

370835



1963

SECCION TECNICA	
CLASIFICACION I.P.C.	
CL. B-01	C-10
SUBCLASE D	H

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de un

PRIMER CERTIFICADO DE ADICION

Solicitante: BENSON, FIELD & EPES

Domicilio: 640 Spruce Lane, BERWYN, Pennsylvania, U.S.A.

Emunciado: MEJORAS INTRODUCIDAS EN EL OBJETO DE LA PATENTE PRINCIPAL No. 365.057 POR: "UN METODO PARA ELIMINAR GASES ACIDOS CONSISTENTES EN CO<sub>2</sub> Y/O H<sub>2</sub>S DE MEZCLAS DE GAS".

IG.

BAD ORIGINAL



1969

1           La presente invención se relaciona con la separación  
de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, de mezclas gaseosas.

5           Muchos procedimientos industriales sumamente impor-  
tantes requieren la separación de grandes cantidades de CO<sub>2</sub>  
y H<sub>2</sub>S, de mezclas gaseosas que contienen estos gases ligera-  
mente ácidos. Los métodos que más se emplean en la industria  
para tal fin comprenden el uso de soluciones lavadoras alcali-  
nas acuosas regenerables, tales como soluciones acuosas de  
10           etanolamina o carbonato potásico, que se hacen circular con-  
tinuamente entre una zona de absorción donde los gases ácidos  
son absorbidos, y una zona de regeneración donde son desabsor-  
bidos, comúnmente por desprendimiento por vapor.

15           De acuerdo con la presente invención se ha descubier-  
to un nuevo procedimiento que utiliza soluciones lavadoras  
alcalinas acuosas regenerables y que produce un rendimiento  
térmico notablemente mejorado, y que también puede reducir  
substancialmente, en algunos casos, la inversión de capital  
en la instalación depuradora. La siguiente descripción deta-  
llada explicará cómo el nuevo procedimiento permite aprove-  
20           char eficientemente fuentes de calor que en los procedimien-  
tos de la técnica anterior se desperdiciaban en gran parte o  
totalmente, inclusive particularmente el calor de absorción  
de los gases ácidos en la solución de lavado, y el calor in-  
troducido en el sistema por la mezcla gaseosa bajo tratamien-  
25           to, al entrar ésta en contacto directo con la solución de la-



1969

1        ///vado. Mediante el procedimiento de la invención las fuentes térmicas mencionadas se utilizan con eficiencia para generar una porción del vapor de desprendimiento que se necesita para regenerar la solución de lavado.

5        De acuerdo con el nuevo procedimiento de esta invención, una solución lavadora o depuradora alcalina acuosa regenerable se hace circular cíclicamente entre una etapa de absorción en la cual la mezcla gaseosa es lavada por la solución bajo presiones substancialmente superatmosféricas, y

10       una etapa de regeneración en la cual la solución es sometida al desprendimiento por vapor bajo presiones substancialmente reducidas, para desabsorber de la solución los gases ácidos. La absorción se efectúa, al menos en parte, a temperaturas superiores a la temperatura de ebullición atmosférica de la

15       solución regenerada, y al menos parte de la solución se retira a esta temperatura de la zona de absorción. En la regeneración se establecen al menos dos zonas de regeneración separadas, donde la solución proveniente de la etapa de absorción es sometida al desprendimiento por vapor para desabsorber de

20       la misma los gases ácidos a presiones substancialmente menores que las presiones en la etapa de absorción. Una de las zonas de regeneración se mantiene a mayor presión y mayor temperatura, trabajando bajo presión superatmosférica (y, por tanto, a temperaturas superiores a la temperatura de ebullición atmosférica de la solución regenerada), y se alimenta

25



1 con solución caliente proveniente de la etapa de absorción  
a una temperatura superior a la temperatura de ebullición at-  
mosférica de la solución regenerada. Otra de las zonas de re-  
generación se mantiene a menor presión y menor temperatura,  
5 y se alimenta con una corriente separada, de solución prove-  
niente de la etapa de absorción. La solución regenerada, que  
sale de la zona de regeneración de mayor presión, a una tem-  
peratura superior a su temperatura de ebullición atmosférica,  
se conduce a un tanque de vaporización instantánea, o una zo-  
10 na de reducción de presión equivalente, donde se elimina la  
presión sobre la solución con la consiguiente vaporización  
instantánea del vapor y el enfriamiento de la solución. El  
vapor liberado de esta manera se introduce como vapor de des-  
prendimiento en la zona de regeneración de menor presión,  
15 mientras la solución regenerada enfriada, proveniente de la  
zona de vaporización instantánea, y la solución regenerada  
proveniente de la zona de regeneración de menor temperatura,  
se hacen volver a la zona de absorción.

De la siguiente descripción detallada se desprenderá  
20 que el procedimiento de esta invención se puede aplicar de  
varias maneras para resolver varios problemas de separación  
de gases. La selección del mejor esquema de procedimiento pa-  
ra aplicar la invención dependerá de diversos factores, tales  
como la temperatura y el contenido de vapor de agua de la mez-  
25 cla gaseosa a tratar, la presión parcial del gas ácido en la



1969

1 mezcla, y el grado de pureza deseado del gas tratado. A con-  
tinuación se describirán algunas formas de realización espe-  
cíficas que ilustran la aplicación de la invención en diver-  
sas condiciones. Es obvio que el alcance de la invención ad-  
5 mite muchas variaciones más.

Para describir la invención más detalladamente, se  
hace ahora referencia a los gráficos adjuntos en los cuales:

La figura 1 es un diagrama de operaciones sucesivas,  
que ilustra una de las formas de realización de la invención  
10 para tratar gases de alimentación calientes;

La figura 2 es un diagrama de operaciones sucesivas,  
que ilustra otra forma de realización de la invención para  
tratar gases de alimentación calientes, particularmente con-  
veniente para producir un gas purificado con poco contenido  
15 de gas ácido residual;

La figura 3 es un diagrama de operaciones sucesivas,  
que ilustra otra forma de realización de la invención para  
tratar gases de alimentación fríos, cuando se desea reducir  
el contenido de gas ácido residual a un nivel bajo en el gas  
20 purificado.

Se hace ahora referencia a la figura 1 que ilustra  
un sistema conveniente para el tratamiento de una corriente  
gaseosa caliente, cuyo contenido de  $\text{CO}_2$  residual se desea re-  
ducir a niveles moderadamente bajos, como del 0,5 al 2%. En  
25 la figura 1, la referencia numérica 10 indica de manera ge-



1 //neral una columna de absorción, capaz de trabajar bajo pre-  
siones superatmosféricas substanciales, por ejemplo de 28,123  
kg/cm<sup>2</sup>. En las secciones sombreadas A y A', la columna de  
5 absorción 10 está provista de medios para asegurar el contac-  
to íntimo entre las fases gaseosa y líquida. Así, las seccio-  
nes A y A' pueden estar provistas de material de relleno apro-  
piado, como ser anillos Raschig, silletas Berl, silletas In-  
talox, u otros tipos de cuerpos de relleno que expongan gran-  
des áreas superficiales de líquido a la corriente gaseosa que  
10 por el relleno pasa. Alternativamente se pueden emplear otros  
medios, tales como chapas dotadas de casquetes de burbujeo,  
o bandejas de criba.

La columna de absorción 10 es alimentada con solución  
de lavado regenerada, tal como una solución acuosa de carbo-  
15 nato potásico que contiene una pequeña cantidad de etanolami-  
na, por vía de los conductos 11 y 12. El conducto 11 entrega  
una corriente de solución de lavado (preferentemente más re-  
generada que la que entra por el conducto 12) a la parte su-  
perior de la columna de absorción, y esta corriente baja por  
20 sobre el relleno en la sección A'. El conducto 12 entrega una  
segunda corriente de solución de lavado (normalmente menos  
regenerada que la corriente que entra por el conducto 11) en-  
cima de la sección A. La solución introducida por el conducto  
11 se mezcla con la introducida por el conducto 12, y la so-  
25 lución mezclada baja entonces por sobre el relleno o las cha-



1     ///pas en la sección A y se junta en el sumidero 13 en el  
fondo de la columna de absorción, y se evacúa de la torre de  
absorción por el conducto 14.

5     La corriente de gas caliente a purificar, por ejem-  
plo una que contiene un 20% de  $\text{CO}_2$ , a una temperatura de 115  
°C y saturada con vapor, entra al fondo de la columna de ab-  
sorción 10 por el conducto 15, y sube a contracorriente con  
el líquido que baja por las secciones A y A', y sale de la  
parte superior del absorbedor, en estado purificado, por el  
10    conducto 16. Si así se desea o si fuera necesario, la corrien-  
te gaseosa que sale del absorbedor por el conducto 16 se ha-  
ce pasar por un enfriador-condensador 17, donde el gas se  
enfria y el vapor de agua se condensa. El condensado acuoso,  
proveniente del condensador 17, se puede hacer volver a la  
15    parte superior del absorbedor por el conducto 18. El gas pu-  
rificado sale del enfriador-condensador por el conducto 19,  
para cualquier uso deseado.

20    La solución se regenera en la columna de regeneración,  
identificada de una manera general por la referencia numéri-  
ca 20. En la etapa de regeneración, en la columna 20, hay  
dos zonas separadas. En el fondo de la columna de regeneración  
está provista una zona de regeneración de mayor temperatura  
y presión superatmosférica, indicada de una manera general  
por la letra B, y en la parte superior de la columna de rege-  
25    neración está provista una zona de menor temperatura y menor



1 presión, indicada de una manera general por la letra C. La  
zona B, de mayor temperatura y mayor presión, está separada  
de la zona C, de menor temperatura y menor presión, por una  
cúpula 21 que impide la comunicación entre las dos zonas. La  
5 zona B está provista de un relleno apropiado, o chapas, en la  
sección sombreada B', y la zona C está provista de manera si-  
milar de chapas o relleno en la sección sombreada C'.

La solución de lavado usada, que contiene el gas áci-  
do absorbido, se retira del sumidero 13 en el fondo del absor-  
bedor 10 por vía del conducto 14, a una temperatura superior  
10 a la temperatura de ebullición atmosférica de la solución re-  
generada, por ejemplo una temperatura de 118°C, y se conduce  
a la válvula 21 contralora del flujo, que divide la corrien-  
te en dos porciones. Una porción pasa por el conducto 22, la  
15 válvula reductora de presión 23 y el conducto 24 a la parte  
superior de la zona de regeneración de menor presión C, y la  
otra porción pasa por el conducto 25, la válvula reductora de  
presión 26 y el conducto 27 a la parte superior de la zona de  
regeneración de mayor presión B. Típicamente, el 40 hasta el  
20 70% de la solución retirada del fondo del absorbedor por la  
línea o conducto 14 se puede enviar a la zona de mayor pre-  
sión B, mientras que el resto pasa a la zona de regeneración  
de menor presión C.

La solución introducida a la parte superior de la zo-  
25 na C baja por sobre las bandejas o el relleno en la sección



1 C' a contracorriente con el vapor de desprendimiento que su-  
be, se junta en el sumidero 28 en la parte inferior de la zo-  
na C, y es retirada por vía del conducto 29 a una temperatu-  
ra de 105°C, por ejemplo.

5 La solución introducida a la parte superior de la zo-  
na de mayor presión por el conducto 27, baja por sobre el re-  
lleno o las chapas en la sección B' a contracorriente con el  
vapor de desprendimiento que sube, se junta en el sumidero  
30 en la parte inferior de la zona C, y es retirada por vía  
10 del conducto 31 a una temperatura de 127°C, por ejemplo.

La zona C de la etapa de regeneración es alimentada  
con vapor de desprendimiento en parte por el rehervidor 32,  
que hace circular por los conductos 33 y 34 la solución de  
lavado proveniente del sumidero 28. El vapor generado en el  
15 rehervidor 32 se introduce por vía del conducto 35 en la par-  
te inferior de la zona C.

La zona de mayor presión B del regenerador es alimen-  
tada con vapor de desprendimiento por el rehervidor 36, que  
hace circular por los conductos 37 y 38 la solución de lava-  
do proveniente del sumidero 30. El calor generado en el re-  
20 hervidor 36 se introduce a la parte inferior de la zona B  
por el conducto 39. En la forma de realización ilustrada en  
la figura 1, los rehervidores 36 y 32 son calentados por el  
gas crudo del proceso, que puede ser por ejemplo un gas ca-  
25 liente que contiene CO<sub>2</sub>, saturado con vapor de agua, prove-



1 //niente de un sistema de reformación por vapor, u oxidación  
parcial. El gas caliente, por ejemplo a una temperatura de  
165°C, entra al reevaporador 36 por vía del conducto 40, trans-  
fiere calor a la solución de lavado por el serpentín 41, y pa-  
5 sa entonces por el conducto 42 al reevaporador 32 donde trans-  
fiere calor a la solución de lavado por el serpentín 43, sa-  
le del reevaporador 32 por el conducto 44, y es alimentado a  
la parte inferior del absorbedor 10 por vía del conducto 15,  
a una temperatura de 115°C, por ejemplo.

10 La mezcla de gas ácido desabsorbido y vapor, que se  
junta en la parte superior de la zona de regeneración C, es  
retirada por vía del conducto 45, pasa por el condensador 46  
donde se separa por condensación vapor suficiente para mante-  
ner en el sistema del proceso un apropiado equilibrio de a-  
15 gua, y el condensado acuoso se realimenta a la parte superior  
de la zona de regeneración C por vía del conducto 47. El e-  
fluente gaseoso del condensador, que consiste en gran parte  
en gas ácido, se retira por vía del conducto 48.

20 La mezcla de vapor y gas desabsorbido, que se junta  
en la parte superior de la zona de regeneración B, se retira  
por vía del conducto 49, y se hace pasar por el condensador  
50 donde el vapor se condensa y condensado suficiente se re-  
alimenta para mantener el apropiado equilibrio de agua, y el  
condensado acuoso se realimenta a la parte superior de la zo-  
25 na de regeneración B por vía del conducto 51. El efluente ga-



1969

1    ///seoso del condensador, consistente en gran parte en gas  
    ácido, se retira por el conducto 52.

    La solución regenerada, que se junta en el sumidero  
30 en la parte inferior de la zona de regeneración B, se en-  
5    cuentra a una temperatura superior a la temperatura de ebu-  
    llición atmosférica de la solución, debido a la presión su-  
    peratmosférica que impera en la zona B. Esta solución regene-  
    rada caliente, por ejemplo a una temperatura de 127°C, prove-  
    niente del sumidero 30, se retira por vía del conducto 31,  
10    pasa por la válvula reductora de presión 53, y se introduce  
    en el tanque de vaporización instantánea 54 donde la presión  
    se reduce hasta aproximadamente la presión imperante en la  
    zona de regeneración C, de menor presión y menor temperatura.  
    Como resultado de la reducción de presión se desprende vapor  
15    de la solución, y este vapor desprendido se conduce por el  
    conducto 55 a la parte inferior de la zona de regeneración C  
    para servir como vapor de desprendimiento. Por ejemplo, si  
    la zona B trabaja a una presión manométrica de 1,0546 kg/cm<sup>2</sup>,  
    mientras la zona C trabaja a una presión de 0,1406 kg/cm<sup>2</sup> (me-  
20    dida en la parte inferior de la zona C), la presión manomé-  
    trica en el tanque de vaporización instantánea 54 puede ser,  
    por ejemplo, de 0,2109 kg/cm<sup>2</sup>, y el vapor generado pasará por  
    su propia carga a la parte inferior de la zona C por vía del  
    conducto 55. Se ve, pues, que en la forma de realización i-  
25    lustrada en la figura 1 la zona C es alimentada con el vapor



1963

1 de desprendimiento que necesita, en parte por el vapor genera-  
do en el reevaporador 32 y en parte por el vapor vaporizado  
instantáneamente en el tanque de vaporización instantánea 54.

5 Desde luego, la evolución del vapor en el tanque de  
vaporización instantánea 54 es endotérmica y causa el enfria-  
miento de la solución. La solución enfriada, que se junta en  
la parte inferior del continente 54, en el sumidero 56, por  
ejemplo a una temperatura de 113°C, es enviada por el conduc-  
to 57, la bomba de reciclaje 58 y el conducto 11, a la parte  
10 superior de la columna de absorción 10.

La solución regenerada que se junta en el sumidero 28,  
en el fondo de la zona de regeneración C, es retirada por vía  
del conducto 29 y recirculada por la bomba de reciclaje 59 y  
el conducto 12 a la columna de absorción 10, en un nivel in-  
15 termedio encima de la sección A.

El efecto total del sistema de la figura 1 es la recu-  
peración y utilización eficiente de una porción substancial  
del contenido térmico del gas crudo caliente que entra al ab-  
sorbedor, más una porción substancial del calor de absorción  
20 que se produce cuando el gas ácido es absorbido por la solu-  
ción. En los sistemas anteriores estas dos fuentes de calor  
se desperdiciaban totalmente o en gran parte. En el sistema  
de la figura 1, la solución de lavado en el absorbedor actúa,  
en efecto, como acumulador del contenido térmico del gas cru-  
do procesado (que se transfiere a la solución por contacto di-  
25



1     ///recto con el gas) y del calor de absorción del gas ácido,  
liberado en el absorbedor. El calor proveniente de estas dos  
fuentes aumenta la temperatura de la solución de lavado a un  
nivel por encima de la temperatura de ebullición atmosférica  
5     de la solución regenerada.

Por regeneración de una porción substancial de esta  
solución lavadora caliente, en una zona de regeneración bajo  
presión superatmosférica, se produce una solución regenerada,  
magra, a presión elevada. Cuando se elimina la presión sobre  
esta solución, como en el tanque de vaporización instantánea  
10    en la figura 1, el calor acumulado en la solución durante la  
absorción es liberado en forma de vapor de desprendimiento,  
útil, que contiene poco o ningún  $\text{CO}_2$  y se encuentra bajo una  
presión que permite introducirlo a la parte inferior de la  
15    zona de regeneración de menor presión C y utilizarlo en ésta  
como vapor de desprendimiento eficaz, reemplazando una pro-  
porción substancial del vapor de desprendimiento que, de lo  
contrario, habría que producir en el reevaporador 32.

Este vapor generado internamente reduce la cantidad  
20    de vapor externo requerida en el sistema (medida por la can-  
tidad total de vapor que comúnmente se generaría en los re-  
evaporadores 32 y 36), por ejemplo en un 15 hasta un 30%. Es-  
ta disminución de las necesidades de vapor externo disminuye  
también el tamaño de los reevaporadores 32 y 36, que son e-  
25    quipos costosos de la instalación porque frecuentemente hay



1        construirlos de acero inoxidable. Los condensadores de pro-  
ducto de cabeza 46 y 50 tienen también dimensiones substan-  
cialmente reducidas, en proporción a la reducción de la can-  
tidad de vapor generada en los reevaporadores 32 y 36.

5                El hecho de que una proporción substancial de la so-  
lución es regenerada bajo presiones superatmosféricas ofrece  
otras ventajas más. Las mayores temperaturas de trabajo, que  
resultan de la presión superatmosférica de la regeneración,  
aumentan substancialmente el régimen de la desabsorción y per-  
miten una regeneración más cabal de la solución, y una reduc-  
10        ción de la cantidad de relleno en las secciones A y A' del  
absorbedor y las secciones B' y C' del regenerador. Otra ven-  
taja es que una proporción substancial del CO<sub>2</sub> separado del  
gas crudo se recupera a presión elevada, lo que reduce el cos-  
to de la compresión cuando el CO<sub>2</sub> se utiliza bajo presión,  
15        por ejemplo en la fabricación de urea, o cuando se trata de  
convertir el CO<sub>2</sub> en líquido o sólido.

               Cabe recalcar dos particularidades de la invención,  
que son esenciales para lograr estos resultados. Primero, es  
20        esencial que al menos parte del absorbedor trabaje a tempera-  
turas superiores a la temperatura de ebullición atmosférica  
de la solución regenerada, para enviar a la etapa de regenera-  
ción al menos una porción substancial de la solución usada,  
a tal temperatura elevada. La expresión "temperatura de ebu-  
25        llición atmosférica de la solución regenerada", tal como em-



1 //pleada en la presente, significa la temperatura a la cual  
la presión total del vapor de agua y del gas ácido encima de  
la solución de lavado, después de someter ésta a la regenera-  
5 ción por desprendimiento por vapor en la etapa de regenera-  
ción, es igual a una atmósfera de presión absoluta. Antes de  
la regeneración, la solución tendrá una temperatura de ebu-  
llición atmosférica algo menor, debido a la presencia de un  
contenido relativamente elevado de gas ácido absorbido. Si  
la solución de lavado usada se envía a la zona de regenera-  
10 ción de mayor presión a una temperatura menor, el rendimien-  
to térmico de la zona de regeneración de mayor presión em-  
peora muchísimo porque se necesita calor adicional para ele-  
var la temperatura de la solución de lavado desde su tempera-  
tura inicial relativamente baja hasta la temperatura relati-  
15 vamente alta de la solución, que existe en la zona de regene-  
ración de mayor presión. En tales circunstancias hay poca o  
ninguna ganancia neta del rendimiento térmico.

La segunda particularidad esencial de la invención  
es que la solución usada caliente debe ser alimentada a la  
20 zona de regeneración de mayor presión, sin descomprimirla  
primero o reducir su presión a una presión inferior a la im-  
perante en la zona de mayor presión. Si la corriente calien-  
te de solución usada, proveniente del absorbedor, se descom-  
prime hasta presión atmosférica, el calor acumulado en la so-  
25 lución se disipa como mezcla inútil de vapor y  $\text{CO}_2$ , sin valor



1 para el desprendimiento por vapor. En cambio, si la solución  
usada caliente se descomprime hasta la presión imperante en  
la parte superior de la zona de regeneración de mayor pre-  
sión, se reduce al mínimo la vaporización instantánea anti-  
5 económica del vapor cuando disminuye la presión. Dicho de o-  
tro modo, la presión imperante en la zona de regeneración de  
mayor presión reduce en forma muy marcada la generación endo-  
térmica de vapor, que se produce cuando disminuye la presión,  
y conserva así el calor almacenado en la solución. Esta con-  
servación del calor se refleja en la temperatura substancial-  
10 mente mayor, de la solución, en la parte superior de la zona  
de regeneración de mayor presión, después de la reducción de  
la presión. Después de la regeneración, este calor almacena-  
do llega a ser disponible cuando la solución se vaporiza ins-  
15 tantáneamente, para producir vapor esencialmente puro, vir-  
tualmente carente de gas ácido, y plenamente eficaz como va-  
por de desprendimiento.

A fin de acumular calor en la solución de lavado, pa-  
ra producir una corriente de solución de lavado usada cuya  
20 temperatura sea superior a la temperatura de ebullición at-  
mosférica de la solución regenerada, es, desde luego, necesa-  
rio evitar el enfriamiento excesivo de la solución de lavado  
alimentada al absorbedor. En el sistema de la figura 1 se  
produce el enfriamiento mínimo de la solución. Con excepción  
25 del enfriamiento endotérmico que se produce en el tanque de



1 de vaporización instantánea 54, toda la solución vuelve al  
absorbedor a la temperatura que tiene al salir del regenera-  
dor.

5 En algunos casos puede ser conveniente enfriar mode-  
radamente la solución regenerada en la porción superior del  
absorbedor, a fin de reducir la contrapresión del gas ácido  
de la solución, y obtener así una corriente gaseosa purifica-  
da, de menor contenido residual del gas ácido. Tal sistema  
está ilustrado en la figura 2, en la cual una corriente menor,  
10 de solución enfriada, es alimentada a la parte superior del  
absorbedor para reducir el contenido de gas ácido en el gas  
purificado. Cuando se provee enfriamiento, como en el siste-  
ma de la figura 2, va de por sí que hay que controlar la can-  
tidad de enfriamiento para que al menos una porción substan-  
15 cial de la solución de lavado pueda calentarse en el absorbe-  
dor hasta una temperatura superior a la temperatura de ebu-  
llición atmosférica de la solución regenerada.

A fin de obtener del absorbedor una corriente de alta  
temperatura, será a veces conveniente dividir la etapa de ab-  
20 sorción en secciones o zonas separadas para asegurar que al  
menos una porción de la solución de lavado usada salga de la  
etapa de absorción a la deseada temperatura elevada. Tal sis-  
tema, conveniente para trabajar con gas de alimentación frío,  
está ilustrado en la figura 3. En la figura 3, la sección de  
25 más abajo del absorbedor hace de sección precalentadora y pre-





1 el calor en una corriente particular, como en la figura 3, o  
si está realizado de otro modo. En algunos casos se pueden  
lograr mejoras significantes en la economía térmica, aun. cuan-  
do la temperatura de la corriente caliente proveniente del  
5 absorbedor es sólo en unos cuantos grados superior a la tem-  
peratura de ebullición atmosférica de la solución regenerada.  
En casos típicos, la temperatura de la corriente caliente pro-  
veniente del absorbedor será en 5 hasta 45°C, pero más común-  
mente en 10 hasta 30°C, superior a la temperatura de ebulli-  
10 ción atmosférica de la solución regenerada.

Los gases de alimentación crudos, convenientes para  
esta invención, deben tener preferentemente una substancial  
presión parcial del gas ácido ( $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$ ). Por lo general,  
cuanto mayor sea la presión parcial del gas ácido, tanto ma-  
15 yores serán las ventajas que se alcanzan. En la mayoría de  
los casos será conveniente que la presión parcial del gas á-  
cido en el gas de alimentación crudo sea del orden de 1,7577  
kg/cm<sup>2</sup>, o más, y preferentemente del orden de 2,8123 kg/cm<sup>2</sup>,  
o más. Presiones parciales relativamente elevadas, del gas á-  
20 cido, son convenientes para superar la contrapresión relativa-  
mente elevada del gas ácido de la solución, que se debe al he-  
cho de que parte del absorbedor trabaja a temperaturas supe-  
riores a la temperatura de ebullición atmosférica de la solu-  
ción regenerada. En estas condiciones se requiere una substan-  
25 cial presión parcial del gas ácido en la fase gaseosa, para



1 proveer la fuerza impulsora necesaria para que se produzca la  
absorción. La fuerza impulsora es la diferencia entre la con-  
trapresión del gas ácido de la solución y la presión parcial  
del gas ácido en la fase gaseosa.

5 Aunque la invención es aplicable a gases de alimenta-  
ción tanto fríos como calientes, los gases de alimentación i-  
deales para el sistema son aquéllos cuya temperatura es sub-  
tancialmente mayor a la temperatura de ebullición atmosférica  
de la solución de lavado regenerada, y que contienen cantida-  
des substanciales de vapor de agua o, preferentemente, están  
10 saturados con vapor de agua. Gases de síntesis, producidos  
por reformación bajo alta presión de gas natural o nafta, o  
por oxidación parcial de diversos combustibles carbonosos ba-  
jo alta presión, son ideales para tratarlos de acuerdo con  
15 esta invención porque se los obtiene a alta temperatura, tie-  
nen presiones parciales de  $\text{CO}_2$  relativamente elevadas (por e-  
jemplo, del orden de 3.5153 hasta 28.123 kg/cm<sup>2</sup>), y contienen  
cantidades substanciales de vapor de agua, o están saturados  
con éste. Después de recuperar la mayor parte del contenido  
20 térmico de estos gases calientes, que contienen vapor, en va-  
rias unidades termorrecovery (inclusive reevaporadores  
que proporcionan el vapor de desprendimiento para la etapa de  
regeneración), estos gases se introducirán típicamente en la  
etapa de absorción del sistema de esta invención saturados  
25 con vapor y a temperaturas del orden de 115 hasta 135°C.



1 Gases de alimentación fríos, típicos, que se prestan  
para ser tratados de acuerdo con esta invención, incluyen gas  
natural bajo presiones elevadas, y conteniendo cantidades  
substanciales de  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$ . La aplicación de la invención  
5 a la separación de  $\text{CO}_2$  del gas natural está ilustrada en la  
figura 3 de los gráficos.

Por lo general, se puede emplear en el sistema de la  
invención cualquier solución de lavado alcalina acuosa rege-  
nerable. Se prefieren particularmente soluciones acuosas de  
10 carbonato potásico, especialmente soluciones de carbonato po-  
tásico relativamente concentradas, con concentraciones del  
carbonato potásico del 15 al 45%, en peso, y con preferencia  
del 22 al 35% aproximadamente (estas concentraciones, en peso,  
se calculan suponiendo que todo el potasio presente está pre-  
15 sente como carbonato potásico). Preferentemente, estas solu-  
ciones de carbonato potásico se activan por adición de aditivos  
tales como la etanolamina, boratos alcalinometálicos tales  
como el borato potásico o el borato sódico,  $\text{As}_2\text{O}_3$ , aminoácidos  
tales como la glicina, u otros aditivos tendientes a aumentar  
20 los regímenes de absorción y desabsorción del gas ácido en la  
solución de carbonato potásico.

De entre estos activadores de las soluciones de car-  
bonato potásico se prefieren particularmente las etanolaminas,  
que preferentemente se agregan a las soluciones de carbonato  
25 potásico a razón de aproximadamente un 1 hasta un 10%, en pe-



1 //so, y con preferencia del 2 al 6% ponderal aproximadamente.  
Se prefiere la dietanolamina,  $\text{HN}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2$ , por su bajo costo,  
su relativamente poca volatilidad, y su eficacia. Sin embargo,  
se puede emplear en lugar de ella la monoetanolamina,  $\text{H}_2\text{NCH}_2\text{-}$   
5  $\text{CH}_2\text{OH}$ , o la trietanolamina,  $\text{E}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3$ ; o mezclas de cuales-  
quiera dos de estas etanolaminas, o de las tres, se pueden em-  
plear como aditivos a las soluciones de carbonato potásico.

Además de las soluciones de carbonato potásico, con  
o sin activadores, se pueden emplear otras soluciones de lava-  
do alcalinas acuosas regenerables, tales como las soluciones  
10 acuosas de las etanolaminas, o soluciones acuosas de fosfatos  
alcalinometálicos como el fosfato potásico.

Es cosa bien conocida que las reacciones que se produ-  
cen durante la absorción y la regeneración son diferentes, se-  
gún la solución de lavado del caso. En el caso del carbonato  
15 potásico, la absorción del  $\text{CO}_2$  produce bicarbonato potásico,  
mientras que la regeneración o desabsorción libera el  $\text{CO}_2$  y  
produce carbonato potásico. Es también cosa bien conocida que  
las reacciones de absorción y desabsorción reversibles no lle-  
20 gan a completarse, ni en la absorción ni en la regeneración,  
y en consecuencia la solución de lavado que circula es, en  
realidad, una mezcla. Por ejemplo, en el caso de las solucio-  
nes de carbonato potásico, la solución de lavado regenerada  
que se alimenta al absorbedor en el caso de la absorción de  
25  $\text{CO}_2$ , es una mezcla de carbonato y bicarbonato, rica en carbo-



1 //nato, mientras que la solución que sale del absorbedor es  
una mezcla rica en bicarbonato. Cuando aquí se habla de solu-  
ciones de lavado de carbonato potásico, etanolamina, o fosfato  
5 lavado incluyen mezclas de dichos compuestos con los produc-  
tos de reacción que se forman durante el proceso de absorción.

La etapa de absorción debe mantenerse bajo presiones  
superatmosféricas substanciales, de por lo menos 7,031 kg/cm<sup>2</sup>,  
y con preferencia 14,062 kg/cm<sup>2</sup>; en aplicaciones típicas de  
10 la invención las presiones en el absorbedor serán generalmen-  
te desde 17,577 hasta 105,46 kg/cm<sup>2</sup>. Las presiones se entien-  
den manométricas.

Desde luego, en la etapa de absorción es conveniente  
utilizar casi toda la capacidad portadora práctica de la so-  
lución, porque el rendimiento térmico baja y el régimen requie-  
15 rido de circulación de la solución aumenta cuando se utiliza  
sólo parte de la capacidad portadora que tiene la solución.  
Por ejemplo, cuando se emplea una solución acuosa de carbona-  
to potásico para absorber CO<sub>2</sub>, es conveniente usar en la eta-  
pa de absorción una solución que ha sido regenerada hasta una  
20 fracción de bicarbonato potásico relativamente magra, por e-  
jemplo del 25 al 40%, y mantener una solución o fracción rica  
en bicarbonato potásico, por ejemplo del 65 al 85%, que sale  
de la etapa de absorción. La expresión "fracción de bicarbo-  
nato potásico", tal como aquí se emplea, significa la propor-  
25



1 //ción de carbonato potásico original ( $K_2CO_3$ ), expresada en  
porcentaje, que ha sido convertida en bicarbonato potásico  
por reacción con el  $CO_2$ . Por ejemplo, una solución que tiene  
una fracción de bicarbonato potásico del 25% se obtiene por  
5 conversión del 25% molar del contenido de carbonato potásico  
de la solución en bicarbonato potásico, de modo que la rela-  
ción de los iones potasio presentes como carbonato potásico,  
a los iones potasio presentes como bicarbonato potásico, es  
de 3:1. Dado que se producen dos moles de bicarbonato de po-  
10 tasio por cada mol de carbonato de potasio, la relación molar  
 $K_2CO_3 : KHCO_3$ , cuando la fracción de bicarbonato es del 25%,  
es de 3:2.

La presión en la zona de regeneración de mayor pre-  
sión y mayor temperatura será, por lo general, de 0,3515 hasta  
15 2,8123 kg/cm<sup>2</sup>, presión manométrica, y más comúnmente será del  
orden de 0,7031 hasta 2,1092 cm<sup>2</sup>/kg. Como ya se explicó, se  
necesita una presión superatmosférica para la regeneración,  
a fin de conservar el calor acumulado en la solución e impe-  
dir su disipación en forma de mezcla inútil de vapor y  $CO_2$  que  
20 no tiene valor alguno para la regeneración por desprendimien-  
to por vapor, y que se produciría si la solución caliente pro-  
veniente del absorbedor se redujera a presión atmosférica an-  
tes de la regeneración. Un límite práctico de la presión má-  
xima en la zona de regeneración de mayor presión es la canti-  
25 dad de vapor producido por vaporización instantánea, que se



1 puede emplear con provecho en la zona de regeneración de me-  
nor presión. Cuanto mayor sea la presión en la zona de rege-  
neración de mayor presión, tanto mayor será la cantidad de  
5 vapor instantáneo que se producirá al bajar la presión sobre  
la solución en el tanque de vaporización instantánea antes de  
la recirculación de la solución al absorbedor.

La zona de regeneración de menor presión y menor tem-  
peratura se mantiene preferentemente a presión atmosférica,  
o ligeramente superior. A veces son necesarias o convenientes  
10 presiones ligeramente elevadas, por ejemplo desde 0,0703 has-  
ta 0,4218 kg/cm<sup>2</sup>, presión manométrica (medida en la parte su-  
perior de la zona de regeneración), en vista de caídas de pre-  
sión por el condensador de producto de cabeza, o porque es  
conveniente suministrar el CO<sub>2</sub> bajo ligera presión a un proce-  
15 so corriente abajo con respecto al regenerador. Sin embargo,  
el mejor rendimiento térmico se obtiene cuando el regenerador  
de menor presión trabaja lo más cerca posible de la presión  
atmosférica para proveer la mayor diferencia entre las pre-  
siones en las zonas de regeneración de mayor y de menor pre-  
20 sión.

La proporción de la solución de lavado alimentada a  
la zona de regeneración de mayor temperatura, con relación a  
la alimentada a la zona de regeneración de menor temperatura,  
puede variar considerablemente, según factores tales como el  
25 tipo de fuente de calor para la regeneración, la temperatura



1 y el contenido de gas ácido del gas crudo, el deseado grado  
de pureza del gas tratado, la cantidad de gas ácido a recupe-  
rar bajo presión, y lo similar. Empero, por lo general la pro-  
porción de la solución, alimentada a la zona de regeneración  
5 de alta temperatura, debe ser substancial; por lo general, no  
menos del 50%, aproximadamente, y no más del 80% del total, y  
en la mayoría de los casos típicos debe comprender aproximada-  
mente un 40 hasta un 70% del flujo total de la solución. Si  
el flujo a la zona de regeneración de mayor presión se reduce  
10 hasta un nivel bajo, se reduce la cantidad de solución regene-  
rada caliente, apropiada para la vaporización instantánea, y  
se reduce así al mínimo la cantidad de calorrecuperación pos-  
sible. Por otra parte, si el flujo a la zona de regeneración  
de mayor presión se aumenta hasta un nivel excesivamente alto,  
15 se puede generar más vapor instantáneo del que se puede em-  
plear con provecho en la zona de regeneración de menor presión.

Se hace ahora referencia a la figura 2, que ilustra  
otra forma de realización de la invención, que se presta par-  
ticularmente para tratar gases de alimentación calientes quan-  
do se desea producir un gas purificado, con poco contenido de  
20 gas ácido residual, por ejemplo un contenido de  $CO_2$  residual  
del 0,05 al 0,2%, en volumen.

En la figura 2, todos los elementos que son equivalen-  
tes a los de la figura 1 llevan los mismos números o letras  
de referencia; por consiguiente, sólo hay que señalar las di-  
25



1     ///ferencias entre los sistemas de las figuras 2 y 1.

      La diferencia principal entre el sistema de la figura  
1 y el de la figura 2 es que en el segundo una porción de la  
solución proveniente de la zona de regeneración de mayor pre-  
5     sión B (más regenerada que la solución regenerada proveniente  
de la zona de regeneración de menor presión C) es sometida a  
un substancial enfriamiento, y es introducida entonces en la  
parte superior de la columna de absorción. Mediante la provi-  
sión de solución de lavado más regenerada, enfriada, en la  
10    parte superior de la columna de absorción, se reduce al míni-  
mo la contrapresión de los gases ácidos de la solución en la  
parte superior del absorbedor, lo que permite reducir a nive-  
los bajos el contenido de gas ácido en el gas purificado.

      Haciendo ahora referencia específicamente a la figura  
15    2, la referida torre de absorción, que lleva la referencia nu-  
mérica 200, tiene tres secciones que contienen un apropiado  
relleno o chapas de contacto, y que están identificadas por  
las letras A, A' y A". Las dos secciones de arriba del absor-  
bedor, A" y A', se alimentan con solución de lavado regenera-  
20    da que sale del fondo de la zona de regeneración B de mayor  
presión y mayor temperatura, por vía del conducto 31. Después  
de pasar por la válvula reductora de presión 53, el tanque de  
vaporización instantánea 54, el conducto 57 y la bomba de re-  
ciclaje 58, la solución regenerada pasa por el conducto 201  
25    a la válvula 202 controlora del flujo, donde se divide en dos



1 porciones; una de éstas pasa por el conducto 203 a la columna  
de absorción encima de la sección A', y la otra pasa por el  
conducto 204, el enfriador 205 y el conducto 206 a la parte  
superior del absorbedor encima de la sección A". Lo mismo que  
5 en la figura 1, la solución menos regenerada, proveniente de  
la zona de regeneración de menor presión C, se introduce por  
vía del conducto 29, la bomba de reciclaje 59 y el conducto  
12, en la porción inferior del absorbedor, encima de la sec-  
ción A.

10 Cuando el sistema de la figura 2 se encuentra en fun-  
cionamiento, la solución enfriada, más regenerada, que entra  
por vía del conducto 206 a la parte superior del absorbedor,  
será generalmente una proporción menor (es decir, del orden  
de un 10 hasta un 40%) de la solución total que circula en  
15 todas las zonas de la torre de absorción. Cuando se usan so-  
luciones de lavado, de carbonato potásico, particularmente  
las que contienen activadores, la corriente que entra a la par-  
te superior del absorbedor se enfriará a menudo hasta una tem-  
peratura por lo general del orden de 50-90°C, y frecuentemen-  
te con preferencia hasta una temperatura de 60-80°C.

Otra diferencia entre los sistemas de las figuras 1  
y 2 es la disposición de los reevaporadores que proveen el va-  
por de desprendimiento para las zonas de regeneración B y C.  
En la figura 1, el vapor de desprendimiento para ambas zonas  
25 B y C se genera por calentamiento de la solución de lavado en



1 los reevaporadores 32 y 36.

En cambio, en la figura 2 el vapor de desprendimiento para la zona de regeneración B se genera en el reevaporador 36 por calentamiento de la solución de lavado, mientras que el vapor de desprendimiento para la zona de regeneración C se genera por calentamiento del condensado acuoso producido en el sistema. Por lo tanto, la zona de regeneración C está dotada de un reevaporador 207 alimentado con condensado. La alimentación del condensado acuoso al reevaporador 207 se puede derivar de cualquiera de los dos condensadores de producto de cabeza 46 y 50, o de ambos. El condensado se retira del condensador 48 por vía del conducto 47 y se hace pasar por la válvula 208 contralora del flujo, que divide el flujo entre el conducto 209 (que hace volver parte del condensado a la parte superior de la zona de regeneración C) y el conducto 210 (que alimenta parte del condensado al reevaporador 207). De manera similar el condensado que sale del condensador 50 por vía del conducto 51 puede ser dividido en dos porciones por la válvula 211 contralora del flujo, que divide el flujo entre el conducto 212 (que alimenta parte del condensado a la parte superior de la zona de regeneración B) y el conducto 213 (que alimenta parte del condensado al reevaporador 207). Desde luego, las cantidades relativas del condensado alimentadas al reevaporador 207 desde los condensadores 46 y 50 son determinadas por el equilibrio de agua total en el sistema.



1            Se observará que en el sistema de la figura 2 los re-  
evaporadores 36 y 207 son calentados por gas de proceso ca-  
liente, que entra al serpentín 41 del reevaporador 36 por vía  
del conducto 40, y pasa entonces en serie por el conducto 42  
5 a través del reevaporador 207 alimentado con condensado, pro-  
visto del serpentín reevaporador 43.

Si así se desea, se pueden invertir las posiciones re-  
lativas de los dos reevaporadores. Quiere decir que el reeva-  
porador 36 (el primer reevaporador que recibe el gas caliente  
10 del proceso) se puede alimentar con condensado, y el segundo  
reevaporador en serie, o sea el reevaporador 207, se puede a-  
limentar con solución de lavado.

#### Ejemplo

El siguiente ejemplo típico ilustra el funcionamiento  
15 del sistema de la figura 2. Una corriente de gas caliente sa-  
turado, producida por reformación a presión y sustitución  
agua-gas de gas natural, destinada a la síntesis de amoníaco,  
y que contiene aproximadamente un 18% de  $CO_2$ , aproximadamente  
un 61% de hidrógeno, aproximadamente un 20% de nitrógeno, y  
20 cantidades menores de monóxido carbónico y metano, se intro-  
duce por vía del conducto 40 en el serpentín 41 del reevapo-  
rador 36 a una temperatura de  $173^{\circ}C$ , saturada con vapor de  
agua, y bajo una presión de 27,982 kg/cm<sup>2</sup>. Vapor generado en  
el reevaporador 36 a razón de 38.555 kg por hora, se introdu-  
25 ce en la zona B por vía del conducto 39. La corriente de gas



1 pasa entonces por el conducto 42, a una temperatura de 136°C,  
al serpentín 43 del reevaporador 207 alimentado con condensa-  
do. Los 7.788 kg de vapor generados por hora en el reevapora-  
dor 207, se introducen por vía del conducto 214 a la zona de  
5 regeneración de menor presión C. El gas bajo tratamiento pasa  
entonces por el conducto 44, a una temperatura de 120°C, y se  
introduce a esta temperatura y bajo una presión de 27,350 kg/  
cm<sup>2</sup> a la parte inferior de la columna de absorción 200, por  
vía del conducto 15. El gas crudo entra a la parte inferior  
10 del absorbedor a razón de 1.469.600 m<sup>3</sup> normales por hora (cal-  
culado sobre el gas seco), conteniendo un 18,3% de CO<sub>2</sub> y  
9.026 kg de vapor de agua. Esta corriente de gas sube a con-  
tracorriente con la solución de lavado que baja, introducida  
al absorbedor por vía de los conductos 12, 203 y 206, y que  
15 consiste en una solución acuosa de carbonato potásico al 30%,  
que contiene un 3% ponderal de dietanolamina.

La solución enfriada, bien regenerada, proveniente de  
la zona de regeneración de mayor presión B, que tiene una  
fracción de bicarbonato del 30% y una temperatura de 70°C,  
20 se introduce en la parte superior de la columna por vía del  
conducto 206 a razón de 249.935 litros por hora. Una segunda  
corriente de solución de lavado, también proveniente de la zo-  
na de regeneración B y que tiene una fracción de bicarbonato  
del 30% y una temperatura de 113,5°C, se introduce por vía  
25 del conducto 203 encima de la sección A' a razón de 249.935



1     litros por hora. Una tercera corriente de solución de lavado,  
proveniente de la zona de regeneración de menor presión C,  
se introduce en la columna por vía del conducto 12 encima de  
la sección A; tiene una temperatura de 105°C, una fracción  
5     de bicarbonato del 45%, y un régimen de flujo de 499.870 li-  
tros por hora.

En las secciones con relleno A y A' del absorbedor  
se elimina la mayor parte del CO<sub>2</sub>. La corriente gaseosa que  
entra a la sección con relleno A" contiene un 1,0% de CO<sub>2</sub>,  
10    mientras que la corriente de gas purificado que sale de la  
parte superior del absorbedor por vía del conducto 16 contie-  
ne un 0,15 de CO<sub>2</sub>.

La solución de lavado que se junta en el sumidero 13  
en el fondo del absorbedor 200, tiene una temperatura de 114,3  
15    °C debido al calor transferido desde la corriente de gas ca-  
liente saturado (que entra a 120°C) en contacto directo con  
la solución, y el calor liberado por la absorción exotérmica  
del CO<sub>2</sub> en la solución. La solución de lavado usada, que tie-  
ne una temperatura de 114,3°C y una fracción de bicarbonato  
20    potásico del 80%, pasa por el conducto 14 a razón de 1.360.800  
kg por hora, y es dividida por la válvula 21 controlera del  
flujo en dos corrientes iguales; una de éstas pasa a razón  
de 680.400 kg por hora por el conducto 22, la válvula reduc-  
tora de presión 23 y el conducto 24 a la parte superior de  
25    la zona de regeneración de menor presión C, y la otra pasa



1 al mismo régimen de flujo por el conducto 25, la válvula re-  
ductora de presión 26, y el conducto 27 a la parte superior  
de la zona de regeneración de mayor presión B.

5 La zona de regeneración de menor presión C trabaja a  
una presión de 0,1406 kg/cm<sup>2</sup> (manométrica) en la parte supe-  
rior de la sección con relleno C', y una presión de 0,2812  
kg/cm<sup>2</sup> en la parte inferior del sumidero 28. En la zona C,  
la solución es sometida al vapor de desprendimiento introdu-  
cido por vía de los conductos 214 y 55, y es retirada en la  
10 parte inferior de la zona C a una temperatura de 105°C y con  
una fracción de bicarbonato potásico del 45%.

La zona de regeneración de mayor presión B trabaja a  
una presión manométrica de 1,0546 kg/cm<sup>2</sup> en la parte superior  
de la sección con relleno B', y la presión en la parte infe-  
15 rior del relleno es de 1,2655 kg/cm<sup>2</sup> debido a la caída de pre-  
sión a través del relleno. La solución que baja por la sec-  
ción con relleno B' es sometida al desprendimiento por vapor,  
por el vapor introducido por vía del conducto 39, y se junta  
en el sumidero 30 en la parte inferior de la zona B, a una  
20 temperatura de 128°C y con una fracción de bicarbonato potá-  
sico del 30%. Esta solución regenerada caliente, después de  
pasar por la válvula reductora de presión 53, se introduce  
en el tanque de vaporización instantánea 54, que trabaja a  
una presión de 0,4218 kg/cm<sup>2</sup>. Dado que la solución entra al  
25 tanque de vaporización instantánea 54 a una temperatura su-



1 //porior a su temperatura de obullición atmosférica, la so-  
lución genera vapor substancialmente puro a razón de 13.267  
kg por hora. Se genera muy poco CO<sub>2</sub>, ya que el contenido de  
CO<sub>2</sub> ha sido reducido a un nivel bajo en la zona de regenera-  
5 ción B. El vapor generado en el tanque de vaporización ins-  
tantánea 54 se desplaza bajo su propia presión por el conduc-  
to 55 a la parte inferior de la zona de regeneración C, donde  
proporciona el 63% del vapor de desprendimiento que necesita  
la zona de regeneración C. La solución sometida a vaporiza-  
10 ción instantánea, que se junta en el fondo del tanque 54, se  
enfria hasta una temperatura de 113,5°C y se hace recircular  
por medio de la bomba de reciclaje 58 y por vía del conducto  
2e1 a la válvula 2e2 controlora del flujo, que la divide en  
dos corrientes iguales; una de éstas pasa, sin enfriamiento,  
15 por el conducto 2e3 a la columna de absorción encima de la  
sección con relleno A', y la segunda pasa por vía del conduc-  
to 2e4 por el enfriador 2e5 que la enfria hasta 70°C, y lue-  
go por vía del conducto 2e6 a la parte superior de la columna  
de absorción, encima de la sección con relleno A".

20 Las ventajas del sistema de la figura 2 se desprenden  
de la comparación de los resultados obtenidos en el ejemplo  
precedente, con los resultados obtenidos con un sistema de  
la técnica anterior que utiliza el mismo gas de alimentación,  
la misma solución de lavado, y produce un gas purificado con  
25 igual pureza, pero que emplea solamente una zona de regenera-



1 //ción, que trabaja a presión atmosférica. En el sistema an-  
 terior, lo mismo que en el ejemplo precedente, la columna de  
 absorción se alimenta con solución más regenerada, enfriada  
 (70°C), en la parte superior, y con solución más caliente,  
 5 moderadamente regenerada, en un punto intermedio de la colun-  
 na. Los resultados de esta comparación se consignan en la si-  
 guiente tabla:

	sistema con una sola zo- na de absor- ción y una sola zona de regenera- ción	sistema de la figura 2	cambio por- centual	
10	rendimiento térmico ne- to (m <sup>3</sup> de CO <sub>2</sub> separados por 0,454 kg <sup>2</sup> de vapor consumido)	0,21239	0,26470	rendimien- to térmico mayor en un 20%
15	efecto útil total del reevaporador (Calorías/ hora)	30.240.000	24.192.000	disminución del 20%, de la necesi- dad de va- por externo
	régimen de flujo total de la solución de lava- do (litros/hora)	1.131.715	1.004.236	un 11% mo- nos de flu- jo de solu- ción
20	efecto útil total del enfriamiento - el en- friador de la solución que enfría la corriente menor que pasa a la par- te superior del absorbe- dor (calorías/hora)	12.650.400	10.584.000	disminución del 16, del efecto útil del enfriamien- to

25 Además de estas ventajas, el sistema de la figura 2,  
 en contraste con la práctica anterior, ahora el 16% de la



1 cantidad total del relleno en la zona de regeneración, y dis-  
minuye en un 12% la cantidad del relleno que se necesita en  
el absorbedor. Además, en el sistema de la figura 2 el 59%  
del CO<sub>2</sub> se recupera bajo una presión de 1,0546 kg/cm<sup>2</sup>, mien-  
5 tras que en el sistema de la técnica anterior todo el CO<sub>2</sub> se  
recupera a presión atmosférica.

Se hace ahora referencia a la figura 3, que ilustra  
un sistema que se presta particularmente para tratar gas de  
alimentación frío, por ejemplo gas natural que contiene CO<sub>2</sub>  
10 que entra al absorbedor a temperatura ambiente. En el siste-  
ma de la figura 3, la etapa de absorción tiene una primera  
sección que sirve para precalentar y presaturar el gas frío.  
La solución usada, proveniente de la primera sección del ab-  
sorbedor, que ha sido enfriada hasta una temperatura relati-  
15 vamente baja por la mezcla de gas frío, entrante, se hace pa-  
sar por un intercambio térmico indirecto con la solución re-  
generada caliente, y luego se conduce a la zona de regenera-  
ción de menor temperatura y menor presión.

Con esta disposición es posible mantener otras por-  
20 ciones de la solución de lavado a una temperatura algún tanto  
superior a la temperatura de ebullición atmosférica de la so-  
lución regenerada, lo cual, como ya se explicó, es necesario  
para lograr un buen rendimiento térmico del trabajo de la zo-  
na de regeneración de mayor presión y mayor temperatura.

25 Haciendo ahora referencia específicamente a la figura



1 3, la referencia numérica 300 indica de manera general una  
columna de absorción capaz de trabajar a presiones substan-  
cialmente superatmosféricas, por ejemplo de 70,31 kg/cm<sup>2</sup>, y  
5 provista en las secciones sombreadas A, A1, A2 y A3, de me-  
dios para asegurar el contacto íntimo entre las fases gaseo-  
sa y líquida, por ejemplo relleno o chapas de contacto.

La columna de absorción 300 es alimentada con tres  
corrientes de solución regenerada, tal como una solución de  
carbonato potásico que contiene etanolamina, por vía de los  
10 conductos 301, 302 y 303 respectivamente. La solución se in-  
troduce por vía del conducto 301 a una temperatura de, por  
ejemplo, 70°C, baja por sobre el relleno o las chapas en la  
sección A3, mezclándose con la solución regenerada introduci-  
da por vía del conducto 302 a una temperatura de 118°C, por  
15 ejemplo. La mezcla baja por sobre el relleno o las chapas en  
la sección A2. La solución regenerada introducida por vía del  
conducto 303 a una temperatura de, por ejemplo, 106°C, se  
mezcla con la solución proveniente de la parte superior de  
la columna, y la mezcla baja entonces por sobre el relleno  
20 o las chapas en la sección A1.

Debajo de la sección A1 está provista una chapa reco-  
lectora 304, en la cual se junta la solución proveniente de  
la parte superior del absorbedor. La chapa recolectora 304  
está provista de una chimenea 305 que permite que el gas pro-  
25 veniente de la sección A suba por el absorbedor, como lo ce-



- 1 ////ñalan las flechas. El casquete desviador 306 está provis-  
te para impedir que la solución baje por la chimenea 305. La  
chapa recolectora 304 está también provista de tubos de baja-  
da 307. Parte del líquido que se junta sobre la chapa 304 es  
5 retirada del absorbedor por vía del conducto 308, y parte del  
mismo rebalsa a los tubos de bajada 307 y pasa a la parte in-  
ferior del absorbedor y, después de pasar por sobre el rello-  
no o las chapas de contacto en la sección A, se junta en el  
sumidero 309 en el fondo del absorbedor.
- 10 El gas frío, por ejemplo a una temperatura de 20°C,  
y consistente por ejemplo en gas natural que contiene un 7%  
de CO<sub>2</sub>, entra a la parte inferior del absorbedor por vía del  
conducto 310 y sube a contracorriente con la solución que ba-  
ja, por la sección A, la chimenea 305, y luego sucesivamente  
15 por las secciones A1, A2 y A3 a contracorriente con la solu-  
ción regenerada introducida respectivamente por los conductos  
303, 302 y 301, y sale en estado purificado por vía del con-  
ducto 311, de la parte superior del absorbedor. Si así se de-  
sea, o si fuera necesario, el gas que sale del absorbedor por  
20 vía del conducto 311 se hace pasar por un enfriador-condensa-  
dor 312, que separa por condensación el vapor de agua. El  
condensado acuoso, proveniente del enfriador-condensador 312,  
se puede hacer volver por vía del conducto 313 a la parte su-  
perior del absorbedor. El gas purificado sale del condensador  
25 por vía del conducto 312, para cualquier uso deseado.



1           La regeneración de la solución se efectúa en la co-  
luna de regeneración, identificada de una manera general  
por la referencia numérica 314. Lo mismo que en las formas  
de realización ya descritas, la etapa de regeneración en la  
5           columna 314 incluye dos zonas separadas; una zona de regeneración de mayor temperatura y bajo presión superatmosférica, identificada de una manera general por la letra B, y una zona de regeneración de menor presión, y menor temperatura, en la parte superior de la columna de regeneración, identificada  
10           de una manera general por la letra C. Las zonas B y C están separadas por una cúpula 315 que impide la comunicación entre ellas. La zona B está provista de un apropiado relleno o chapas en la sección sombreada B', y la zona C está provista de manera similar de relleno o chapas en la sección sombreada C'.

15           La zona C es abastecida con vapor de desprendimiento, en parte, por el reevaporador 316 que tiene un serpentín de vapor 317. La solución de lavado proveniente del sumidero 318 circula a través del reevaporador 316 por vía de los conductos 319 y 320. El vapor generado en el reevaporador 316  
20           se introduce por vía del conducto 321 a la parte inferior de la zona C. Una porción substancial del vapor de desprendimiento que necesita la zona C es provista por el vapor generado por vaporización instantánea de la solución regenerada proveniente de la zona de regeneración de mayor presión B, como  
25



1 se explicará a continuación.

La zona de mayor presión B del regenerador es alimentada con vapor de desprendimiento por medio del reevaporador 322 que tiene un serpentín 323. La solución de lavado proveniente del sumidero 324 se hace circular a través del reevaporador 322 por vía de los conductos 325 y 326. El vapor generado en el reevaporador 322 se introduce por vía del conducto 327 a la parte inferior de la zona B.

Lo mismo que en las precedentes formas de realización, las zonas de regeneración B y C tienen condensadores de producto de cabeza, 328 y 329 respectivamente. La mezcla de vapor y gas ácido, proveniente de la parte superior de las zonas B y C, pasa por vía de los conductos 330 y 331 respectivamente a los condensadores, y condensado suficiente para mantener el correcto equilibrio de agua se realimenta a la parte superior de las zonas B y C desde los condensadores por vía de los conductos 332 y 333 respectivamente. El efluente de los condensadores, que consiste principalmente en gas ácido, se retira por vía de los conductos 334 y 335 respectivamente.

Parte de la solución de lavado usada, que contiene gas ácido absorbido, y que se junta en la chapa 304, se retira del absorbedor por vía del conducto 305 a una temperatura algún tanto superior a la temperatura de ebullición atmosférica de la solución regenerada (por ejemplo, 109°C), y se conduce a la válvula 336 controlora del flujo, que la divide en dos co-



1       ///rrientes; una de éstas, que puede comprender por ejemplo  
      el 40 hasta el 70% del flujo total en el sistema, se envía  
      por el conducto 337, la válvula reductora de presión 338 y  
5       el conducto 339 a la parte superior de la zona de regenera-  
      ción B. Esta porción de la solución baja entonces por sobre  
      las chapas o el relleno B' y es sometida al desprendimiento  
      por vapor a contracorriente, mediante el vapor introducido  
      por vía del conducto 327, y se junta en el sumidero 324 en  
10       la parte inferior de la zona B. La segunda porción o corrien-  
      te de la solución de lavado usada, retirada por vía del con-  
      ducto 338, se envía por el conducto 340, la válvula reductora  
      de presión 341 y el conducto 342 a la parte superior de la  
      zona de regeneración C, donde baja por sobre las chapas o el  
15       relleno C' a contracorriente con el vapor de desprendimiento,  
      y la solución regenerada se junta en el sumidero 318 en la  
      parte inferior de la zona C.

      La solución de lavado usada, que se junta en la par-  
      te inferior de la columna de absorción 300, en el sumidero  
      309, y que se encuentra a una temperatura relativamente baja  
20       (por ejemplo, de 58°C) debido al efecto de enfriamiento de  
      la corriente fría de gas ácido introducida por vía del con-  
      ducto 310, se envía por el conducto 343 al termopermutador  
      344, donde entra en intercambio térmico indirecto con la so-  
      lución caliente proveniente de la zona de regeneración B. La  
25       solución así calentada, por ejemplo a una temperatura de 97°C,



1 se envía entonces por el conducto 345 y se mezcla, en el pun-  
te 346, con solución que pasa por el conducto 340, y luego se  
envía por la válvula reductora de presión 341 y el conducto  
342 a la parte superior de la zona de regeneración de menor  
5 presión C.

La solución de lavado regenerada, que se junta en el  
sumidero 324 de la zona B (y que ha sido más regenerada que  
la solución en la zona C), se retira por vía del conducto 347  
a una temperatura de 122°C, por ejemplo, y se hace pasar por  
10 la válvula reductora de presión 348 y el conducto 349 al tan-  
que de vaporización instantánea 350. En respuesta a la dismi-  
nución de la presión en el tanque de vaporización instantánea  
350, aproximadamente hasta la presión imperante en la zona de  
regeneración de menor presión C, la solución genera vapor que  
15 es conducido por vía del conducto 351 a la parte inferior de  
la zona de regeneración C para servir como vapor de despren-  
dimiento.

La solución enfriada, por ejemplo a una temperatura  
de 118°C, se junta en el sumidero 352 en la parte inferior  
20 del tanque de vaporización instantánea 350, y se envía por el  
conducto 353, la bomba de reciclaje 354 y el conducto 355 a  
la válvula 356 controlora del flujo, que la divide en dos por-  
ciones. Una de éstas pasa por vía de los conductos 357 y 302  
al absorbedor, donde es introducida encima de la sección A2.  
25 La segunda porción pasa por vía del conducto 353 al tanque-

20



1 //mutador 344, donde entra en intercambio térmico indirecto  
con la solución fría proveniente de la parte inferior del ab-  
sorbedor. La solución parcialmente enfriada, que sale del  
termostato 344 a una temperatura de 85°C por ejemplo,  
5 pasa por vía del conducto 359 a un enfriador 360 donde su tem-  
peratura baja más todavía, por ejemplo hasta 70°C; seguida-  
mente la solución enfriada, bien regenerada, se introduce por  
vía del conducto 361 en la parte superior del absorbedor.

La solución de lavado regenerada, que se junta en el  
10 sumidero 318 de la zona C (y que ha sido moderadamente rege-  
nerada), se retira a una temperatura de 106°C por ejemplo,  
por vía del conducto 361 y se hace volver mediante la bomba  
de reciclaje 362 y el conducto 363 a la columna de regenera-  
ción 300 encima de la sección A1.

15 Mediante la provisión de la sección inferior A del  
absorbedor, que actúa como precalentador y preaturador del  
gas frío entrante, el sistema de la figura 3 hace posible ob-  
tener en la parte superior del absorbedor una corriente de  
solución a una temperatura relativamente elevada (superior  
20 a la temperatura de ebullición atmosférica de la solución re-  
generada). Una corriente de gas entrante, por ejemplo a 20°C,  
puede salir de la sección A a 70°C. Se reduce así considera-  
blemente el efecto de enfriamiento del gas sobre las porcio-  
nes sucesivas A1, A2 y A3 del absorbedor, de modo que la so-  
25 lución en la chapa recolectora 304 alcanza una temperatura

2  
25 AGO 1922



1       relativamente elevada, apropiada para introducirla en la zo-  
na de mayor presión y mayor temperatura B, del regenerador.  
El intercambio térmico indirecto de la solución enfriada pro-  
veniente de la sección A, con la solución regenerada calien-  
5       te, mejora más todavía la eficiencia del proceso porque redu-  
ce la carga sobre el enfriador 360 y, a la vez, aumenta el  
rendimiento térmico de la zona de regeneración C por aumen-  
tar la temperatura de la corriente de solución alimentada  
por vía del conducto 342 a la zona C.

10               Como resultado del vapor de desprendimiento, útil,  
recuperado en el tanque de vaporización instantánea 354, y  
el uso de la sección precalentadora presaturadora A con el  
termostato 344 asociado, el rendimiento térmico del sis-  
tema de la figura 3, en comparación con sistemas convenciona-  
15       los conocidos, puede ser aumentado en un 10 hasta un 20%,  
por ejemplo, lo que permite reducir en proporción la energía  
externa necesaria para proveer el vapor de desprendimiento  
para la etapa de regeneración.

20               Queda entendido que el alcance de esta invención ab-  
arca otras formas de realización de la misma, además de las  
específicamente descritas e ilustradas, y que la invención  
no se limita a las formas de realización específicas descrip-  
tas, y tampoco a alguna disposición particular de los equi-  
pos. Ha de quedar entendido también que los diagramas de o-  
25       peraciones sucesivas, ilustrativos, no incluyen todos los



1 equipos auxiliares o instrumentos necesarios para el funcio-  
namiento práctico de una planta comercial. Por ejemplo, por  
lo general habrá que proveer equipos adicionales tales como  
cajas separadoras del condensado, corriente abajo con respec-  
5 to a los reevaporadores y en otras ubicaciones en los siste-  
mas ilustrados. Va de por sí que en la aplicación práctica  
de los sistemas ilustrados se emplearen estos equipos auxilia-  
res y otros aparatos necesarios en instalaciones bien cons-  
truidas, y que aquí no se han descrito ni ilustrado especí-  
10 ficamente.

En resumen, el 1º. Cert. de Adición que se solicita,  
recaerá sobre las siguientes:

---

15

20

25

---



1

- REIVINDICACIONES -

1. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases ácidos consistentes en CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S de mezclas de gas", mediante un procedimiento cíclico en el cual una solución de lavado alcalina acuosa se hace circular entre una etapa de absorción donde dicha mezcla gaseosa se lava con dicha solución bajo una sustancial presión superatmosférica, y una etapa de regeneración donde dicha solución es sometida al desprendimiento por vapor bajo presiones sustancialmente reducidas a fin de desabsorber el gas ácido; caracterizadas por las operaciones de retirar de dicha etapa de absorción al menos parte de dicha solución de lavado en forma de corriente caliente a una temperatura superior a la temperatura de ebullición atmosférica de la solución regenerada; establecer al menos dos zonas de regeneración separadas, donde la solución proveniente de dicha etapa de absorción es sometida al desprendimiento por vapor a fin de desabsorber de ella el gas ácido, bajo presiones sustancialmente menores que la presión en dicha etapa de absorción; mantener una de dichas zonas de regeneración como zona de mayor presión y mayor temperatura, que trabaja bajo presión superatmosférica; alimentar dicha zona de regeneración de mayor presión con solución proveniente de dicha etapa de absorción, a una temperatura superior a la temperatura de ebullición atmosférica de la solu-

5

10

15

20

25



1 ción regenerada; mantener otra de dichas zonas de regenera-  
ción como zona de regeneración a menor presión y menor tem-  
peratura, alimentada con una corriente separada de solución  
proveniente de dicha etapa de absorción; reducir la presión  
5 sobre la solución regenerada que sale de la zona de regene-  
ración de mayor presión; generando así vapor por vaporización  
instantánea y enfriando dicha solución; alimentar este vapor  
como vapor de desprendimiento a dicha zona de regeneración de  
menor presión; y hacer volver a dicha etapa de absorción las  
10 corrientes regeneradas de solución, provenientes de dichas zonas  
de regeneración de mayor presión y de menor presión.

2. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases aci-  
dos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de acuer-  
15 do con la Reivindicación 1, caracterizadas porque dicha mez-  
cla gaseosa es una mezcla gaseosa caliente, que contiene va-  
por, debido a lo cual dicha solución de lavado es calentada  
por encima de la temperatura de ebullición atmosférica de la  
solución regenerada, por contacto directo con dicha mezcla ga-  
20 seosa caliente, que contiene vapor, y por el calor de absor-  
ción del gas ácido contenido en dicha mezcla.

3. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases áci-  
dos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de acuer-  
25 do con la Reivindicación 2, caracterizadas porque la mezcla



1 gaseosa caliente, que contiene vapor, caliente toda la solu-  
ción de lavado antes de salir de la etapa de absorción has-  
ta una temperatura superior a la temperatura de ebullición  
atmosférica de la solución regenerada, y esta solución de  
5 lavado caliente, después de salir del absorbedor, se divide  
en al menos dos corrientes separadas, una de las cuales se  
introduce en la zona de regeneración de mayor temperatura y  
mayor presión, y una de las cuales se introduce por separa-  
do en la zona de regeneración de menor temperatura y menor  
10 presión.

4. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases áci-  
dos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de acuer-  
do con la Reivindicación 1, caracterizadas porque la mezcla  
15 gaseosa está fría con respecto a dicha solución de lavado, y  
dicha mezcla gaseosa fría se precalienta y presatura por con-  
tacto directo con la solución de lavado en una sección sepa-  
rada, de dicha etapa de absorción.

5. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
20 principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases áci-  
dos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de acuer-  
do con cualquiera de las Reivindicaciones precedentes, carac-  
terizadas porque la presión parcial del gas ácido en dicha  
mezcla gaseosa es de por lo menos 1,7577 kg/cm<sup>2</sup>, aproximada-  
25 mente.

25 AGO



- 49 -

1                   6. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases  
ácidos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de  
acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones precedentes,  
5                   caracterizadas porque el gas ácido en dicha mezcla gaseosa  
es al menos predominantemente  $\text{CO}_2$ .

                  7. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases  
ácidos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de  
10                   acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones precedentes,  
caracterizadas porque dicha solución de lavado es una solu-  
ción acuosa de carbonato potásico.

                  8. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases  
15                   ácidos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de  
acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones precedentes,  
caracterizadas porque dicha solución de lavado es una solu-  
ción acuosa de carbonato potásico que contiene un aditivo  
del grupo consistente en etanolaminas, boratos alcalinometá-  
20                   licos,  $\text{As}_2\text{O}_3$ , y aminoácidos.

                  9. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases  
ácidos consistentes en  $\text{CO}_2$  y/o  $\text{H}_2\text{S}$  de mezclas de gas", de  
acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones precedentes,  
25                   caracterizadas porque la presión en dicha zona de regenera-

25 AGO



- 50 -

1 ción de mayor presión es del orden de 0,3515 hasta 2,4607  
kg/cm<sup>2</sup>. y con preferencia de 0,7031 hasta 2,1092 kg/cm<sup>2</sup>,  
manométrica.

5 10. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases  
ácidos consistentes en CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S de mezclas de gas", de  
acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones precedentes,  
caracterizadas porque una porción menor de la solución rege-  
nerada se enfría y se alimenta a la parte superior de dicha  
10 etapa de absorción.

11. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases  
ácidos consistentes en CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S de mezclas de gas", de  
acuerdo con cualquiera de las Reivindicaciones precedentes,  
15 caracterizadas porque una porción más regenerada, de la solu-  
ción regenerada, se alimenta a la parte superior de dicha  
etapa de absorción, y solución menos regenerada se alimenta  
a las porciones inferiores de dicha etapa de absorción.

12. Mejoras introducidas en el objeto de la Patente  
20 principal nº 365.057 por: "Un método para eliminar gases  
ácidos consistentes en CO<sub>2</sub> y/o H<sub>2</sub>S de mezclas de gas", de  
acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes,  
caracterizadas porque una porción de la solución regenerada  
se alimenta a la parte superior de la etapa de absorción a  
25 menor temperatura y en estado más regenerado que la solución



1 regenerada que se alimenta a las porciones inferiores de  
dicha etapa de absorción.

13. Se reivindica por último como objeto sobre el  
que ha de recaer el 1º. Certificado de Adición que se solicita:  
5 MEJORAS INTRODUCIDAS EN EL OBJETO DE LA PATENTE PRINCIPAL  
Nº. 365.057 POR: "UN METODO PARA ELIMINAR GASES ACIDOS CON-  
SISTENTES EN CO<sub>2</sub> Y/O H<sub>2</sub>S DE MEZCLAS DE GAS".

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la  
presente Memoria descriptiva que consta de cincuenta y una  
10 páginas mecanografiadas y dibujos adjuntos.

Madrid, 25 de Agosto de 1.969

BERNARDO UNGRIA

p.p.

15

20

25

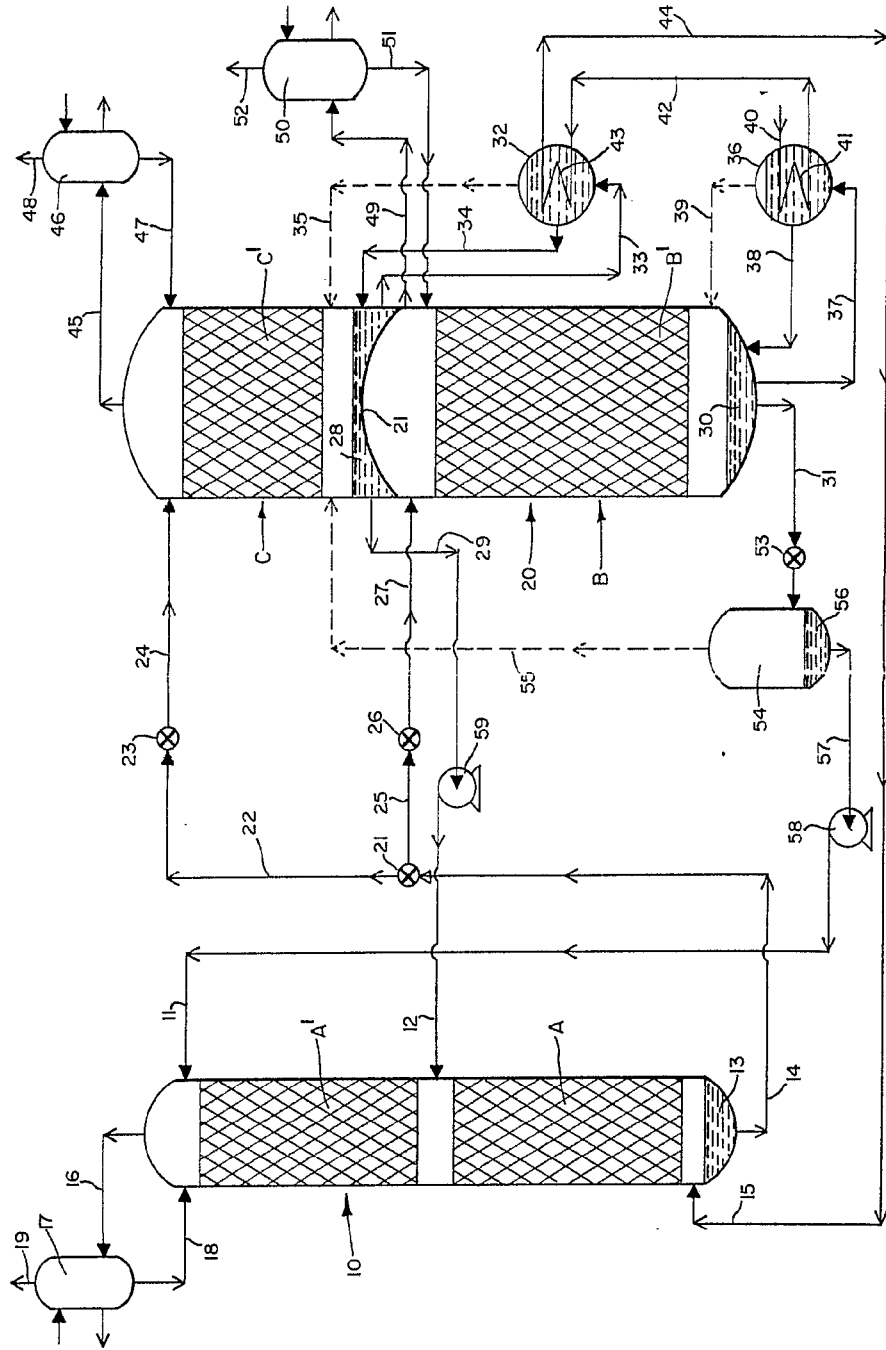


Fig. 1

ESCALA VARIABLE  
 M. D. D. D., 25 DE AGOSTO DE 1969  
 REVISTA DE INGENIERIA  
 C. R.

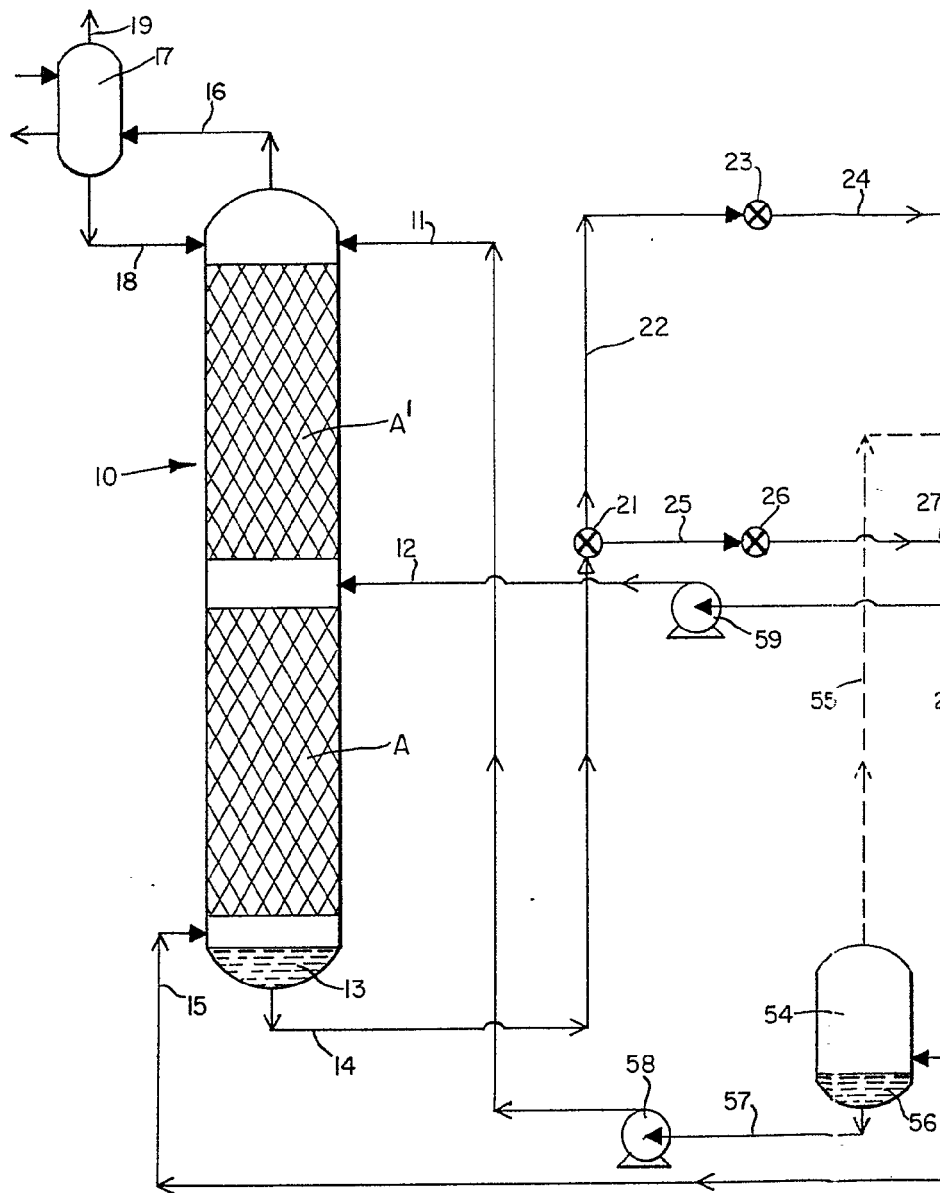


Fig.

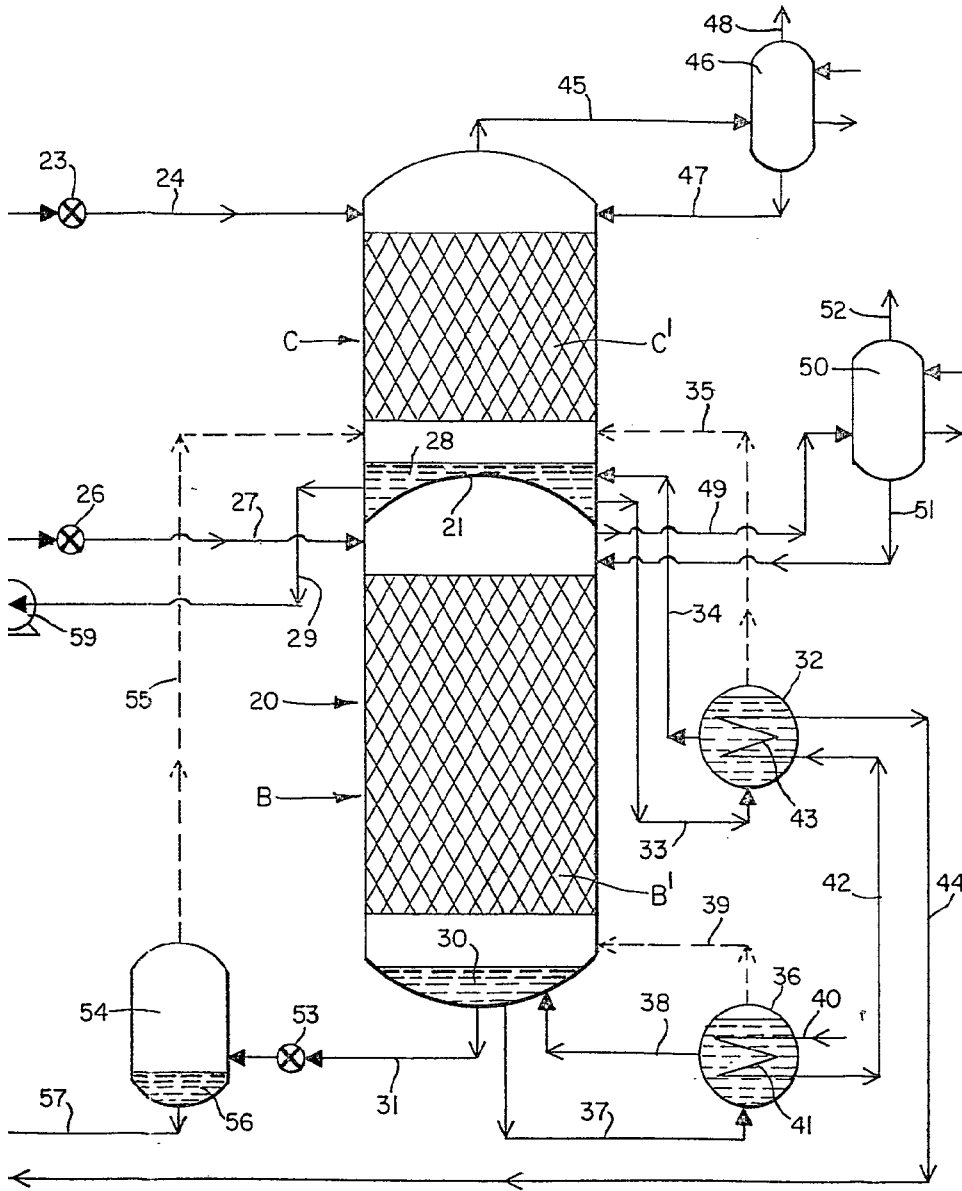
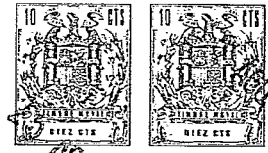


Fig. 1

ESCALA VARIABLE  
MADRID, 25 DE Agosto DE 19 69  
BERNARDINI UNGRÍA  
P. P.

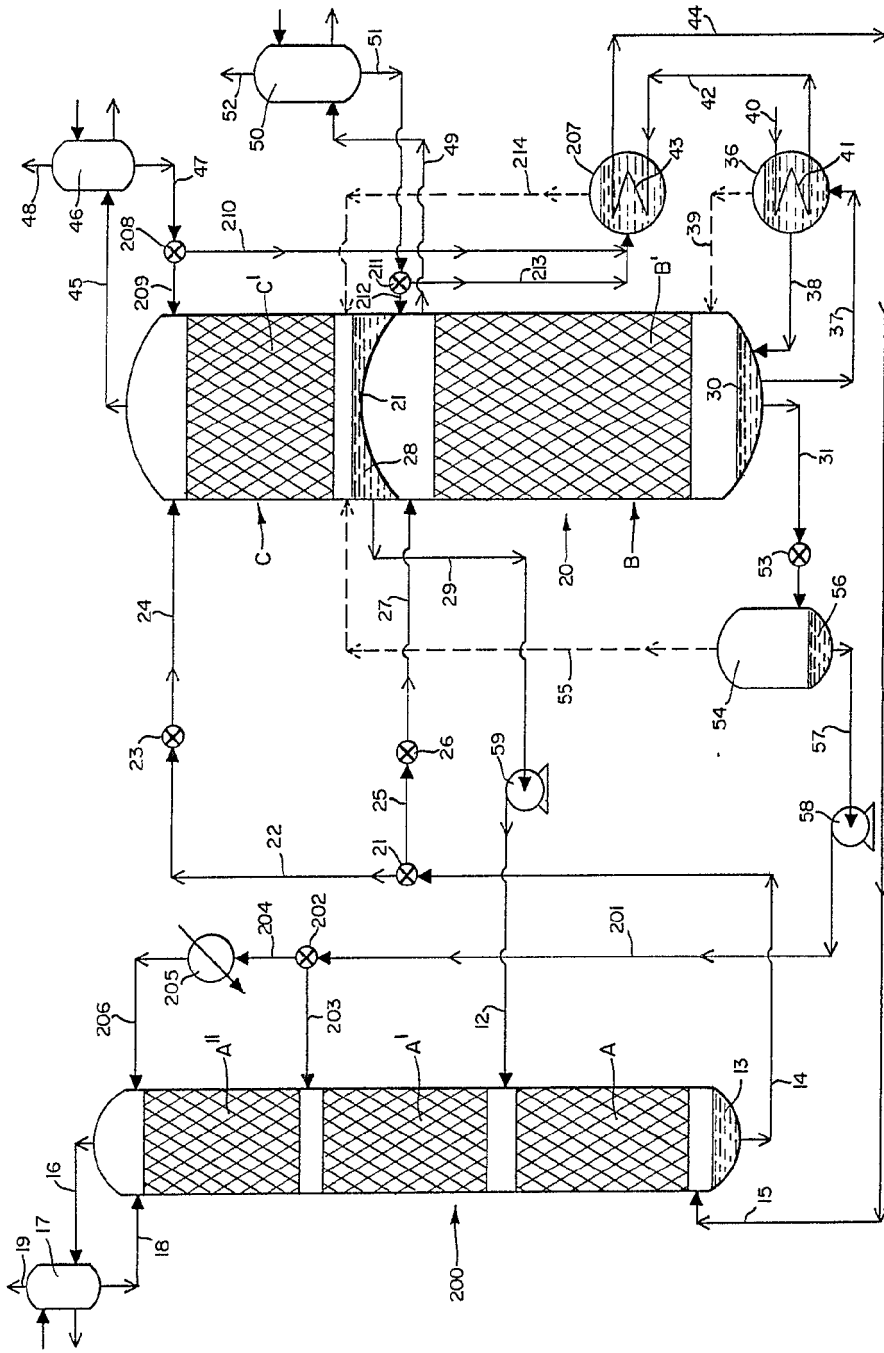
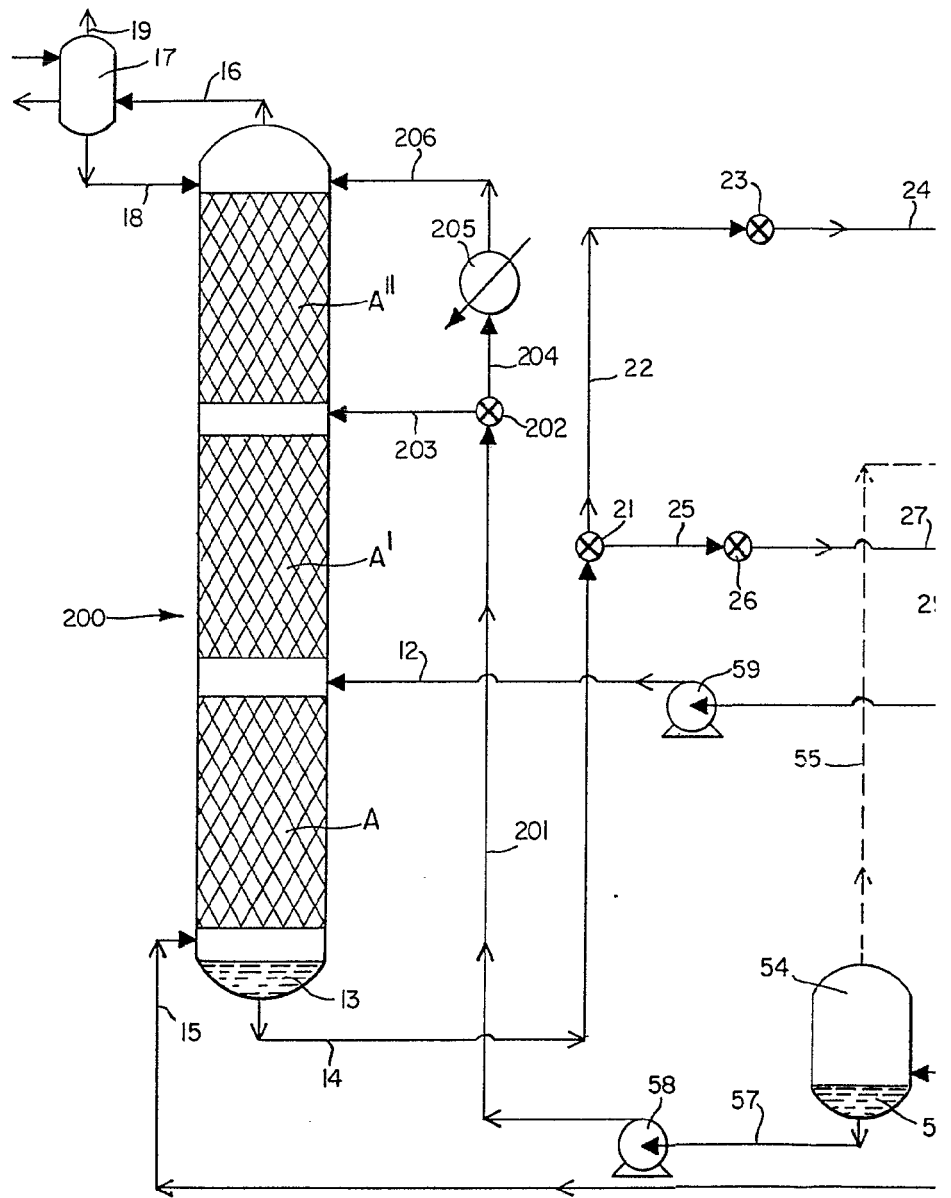


Fig. 2

ESCUELA VARIANTE  
MADRID, 25 DE AGOSTO DE 1969  
FERREROS PUNZON  
P. E. 676



*Fig. 2*

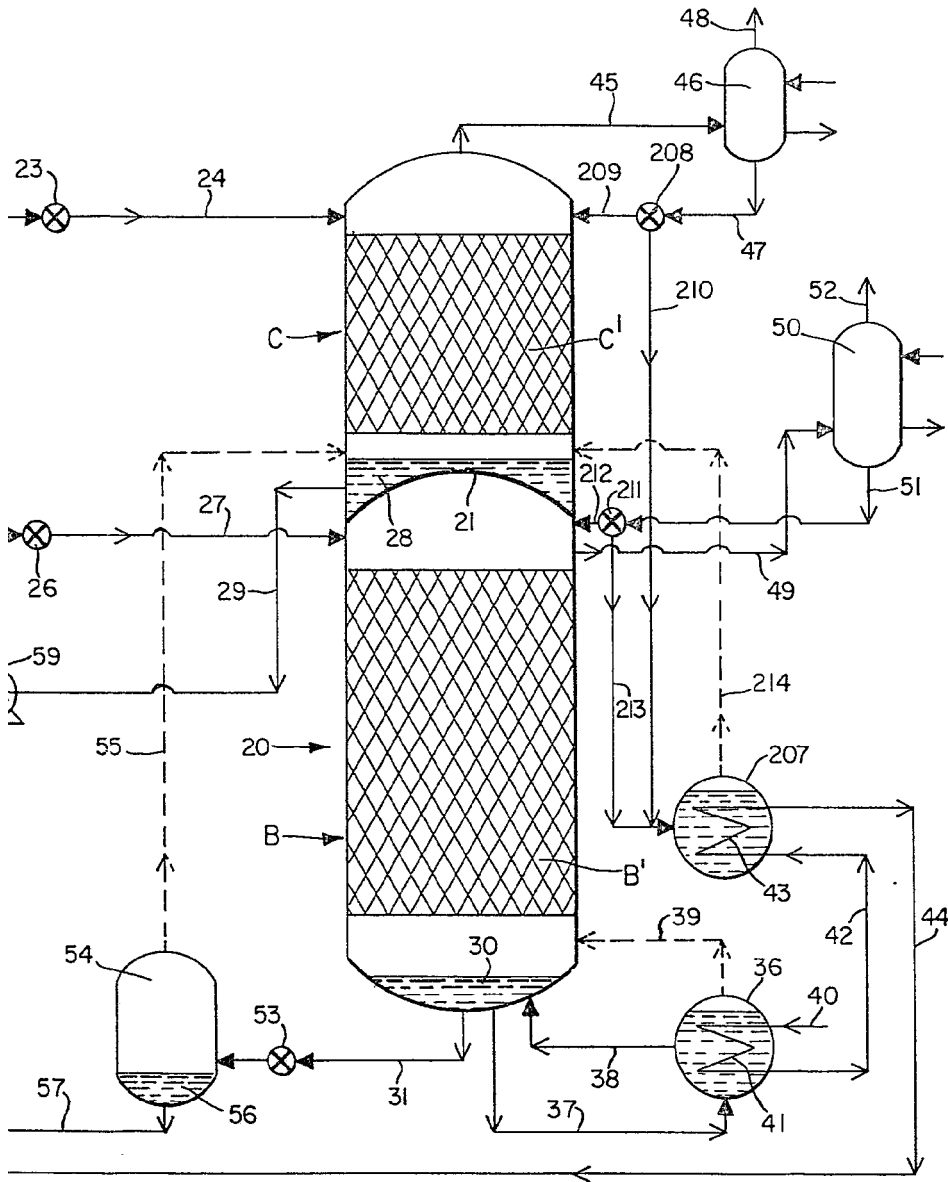
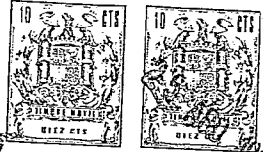
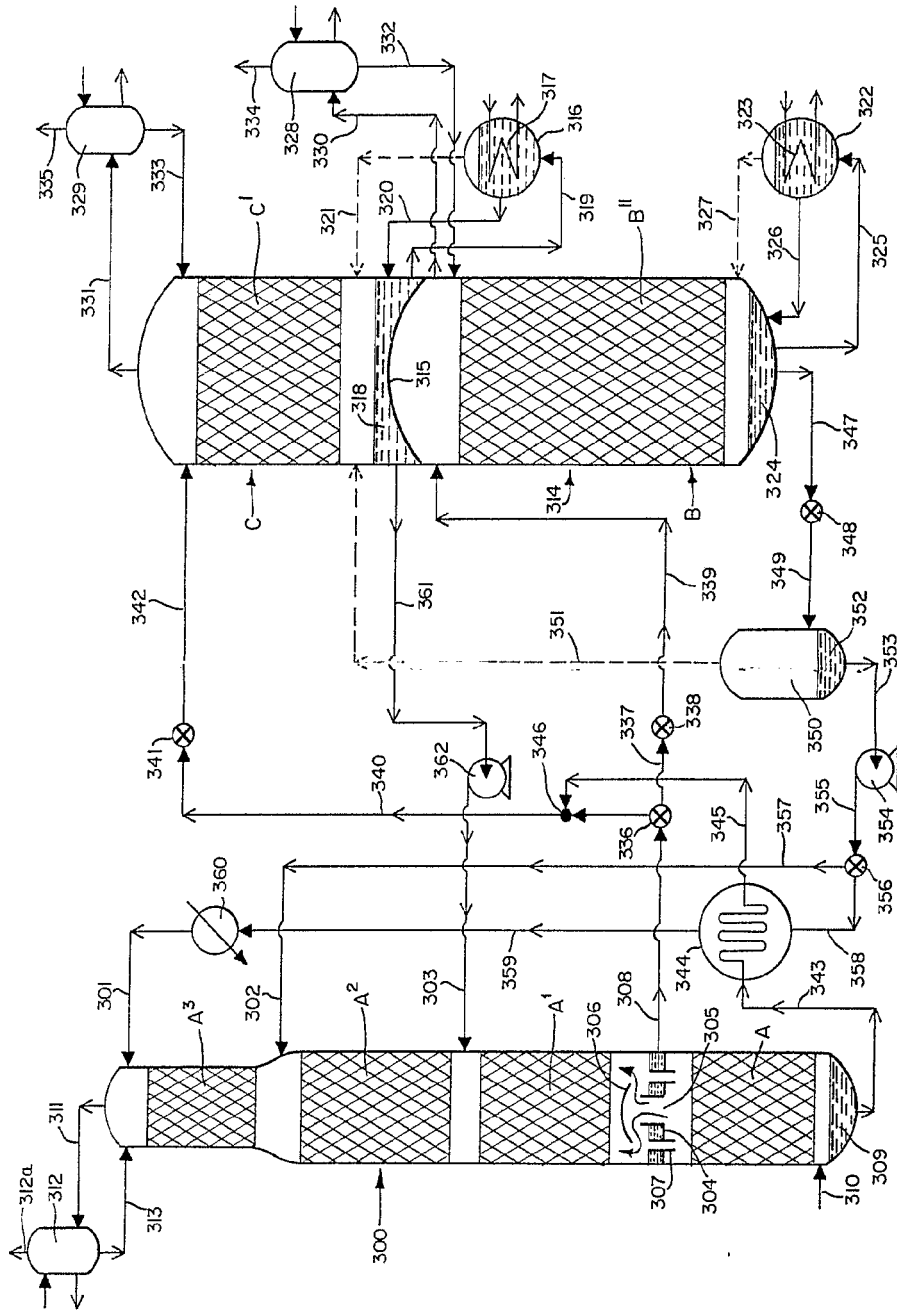


Fig. 2

ESCALA VARIABLE  
MADRID, 25 DE Agosto DE 19 69  
BERNARDO PUORIA  
P. P.

95



ESCALA VARIABLE  
 MADRID, 25 DE AOSTO DE 1969  
 BERNARDO UNGRÍA  
 P. E.

*Fig. 3*

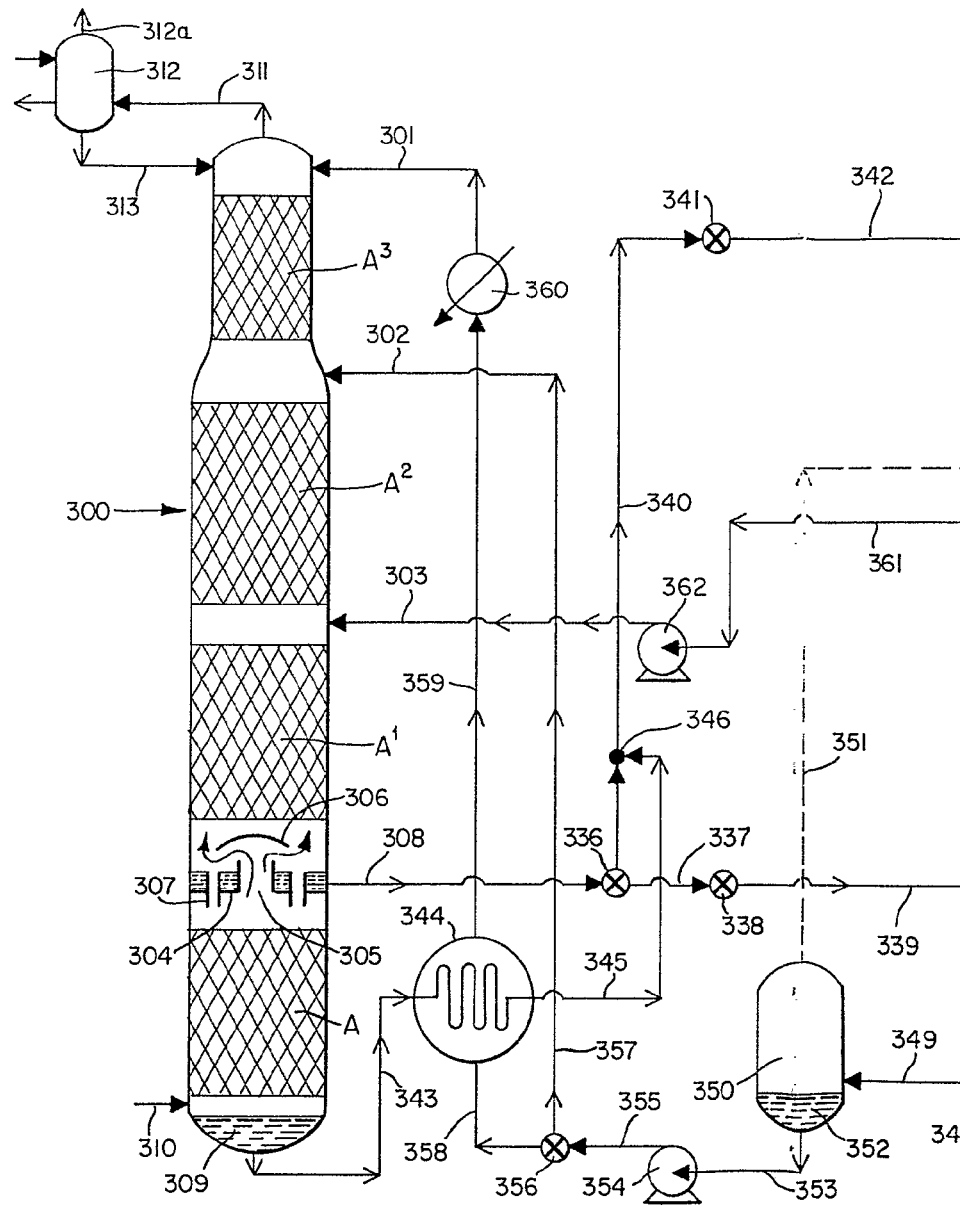


Fig. 3

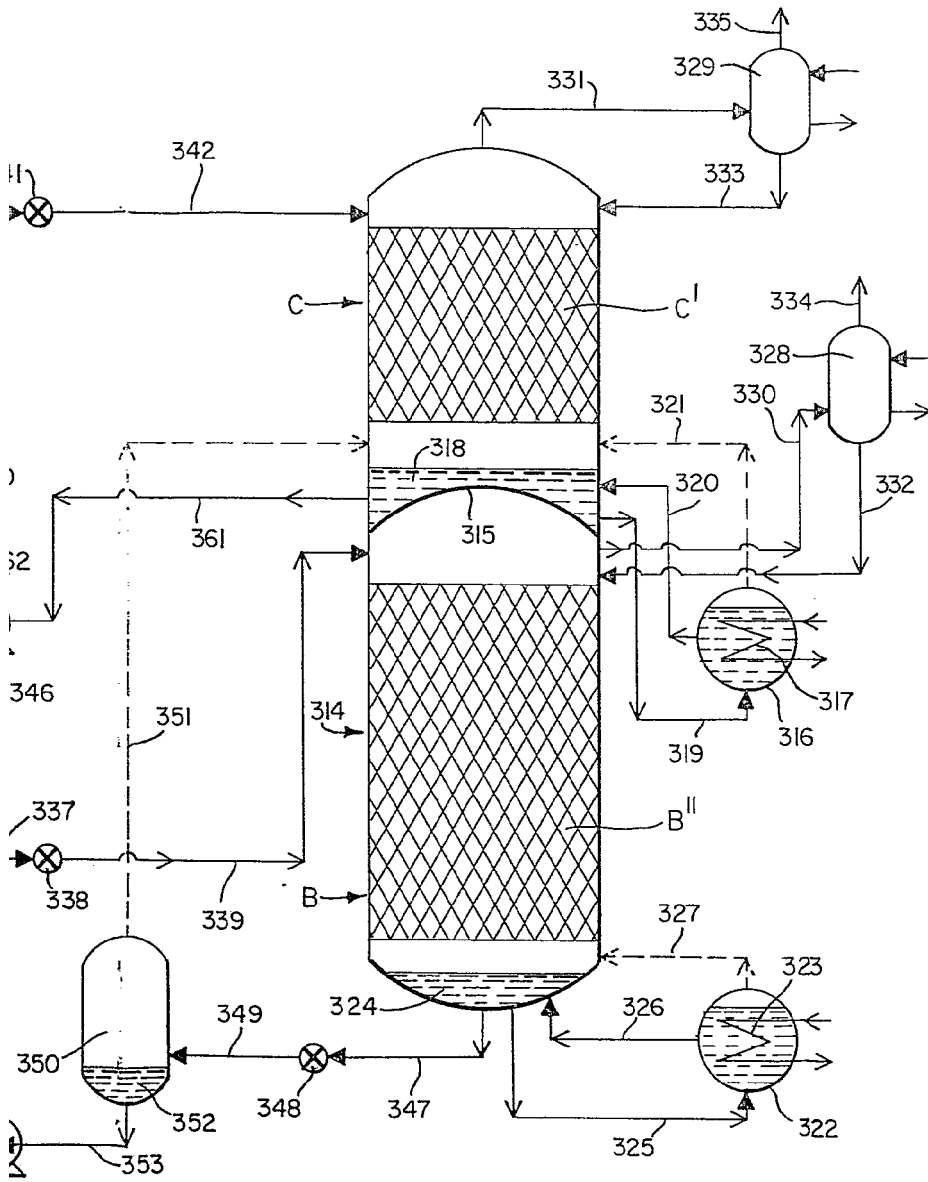
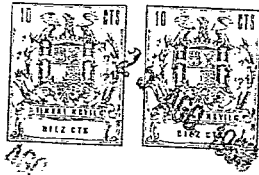


Fig. 3

ESCALA VARIABLE  
 MADRID, 25 DE Agosto DE 1969  
 BERNARDO UNGRÍA  
 P. R.