte mayor.
- 15.- 10a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, de acuerdo con cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que una parte menor de la corriente de solución procedente de la operación de ebullición y desprendimiento de vapor se regenera más completamente, sometiendo dicha parte menor a una operación adicional de
- 20.- ebullición y desprendimiento de vapor a una presión y temperatura de ebullición correspondiente mayor que la presión y temperatura de ebullición correspondiente de la operación principal de ebullición y desprendimiento de vapor, seguida por una reducción de la temperatura de dicha parte menor tan baja, cuando menos, como la temperatura de la parte mayor que sale de la operación
- 25.- de ebullición y desprendimiento de vapor, y volviendo a efectuar de ciclo dicha parte, menor por separado, hasta llegar a la parte superior de la columna de absorción, mientras que se hace volver a pasar el ciclo a la parte mayor regenerada menos completamente, por separado, hasta llegar a un

254492 260



nivel intermedio de la columna de absorción sin enfriamiento sustancial de la misma.

5.- 11a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, según la reivindicación 10a, en el que el vapor utilizado en la operación adicional de ebullición y desprendimiento de vapor se utiliza después en la operación principal de ebullición y desprendimiento de vapor.

10.- 12a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 10a u 11a, en el que sustancialmente todo el vapor necesario en la operación principal de ebullición y desprendimiento de vapor se emplea primeramente en la operación adicional de ebullición y desprendimiento de vapor.

15.- 13a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones 10a a 12a, en el que la corriente menor y regenerada más completamente, se enfría por bajo de la temperatura de la corriente mayor antes de introducirse en la parte superior del absorbedor.

20.- 14a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que la vaporización inicial de los gases absorbidos que ocurre al reducir la presión sobre la solución sucia, se realiza en un recipiente independiente de la columna de desprendimiento de vapor empleada para realizar la operación de ebullición y desprendimiento de vapor, y donde los vapores aéreos procedentes de dicho recipiente de vaporización independiente se introducen en dicha columna de desprendimiento de vapor a un nivel intermedio, mientras que la solución líquida de dicho recipiente de vaporización se introduce en la parte superior de dicha columna de desprendimiento de vapor.

30.- 15a.- Un método para eliminar dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de una mezcla de gas, de acuerdo con cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que la presión sobre la solución regenerada de la columna

234492⁶



de degeneración se reduce, produciendo el desprendimiento de vapor de la misma y el enfriamiento de la solución, empleándose el vapor así desprendido para lavar el vapor, y volviendo a sufrir el ciclo hasta el absorbedor la solución así enfriada.

16ª.- Se reivindica, por último, como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Introducción que se solicita:

"UN METODO PARA ELIMINAR DIOXIDO DE CARBONO Y SULFURO DE HIDROGENO DE UNA MEZCLA DE GAS".

Todo conforme queda descrito en la presente Memoria que consta de treinta y seis páginas escritas a máquina y dibujos que se acompañan.

Madrid, 26 de Marzo de 1957.

ALFONSO UNGRIA.

234492

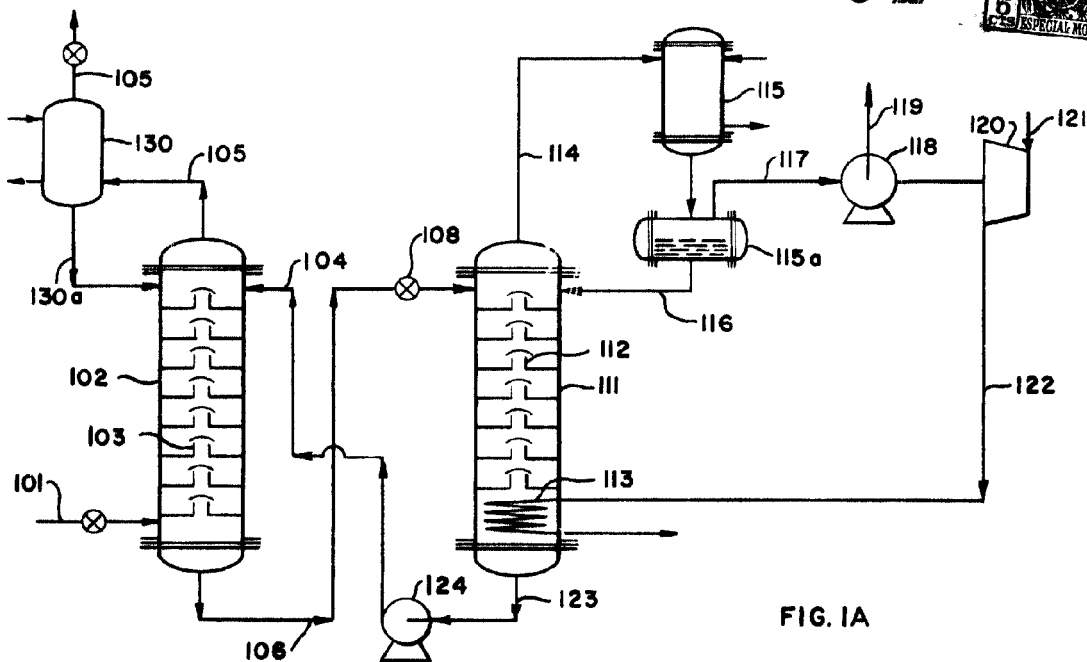
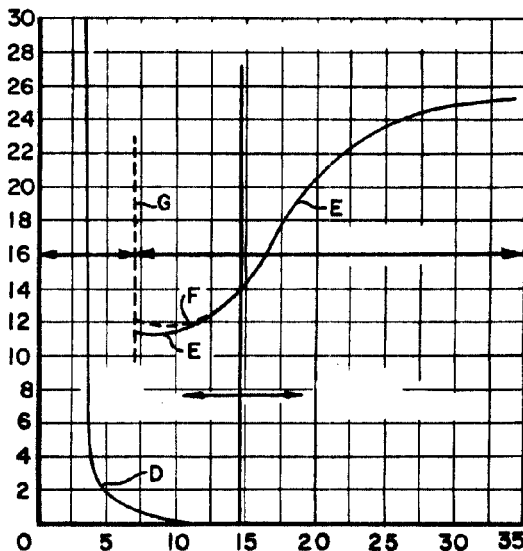
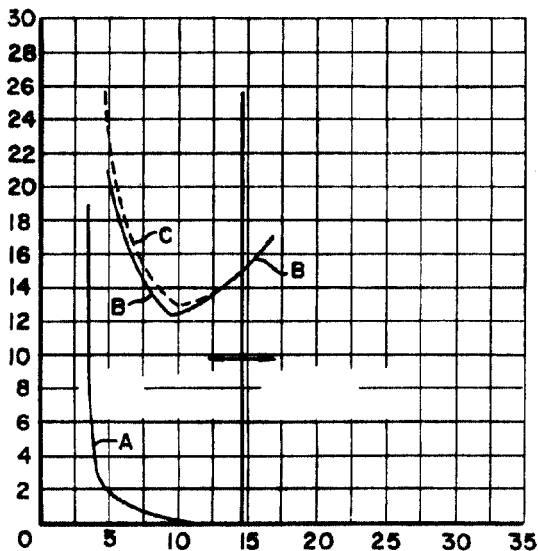


FIG. 1A

FIG. 3.

FIG. 4.



RECEIVED
MAR 29 1957
MAR 20 1957



234492

FIG. I.

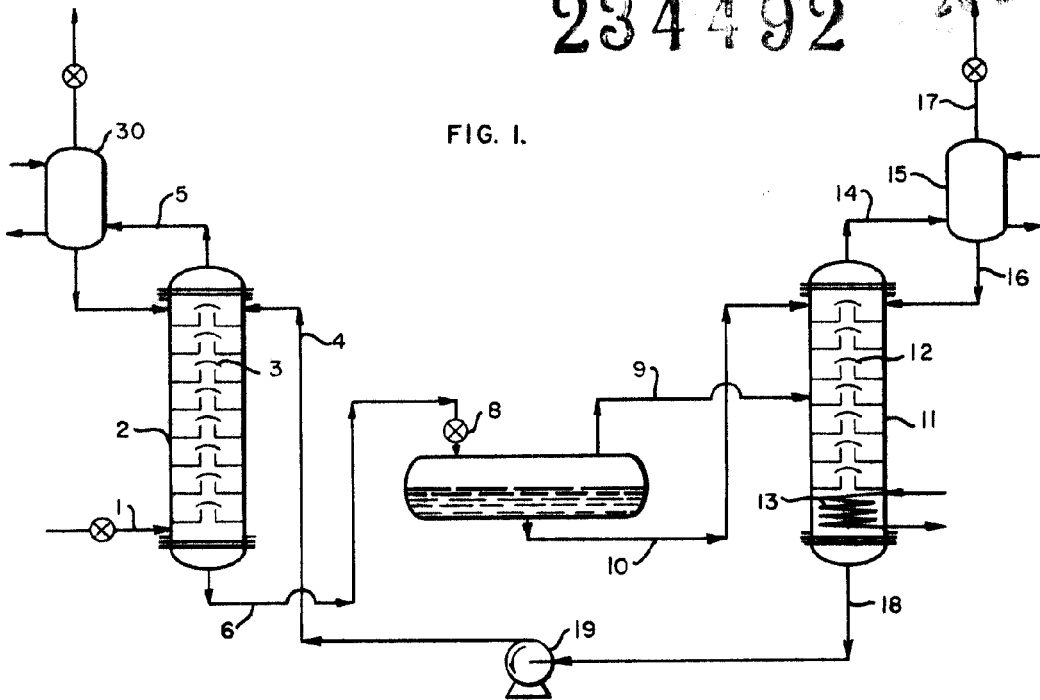
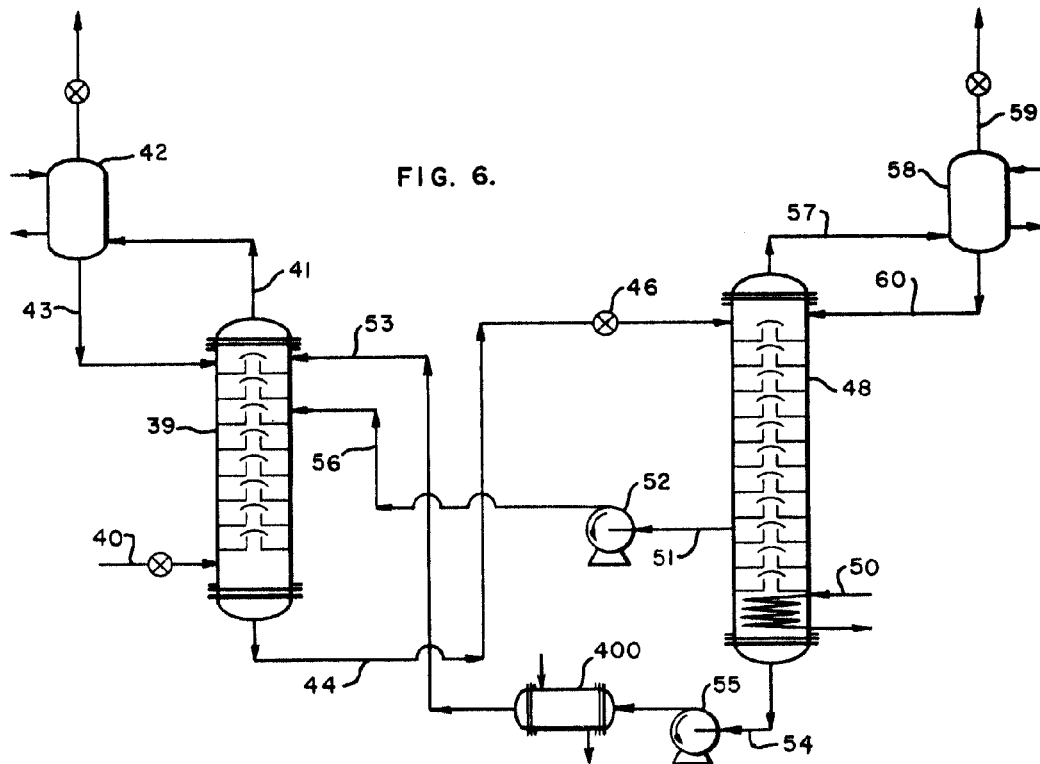


FIG. 6.



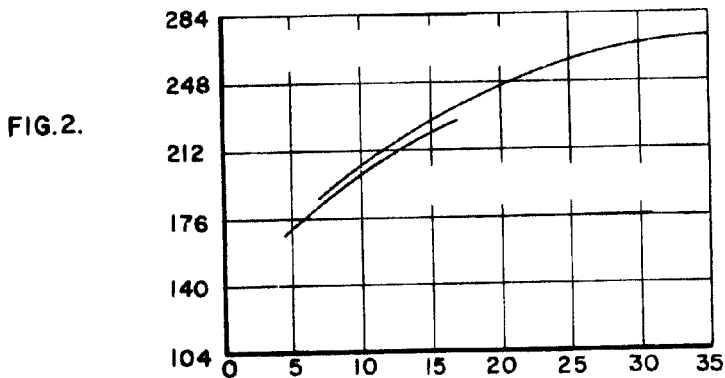
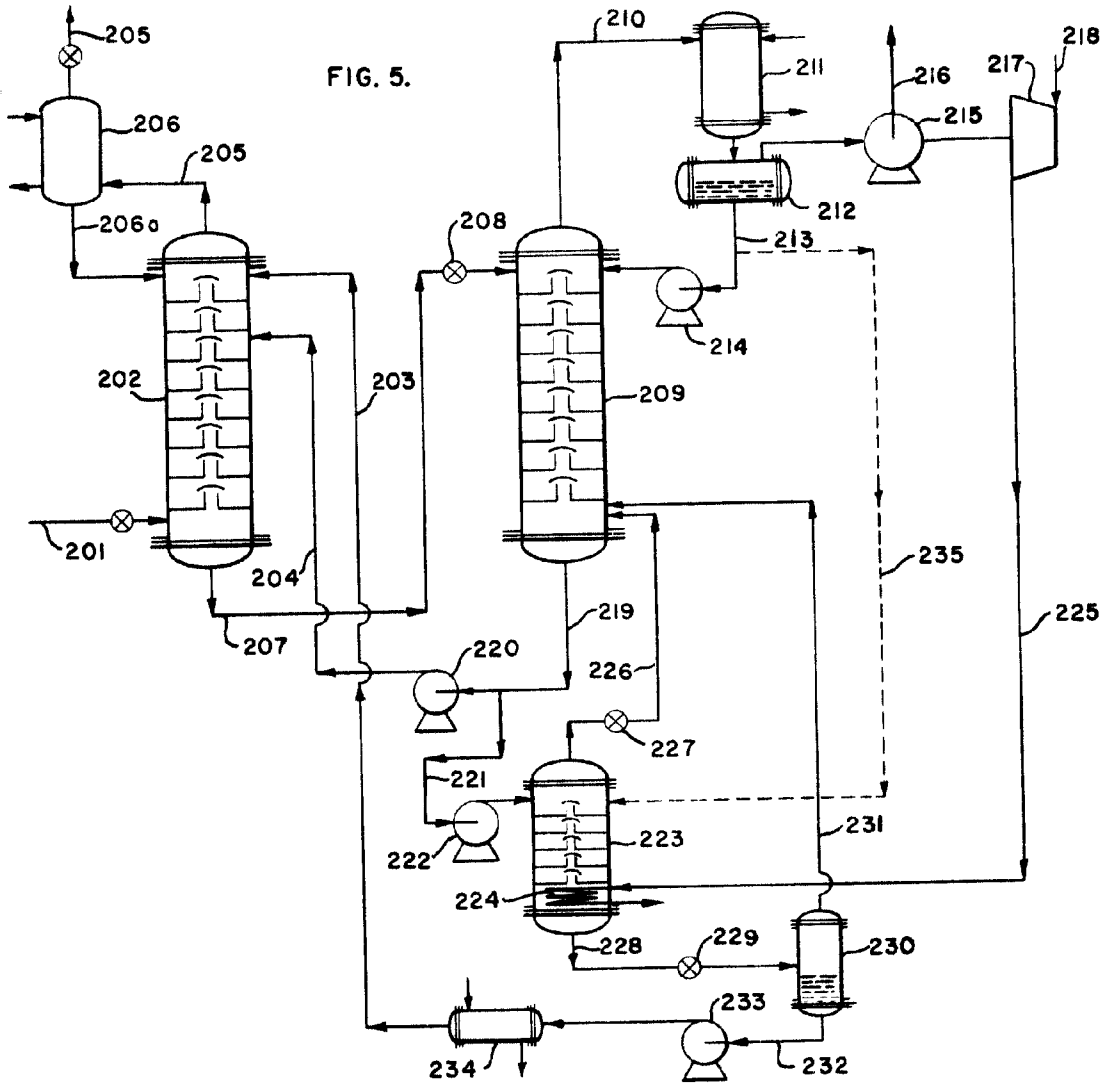
ESCALA VARIABLE

MADRID 29 DE MARZO DE 1957

RUBENSO UNGRIA



234492



ESCALA VARIABLE

ORDEN 29 DE marzo DE 1957

RUBENSO UNGRIA