



ES (11) NUMER 450585 (10) A1
(21) (22) FECHA DE PRESENTACION
10 AGO 1975

PATENTE DE INVENCION

(30) PRIORIDADES: (31) NUMERO			(32) FECHA	(33) PAIS
603.287			11 de agosto de 1975	NORTEAMERICA
(47) FECHA DE PUBLICIDAD	(51) CLASIFICACION INTERNACIONAL	(52) PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA		
	B01D			
(53) TITULO DE LA INVENCION				
PROCEDIMIENTO CONTINUO PARA SEPARAR GASES ACIDOS				
(71) SOLICITANTE (S)				
UNION CARBIDE CORPORATION				
DOMICILIO DEL SOLICITANTE				
270 Park Avenue, New York, State of New York, 10017. EE.UU. de A.				
(72) INVENTOR (ES)				
KENNETH FRANCIS BUTWELL, Ing.				
(73) TITULAR (ES)				
(74) REPRESENTANTE				
D. JAIME-GOMEZ ACEBO Y MODET				

Este invento se refiere a un procedimiento para la separación de gas ácido y, de un modo más particular, para la separación de dióxido de carbono y/o sulfuro de hidrógeno de diversos gases de procesos de elaboración.

5 La separación de gases ácidos por absorción en contracorriente con alcanolaminas ha formado parte íntegra de la tecnología industrial durante 40 años. El sistema practicado hoy día, excepto en la introducción de ciertos inhibidores de la corrosión únicos en su género, ha cambiado muy poco desde su aparición, v. g., un sistema que comprende un absorbedor y un separador con un
10 cambiador de calor pobre-rico entre ambos.

A pesar de que es cierto que los inhibidores de la corrosión mencionados han permitido mejorar las condiciones empleadas en el sistema básico, la industria ha continuado buscando
15 mayores mejoras en lo que se refiere a un consumo menor de energía menor inversión de capital, v.g. reducción en el número de piezas y tamaño del aparato requerido, y menores caudales de solución pero manteniendo una elevada producción.

Por lo tanto, este invento tiene por objeto proporcionar
20 un perfeccionamiento en un proceso de separación de gas ácido por el cual se reduce al mínimo la necesidad de calentar y enfriar desde fuentes externas; las menores necesidades de equipo se consiguen particularmente por eliminación del cambiador de calor pobre-rico, al parecer imprescindible, que se ha convertido en un
25 accesorio entre el absorbedor y el alambique en el sistema básico

y cuya razón de ser es calentar el disolvente rico antes de introducirse en el alambique, y por reducción de los caudales de la solución.

5 Otros objeto y ventajas resultarán evidentes más adelante.

Según el presente invento, se consigue un elevado caudal de gas de alimentación empleando calentamiento y aparato mínimos mediante un proceso continuo para la separación de gas ácido, que comprende las fases siguientes:

10 (a) introducir en una zona de absorción una mezcla de gas de elaboración y gas ácido, que comprende un gas de elaboración elegido del grupo consistente en un hidrocarburo, una mezcla de hidrocarburos, gas de síntesis, y una mezcla de nitrógeno e hidrógeno, y aproximadamente del 5 al 60 % en volumen de un gas ácido
15 elegido del grupo consistente en dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, y mezclas de dichos gases ácidos, donde el porcentaje en volumen se basa sobre el volumen total de la mezcla del gas de elaboración y el gas ácido introducidos en la zona de absorción, a una temperatura de entrada en la zona de absorción de
20 la mezcla del gas de elaboración y el gas ácido del orden de 35°C a 150°C aproximadamente;

(b) poner en contacto en contra corriente en la zona de absorción la mezcla de gas de elaboración y gas ácido mencionada en la fase (a) con una alcanolamina que tiene de 1 a 3 radicales
25 alcoholes, teniendo cada radical alcohol 2 o 3 átomos de carbono,

y agua, habiendo presente agua suficiente para proporcionar una modalidad del orden de 3 a 130 aproximadamente, realizándose la determinación de dicha molalidad tomando como base la alcanolamina como soluto y el agua como disolvente, donde la presión en la zona de absorción es del orden de 7,03 a 105,45 Kg/cm²; la alca-
5 nolamina y el agua están en solución antes de ponerse en contacto a temperatura de entrada en la zona de absorción de dicha solución es del orden de 30° a 75° C aproximadamente; el gas ácido es absor-
bido en la solución de alcanolamina acuosa en una cantidad de 0,1
10 mol a 1,0 mol aproximadamente de gas ácido por mol de alcanolamina; y la cantidad de gas ácido, la temperatura de entrada en la zona de absorción de la mezcla del gas de elaboración y el gas ácido, la molalidad, y la cantidad de absorción se eligen dentro de las gamas expuestas, para proporcionar una temperatura de sali-
15 da de la zona de absorción de la solución acuosa de alcanolamina con el gas ácido absorbido en la misma en una gama cuyo punto inferior no es menor que 22° C por debajo de la temperatura de salida de la cola de la zona de separación mencionada en la fase (b) y cuyo punto más elevado es de aproximadamente 150° C;

20 (c) remover el gas de elaboración por la cabeza de la zona de absorción;

(d) remover la solución acuosa de alcanolamina con el gas ácido absorbido en la misma desde la cola de la zona de absorción;

25 (e) introducir la solución de la fase (d) en una

ximadamente, realizándose la determinación de dicha molalidad tomando como base la alcanolamina como soluto y el agua como disolvente, donde la presión en la zona de absorción es del orden de 7,03 a 105,45 Kg/cm²; la alcanolamina y el agua están en solución antes de ponerse en contacto a temperatura de entrada en la zona de absorción de dicha solución es del orden de 30° a 75°C aproximadamente; el gas ácido es absorbido en la solución de alcanolamina acuosa en una cantidad de 0,1 mol a 1,0 mol aproximadamente de gas ácido por mol de alcanolamina; y la cantidad de gas ácido, la temperatura de entrada en la zona de absorción de la mezcla del gas de elaboración y el gas ácido, la molalidad, y la cantidad de absorción se eligen dentro de las gamas expuestas, para proporcionar una temperatura de salida de la zona de absorción de la solución acuosa de alcanolamina con el gas ácido absorbido en la misma en una gama cuyo punto inferior no es menor que 22°C por debajo de la temperatura de salida de la cola de la zona de separación mencionada en la fase (b) y cuyo punto más elevado es de aproximadamente 150°C;

(c) remover el gas de elaboración por la cabeza de la zona de absorción;

(d) remover la solución acuosa de alcanolamina con el gas ácido absorbido en la misma desde la cola de la zona de absorción;

(e) introducir la solución de la fase (d) en una

zona de separación a una temperatura de entrada esencialmente igual que la temperatura de salida de la zona de absorción para dicha solución;

5 (f) separar una mezcla de gas ácido y una pequeña proporción de agua de la solución mencionada en la fase (e), encontrándose el agua separada en forma de vapor, y extrayéndose dicha mezcla por la cabeza de la zona de separación;

10 (g) remover el resto de la solución mencionada en la fase (f) de la cola de la zona de separación a una temperatura de salida del orden de 100°C a 150°C aproximadamente;

(h) hacer pasar la solución desde la fase (g) a una zona de enfriamiento donde la temperatura de la solución se reduce a una temperatura del orden de aproximadamente 30° a 75°C aproximadamente; y

15 (i) reciclar la solución de la fase (h) a la zona de absorción.

Breve Descripción del Dibujo

20 La única Figura, es un diagrama esquemático de avances de producción de una modalidad ilustrativa del presente invento.

Descripción de la Modalidad de Preferencia

25 Según se ha indicado, el gas de alimentación es una mezcla del gas de elaboración y gas ácido, eligiéndose el gas de elaboración del grupo consistente en un hidrocarburo, una mezcla de hidrocarburos, un gas de síntesis, y una mezcla de

nitrógeno e hidrógeno. Como ejemplos de hidrocarburos para el gas de elaboración se citan el etano, metano que puede adoptar la forma de gas natural o gas natural sustituto o sintético (SNG); etileno, etano, propileno, propano, mezclas de dichos hidrocarburos, y los efluentes previamente purificados del craqueo de nafta o crudo o de la gasificación del carbón de piedra. El gas de síntesis se refiere a mezclas de hidrógeno y monóxido de carbono en proporciones variables, generalmente del orden del 60 al 80 % en volumen, aproximadamente, hidrógeno, y aproximadamente 0,1 a 20 % en volumen de monóxido de carbono, siendo el resto, si lo hubiera, dióxido de carbono. El porcentaje se basa en el volumen total del gas de síntesis. Las mezclas normales son H₂ 77,7 %, CO 0,3 %, y CO₂ 19,2 % y H₂ 70 %, CO 15 %, y CO₂ 15 %. La mezcla de nitrógeno e hidrógeno se emplea en la elaboración de amoníaco. En general, la mezcla contiene aproximadamente un 20 % en volumen de nitrógeno y aproximadamente el 60 % en volumen de hidrógeno, basado en el volumen total de la mezcla de nitrógeno e hidrógeno.

El caudal del gas de alimentación en dichos procesos de elaboración pueden ser de aproximadamente 5.900 m³/hora a aproximadamente 236.000 m³/hora y normalmente suele ser de 47.200 m³/hora a aproximadamente 147.500 m³/hora.

El gas de alimentación contiene también un gas ácido elegido del grupo consistente en dióxido de carbono, sulfu

ro de hidrógeno, y mezclas de los mismos en cantidades del 5 al 60 % en volumen, aproximadamente basado en el volumen total del gas de alimentación. (Vease Cag en la fórmula que se expondrá más adelante. El "volumen total del gas de alimentación" incluye el gas de elaboración según se ha definido y el gas ha sido según se ha definido, pero excluye vapor de agua y las impurezas que se indicarán más adelante. La cantidad de gas ácido contenida normalmente en el gas de alimentación es del orden del 15 al 30 % en volumen aproximadamente. Las mezclas de gas ácido contienen del 1 al 49 % en volumen aproximadamente de cada gas ácido, basándose el porcentaje en volumen en el volumen total del gas de alimentación, pero el proceso de elaboración puede manejar aun partes por millón. Cuando la relación en volumen de CO_2 a H_2S en el gas de elaboración es superior a 3:1, el gas de elaboración se puede enviar primero a una instalación para absorción selectiva de sulfuro de hidrógeno si se desea emplear sulfuro de hidrógeno en la producción de azufre elemental.

En la mezcla puede haber presente agua, y normalmente la hay, alcanzando los componentes del gas de elaboración en forma de vapor de agua o gotitas, cantidades que oscilan entre cero y la saturación, siendo preferible la saturación. (Vease Cw) la saturación reduce al mínimo la evaporación de agua en el fondo de la zona de absorción. Se puede utilizar un gas de alimentación anhidro, pero es muy raro. El agua men

cionada no se considera en la determinación de la molalidad a menos que y hasta que entre en solución con la alcanolamina.

5 Las impurezas, según se definen en la presente memoria, están representadas por: (a) cualquier gas no definido anteriormente como gas de elaboración, gas ácido, o vapor de agua, y (b) partículas sólidas o gotitas de líquido (a exclusión hechas de las gotitas de agua) en el gas de alimentación.

10 Pueden estar presentes en cantidades que alcanzan hasta aproximadamente el 3 % en peso, basado en el peso total del gas de alimentación, y preferiblemente estarán presentes en cantidades no superiores a 1 % en peso y, en muchos casos, inferiores al 0,01 %. Como ejemplos de impurezas gaseosas se
15 citan el dióxido de azufre, sulfuro de carbonilo, y disulfuro de carbonilo. Como ejemplos de impurezas sólidas o líquidas se citan el sulfuro de hierro, óxido de hierro, hidrocarburos de peso molecular elevado, y polímeros. Cualquier polefina que tenga hidrocarburos de más de un doble enlace o triple en
20 lace, y como regla general, cualquier material que polimerice o reaccione in situ es una impureza indeseable.

El absorbente es una solución de una alcanolamina que tiene de 1 a 3 radicales alcoholes, teniendo cada radical alcohol de 1 a 3 átomos de carbono, y agua. Como ejemplos de
25 las alcanolaminas se citan: monoetanolamina (MEA), dietanol-

amina (DEA), y trietanolamina (TEA), siendo MEA el absorbente de elección. Otras alcanolaminas apropiadas son: diisopropanolamina, monoisopropanolamina, monopropanolamina, diisopropanolamina, triisopropanolamina, y triisopropanolamina. Aunque se pueden emplear mezclas de alcanolaminas, no son preferibles.

Habr  suficiente agua en la soluci3n o se a adir  a la instalaci3n para conseguir una molalidad del orden de 3 a 130 aproximadamente. La determinaci3n de la molalidad se efectúa sobre la base de la alcanolamina como soluto y el agua como solvente, donde la molalidad de la soluci3n es igual al número de moles de soluto (alcanolamina) disuelto en 1000 gramos de solvente (agua). La molalidad en el proceso en cuesti3n se refiere a la soluci3n de alcanolamina pobre que se emplea para ponerse en contacto con el gas de elaboraci3n en la zona de absorci3n. Otra agua en el sistema no se considera en la determinaci3n. La soluci3n de MEA acuosa, introducida en el sistema, es en general del 30 al 70 % aproximadamente en peso de MEA basado en el peso de la soluci3n. De nuevo, esta soluci3n deberá proporcionar la molalidad correcta para el proceso de elaboraci3n o deberá añadirse más agua al sistema para conseguir la cantidad correcta. Cuando se emplea DEA, la gama más amplia en la soluci3n inicial es del 50 % al 90 % en peso, aproximadamente, y cuando se utiliza TEA la gama más amplia es del 70 % al 95 % en peso aproximadamente. Co

mo ejemplos de soluciones típicas en porcentaje en peso, que se pueden emplear en este sistema, se citan las siguientes:

	MEA	40% agua 60%
	DEA	70% agua 30%
5	TEA	95% agua 5%
	diisopropanolamina	78% agua 22%

Aunque en general la cantidad de agua para todas las alcanolaminas queda en la gama de 5 a 80 % en peso, aproximadamente, basado en el peso total de la solución (vease Caa en la fórmula expuesta a continuación) y la solución ha de tener preferiblemente la viscosidad apropiada para bombeo, la cantidad de agua se determina al final por la molalidad en las gamas expuestas anteriormente.

Es preferible que el sistema esté esencialmente exento de corrosión. De otro modo las ventajas conseguidas por el proceso en cuestión no se conseguirán a escala industrial por la pérdida de producción debido simplemente al tiempo de detención causada por un aparato o corroido. Esto se puede conseguir en un sistema de dióxido de carbono, por ejemplo, empleando los inhibidores de corrosión descritos en las reivindicaciones de la patente EE.UU. 3.808.140, o empleando un aparato fabricado de diversas aleaciones de titanio, aleaciones de metales preciosos, o diversos aceros inoxidables resistentes a la corrosión o aceros al carbono, o empleando un aparato revestido de vidrio. En cualquier caso, se sugiere emplear algún sig

tema anticorrosión en un sistema de dióxido de carbono. Vease, por ejemplo, otros inhibidores de corrosión descritos en la patente EE.UU. 3.808.140. La corrosión en un sistema de sulfuro de hidrógeno se inhibe por la forma de diseño y empleo de materiales de construcción similares a los del sistema del dióxido de carbono, en lugar de utilizar inhibidores de corrosión en la solución absorbente.

El aparato empleado en el proceso para absorción, separación y enfriamiento, así como calderas, filtros, tuberías, turbinas, bombas, tanques de vaporización instantánea, etc, son de diseño clásico. Una columna de absorción normal empleada en el sistema se puede describir como un contactor de bandejas de tamices con 15 a 35 bandejas de tamices y con una separación entre bandejas de 0,6 metros o su equivalente en el relleno. Una columna de destilación normal empleada en el sistema se puede describir como una torre de bandejas de tamiz que tiene de 15 a 20 bandejas o su equivalente en el relleno. El alambique contiene en su base, o en una marmita externa, un elemento calentador tubular o equipo de transferencia calorífica (no ilustrado en el dibujo) y en la parte superior exterior del alambique hay condensadores y un separador de agua (no ilustrado en el dibujo).

La refrigeración se consigue normalmente por condensadores refrigerados por aire o por agua. En el modo preferible del proceso en cuestión se emplea gas de ventilación para

efectuar toda o la mayor parte de la refrigeración lo cual es evidentemente ventajoso para reducir consumos de energía externa.

Una fórmula bastante complicada para determinar los límites óptimos de operación dentro de los límites descritos en esta memoria descriptiva, es como sigue:

Operar a una relación de flujo de disolvente a gas por lo menos

$$Q / (150 - T_{11}) S_1, \text{ pero menor que } Q / (78 - T_{11}) S_1, \text{ donde } Q \text{ se define como}$$

$$Q = \frac{\Delta H_r C_{ag}}{M_{ag}} + S_g (T_{ig} - T_{11}) + \frac{\Delta H_c C_w}{M_w}$$

y dentro de la gama de por lo menos $\frac{C_{ag} M_{aa}}{M_{ag} C_{aa}} (0,52)$

pero menor que $\frac{C_{ag} M_{aa}}{M_{ag} C_{aa}} (0,05)$. En esta fórmula T_{11} se

refiere al disolvente pobre que se enfría a una temperatura de aproximadamente 30°C a 75°C y la relación de flujo se define como:

$$Fr = \frac{\frac{\Delta H_r C_{ag}}{M_{ag}} + S_g (1 - C_{ag} - C_w) (T_{ig} - T_{11}) + (S_{ag} C_{ag} + S_w C_w) (T_{ol} - T_{ig}) + \frac{\Delta H_a C_w}{M_w}}{(T_{ol} - T_{11}) S_1}$$

que se puede abreviar como:

$$Fr = Q / (Tol-Til) S1$$

La relación de flujo se puede expresar también en términos de ΔL como sigue:

5

$$Fr = Cag Maa / Mag \Delta L Caa$$

La definición de los símbolos son como siguen:

10

1. Caa = porcentaje en peso de alcanolamina basado en el peso de la solución acuosa de alcanolamina.
2. Cag = fracción en peso del gas ácido en el gas de alimentación basado en peso total del gas de alimentación.
3. Cw = fracción en peso del agua condensable (vapor de agua) en el gas de alimentación basado en el peso total del gas de alimentación (convertido del volumen total del gas de alimentación).
4. Fr = relación de flujo, solución pobre a gas de alimentación en peso.
5. ΔHr = calor molar de reacción del gas ácido y la alcanolamina expresado en gramos calorías/gramos moles y basado en la carga de solución pobre y la carga de solución rica expresada en moles de gas ácido/moles alcanolamina.
6. ΔHc = calor molar de condensación de agua expresado en gramos calorías/gramos mol.

15

20

25

7. ΔL = diferencia entre la carga de solución pobre y la carga de solución rica expresada en moles de gas ácido/moles de alcanolamina.
8. M_{aa} = peso molecular de la alcanolamina.
- 5 9. M_{ag} = peso molecular del gas ácido
- 10 10. M_w = peso molecular del agua (18,00).
11. S_{ag} = calor específico del gas ácido expresado en gramos calorías/gramo/ $^{\circ}C$.
12. S_w = calor específico del agua expresado en gramos calorías/gramos/ $^{\circ}C$.
- 10 13. S_g = calor específico del gas de alimentación expresado en gramos calorías/gramos/ $^{\circ}C$.
14. S_1 = calor específico de la solución pobre expresado en gramos calorías/gramos/ $^{\circ}C$.
- 15 15. T_b = temperatura del equipo de transferencia calorífica de la solución pobre $^{\circ}C$ (fondo del alambique).
16. T_{ig} = temperatura de entrada del gas de alimentación, $^{\circ}C$ (zona de absorción).
17. T_{il} = temperatura de salida del gas de ventilación, $^{\circ}C$ y temperatura de entrada de la solución pobre, $^{\circ}C$ (zona de absorción).
- 20 18. T_{ol} = temperatura de salida de la solución rica, $^{\circ}C$ (zona de absorción).

25 Los límites para algunas de las variables se pueden hallar en la memoria descriptiva y se indican por expresiones

entre paréntesis que contienen el símbolo apropiado.

Refiriéndonos al dibujo:

5 El gas de alimentación se introduce por la conducción 1 al interior del absorbedor 2 en la bandeja inferior o cerca de esta bandeja, siendo la temperatura de entrada en el absorbedor del gas de alimentación (vease Tig) del orden de 35°C a 150°C aproximadamente, y preferiblemente de 95°C a 125°C aproximadamente. El gas de alimentación fluye en sentido ascendente a través del absorbedor para encontrar
10 se en contra corriente con la solución de la alcanolamina acuosa mencionada como solución pobre, v.g., contiene menos de aproximadamente 0,25 mol de gas ácido por mol de alcanolamina, que se introduce en la bandeja superior o cerca de la bandeja superior del absorbedor 2 a través de la construcción 12.
15

La presión en el absorbedor 2 puede ser del orden de 7,03 a 105,45 Kg/cm² y suele ser del orden de 24,60 a 56,24 Kg/cm².

20 La solución pobre entra en el absorbedor 2 a una temperatura, (vease Til) del orden de 30°C a 75°C aproximadamente y suele ser de 45° a 50°C aproximadamente.

El gas de alimentación, que tiene el volumen de su gas ácido absorbido, asciende por la columna de absorción y sale como gas de alimentación a través de la conducción 3 a
25 una temperatura (vease Til) del orden de 30°C a 75°C aproxi-

madamente y suele ser de 45° o 50°C. El gas de ventilación (o gas de elaboración) puede contener hasta 18.000 partes por millón de gas ácido siendo el objetivo, como es lógico, cumplir las exigencias de las especificaciones relativas al gas de elaboración, que a veces llegan a ser de tan solo 5 partes por millón de gas ácido. El procedimiento del invento puede cumplir con estas exigencias sin dificultad.

Después que la solución pobre absorbe todo el gas ácido mencionado anteriormente, salvo una pequeña fracción, pasa a ser lo que se denomina solución rica, v.g., una mezcla de solución pobre, gas ácido absorbido, agua adicional captada del gas ácido, y algunas impurezas. La "carga de solución rica" que es la relación de moles de gas ácido a moles de alcanolamina en la solución rica es del orden de 0,1 a 1,0 aproximadamente y suele ser de 0,2 a 0,6 aproximadamente. La solución rica sale del absorbedor 2 por la bandeja inferior, o cerca de la bandeja inferior, a través de la conducción 8 a una temperatura de salida del absorbedor (Tol) del orden de 78° a 150°C aproximadamente y normalmente es del orden de 95° a 125°C aproximadamente, en el supuesto que la temperatura de salida del absorbedor de la solución rica (o temperatura de salida del fondo del absorbedor) no sea de menos de 22°C por debajo de la temperatura de salida de la cola del disolvente pobre en el separador 9.

La temperatura de salida del absorbedor de la solu

ción rica, según se ha indicado, se deriva de la cantidad de gas ácido, la temperatura de entrada del gas ácido en la zona de absorción, la molalidad, y la cantidad de absorción según se ha definido anteriormente, y el operador elige estos parámetros para poner la temperatura de salida del absorbedor lo más próxima a la temperatura de salida de la cola de la zona de separación que sea posible o por encima de la misma hasta el máximo indicado.

La solución rica continúa entonces a lo largo de la conducción 8 hasta el separador 9 donde su temperatura de entrada en la zona de separación es esencialmente la misma ($\pm 5^{\circ}\text{C}$) que su temperatura de salida del absorbedor. La entrada de la conducción 8 se encuentra en la bandeja superior o cerca de la bandeja superior del separador 9.

El gas ácido y algo de agua se separan de la solución rica en el separador 9 por destilación. El separador puede funcionar empleando presión inferior, calentamiento directo, o la introducción de vapor de agua activo. El calentamiento directo genera vapor de agua internamente del agua de la solución rica y se puede realizar haciendo pasar solución pobre (productos de cola) a través de los equipos de transferencia calorífica (no ilustrados) y reciclándola en el separador. Una mezcla de gas ácido y una pequeña proporción de vapor de agua salen por la cabeza del separador 9 a través de la conducción 11. El agua se puede extraer entonces por con-

densación y recuperarse el gas ácido por medios clásicos. Toda el agua, o parte de la misma, se puede reciclar al separador como reflujo siendo el modo preferible de reciclar suficiente agua para conseguir la molalidad correcta para la solución pobre según se indicarán más adelante. Se observará que el agua en el separador tiene una variedad de orígenes, v.g., gas de alimentación, solución acuosa de alcanolamina, y agua de reflujo.

El separador se puede hacer funcionar a una presión del orden de la presión atmosférica hasta aproximadamente 3,51 Kg/cm² y es normalmente del orden de aproximadamente 1,40 a 2,11 Kg/cm² y a una presión menor que el absorbedor. La solución pobre sale del separador a través de la conducción 12 a una temperatura de salida por la cola del separador (Tb) del orden de aproximadamente 100° a 150°C y suele ser de 110 a 125 °C aproximadamente.

La "carga de solución pobre" es la relación de moles de gas ácido/moles de alcanolamina en la solución pobre y puede ser de 0,05 a 0,25 aproximadamente y preferiblemente de 0,12 a 0,22 aproximadamente. La solución pobre pasa a lo largo de la conducción 12 introduciéndose en la zona de refrigeración 7 donde su temperatura se reduce a una temperatura de 30° a 75°C aproximadamente, y normalmente de 45° o 50°C aproximadamente. La refrigeración se puede realizar, en parte, enviando todo el gas de ventilación, o parte del mismo, a través de la conduc-

ción 6 antes de enviarlo al aparato de recuperación clásico o directamente a la elaboración donde se utiliza. Cualquier parte del gas de ventilación que no se utilice para refrigeración se envía directamente, a través de la conducción 4, para recuperación o elaboración, según sea el caso. Normalmente se emplea en la zona de refrigeración 7 refrigeración externa con agua o aire. La solución pobre refrigerada continúa entonces a lo largo de la conducción 12 hasta que penetra en el absorbedor 2 donde comienza de nuevo el ciclo. La temperatura de la solución pobre entrante es de tal naturaleza que el calor del gas de alimentación, el calor procedente de la reacción esotérmica de gas ácido y alcanolamina, y el calor de condensación del agua no elevan la solución rica a una temperatura que supere la temperatura máxima de salida del absorbedor de la solución rica.

Se sugiere que la solución rica se filtre después de salir del absorbedor 2 y que se empleen bombas de circulación y/o turbinas en puntos situados a lo largo de las diversas conducciones para mantener el ritmo de circulación deseado.

La zona de refrigeración 7 puede adoptar la forma de uno o dos enfriadores u otros medios de refrigeración clásicos se pueden emplear así como el gas de ventilación descrito anteriormente.

En operaciones industriales se producen pérdidas en el sistema debido al arrastre de amina y evaporación, arrastre

de agua, degradación de la amina, y derrame. Estos son problemas tradicionales que no afectan a la operación del proceso general de elaboración y que no se tratarán en la presente memoria. Una característica de este invento es que se puede
5 emplear una o más zonas o tanques de vaporización instantánea (no ilustrados) junto con el separador 9, o en lugar del mismo, por lo que el término "zona de separación" se define en este caso comprendiendo esta opción, que es análoga a una columna de destilación monoetápida, funcionando generalmente a
10 baja presión, v.g., una presión mucho menor que la presión de la sección de la zona de absorción de la instalación. La vaporización instantánea es un modo simple y barato de separar el gas ácido de la solución rica.

El invento se ilustra a continuación por los ejemplos siguientes:
15

EJEMPLOS 1 a 3

Los ejemplos se realizaron según el esquema de avances de producción del dibujo y según las fases y condiciones preferibles expuestas en la memoria respectiva.

20 El absorbedor era un contactor de torre de bandejas de tamiz que tenía 30 bandejas de tamiz y una separación entre bandejas de 0,6 metro.

El alambique era también una torre de bandejas de tamiz con 17 bandejas.

25 En el exterior de la base del alambique habían dos

equipos de transferencia calorífica en paralelo, y en la parte exterior de la zona superior del alambique había un condensador, separador de agua, y bomba.

5 En la conducción 8 había un filtro y una turbina hidráulica y en la conducción 12 había dos enfriadores en serie, junto con una bomba. Todo el gas de ventilación (gas de elaboración) pasaba a través de la conducción 4. La conducción 6 no se utilizó. Los enfriadores estaban refrigerados por agua.

10 El aparato era de acero al carbono y acero inoxidable. La inhibición de la corrosión se efectuaba por medio de los inhibidores de corrosión descritos en las reivindicaciones de la patente EE.UU. 3.808.140.

La alcanolamina empleada como absorbente era monoetanolamina (MEA).

15 El gas de alimentación era una mezcla de 20 % N_2 , 61 % H_2 , y 19 % CO_2 (\pm) saturado con agua. También había presente un 1 % en peso de impurezas. Los porcentajes de N_2 , H_2 y CO_2 son en volumen y se basan en el volumen total del gas de alimentación.

20 Otras condiciones y resultados de la prueba se exponen en la tabla.

TABLA (Continuación)

	<u>Ejemplo 1</u>	<u>Ejemplo 2</u>	<u>Ejemplo 3</u>	
5	Temperatura de salida por la cola del separador de la solución pobre, °C.	119	118	118
	Temperatura del equipo de transferencia calorífica del separador, °C	119	118	118
	Temperatura de cabeza del separador, °C	97	97	97
10	Presión de cabeza del separador, Kg/cm ²	0,56	0,56	0,56
	Presión del equipo de transferencia calorífica del separador, Kg/cm ²	0,84	0,84	0,84
	Potencia calorífica del equipo de transferencia (kilocalorías/Kg mol de remoción de CO ₂)	37,222	38,333	32,778
15	Carga de solución pobre, moles/moles	0,16	0,15	0,15
	Carga de solución rica, moles/moles	0,41	0,47	0,44

20 Describa suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental.

REIVINDICACIONES

1^o.- Procedimiento continuo para separar gases ácidos, caracterizado porque comprende las fases siguientes: (a) introducir en una zona de absorción una mezcla de gas de elaboración y gas ácido que comprende un gas de elaboración elegido del grupo consistente en un hidrocarburo, una mezcla de hidrocarburo, gas de síntesis, y una mezcla de nitrógeno e hidrógeno, y del 5 al 60 % en volumen, aproximadamente, de un gas ácido elegido del grupo consistente en dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, y mezclas de dichos gases ácidos; donde el porcentaje en volumen se basa en el volumen total de la mezcla de gas de elaboración y gas ácido introducidos en la zona de absorción, a una temperatura de entrada en la zona de absorción de la mezcla de gas de elaboración y gas ácido del orden de 35° a 150° C aproximadamente; (b) poner en contacto en contra corriente en la zona de absorción la mezcla de gas de elaboración y gas ácido mencionado en la fase (a) con una alcanolamina que tenía de 1 a 3 radicales de alcohol, teniendo cada radical alcohol 2 o 3 átomos de carbono, y agua, habiendo presente suficiente agua para proporcionar una molalidad del orden de 3 a 130 aproximadamente, haciéndose la determinación de dicha molalidad sobre la base de la alcanolamina como soluto y el agua como solvente, donde la presión en la zona de absorción es del orden de 7,03 a 105,45 Kg/cm²; la alcanolamina y el agua están en solución antes de ponerse en contacto y la temperatura de entrada en la zona de ab-

sorción de dicha solución es del orden de 30 a 75°C aproximadamente; el gas ácido se absorbe en la solución de alcanolamina acuosa en una cantidad de 0,1 mol a 1,0 mol aproximadamente de gas ácido por mol de alcanolamina, y la cantidad de gas ácido, la temperatura de entrada en la zona de absorción de la mezcla de gas de elaboración y gas ácido, la molalidad, y la cantidad de absorción se eligen dentro de los límites expuestos anteriormente para proporcionar una temperatura de salida de la zona de absorción de la solución de alcanolamina acuosa con el gas ácido absorbido en la misma del orden cuyo punto inferior no es menos de 22°C menor que la temperatura de salida por la cola de la zona de separación mencionada en la fase (g) y cuyo punto más elevado es de 150°C aproximadamente; (c) extraer el gas de elaboración por la cabeza de la zona de absorción; (d) extraer la solución alcanolamina acuosa con el gas ácido absorbido en la misma de la cola de la zona de absorción; (e) introducir la solución de la fase (d) en la zona de separación una temperatura de entrada esencialmente igual que la temperatura de salida de la zona de absorción de dicha solución; (f) separar una mezcla de gas ácido y una pequeña proporción de agua de la solución mencionada en la fase (e), encontrándose el agua separada en forma de vapor, y extraer dicha mezcla por la cabeza de la zona de separación; (g) extraer el resto de la solución mencionada en la fase (f) de la cola de la zona de separación a una temperatura de salida de la cola

del orden de aproximadamente 100°C a 150°C; (h) pasar la solución de la fase (g) al interior de una zona de enfriamiento donde la temperatura de la solución se reduce a una temperatura del orden de 30°C a 75°C aproximadamente ; y (i) 5 reciclar la solución de la fase (h) a la zona de absorción.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque: (i) el porcentaje en volumen de gas ácido es de 15 a 30 aproximadamente; (ii) la temperatura de entrada en la zona de absorción de la mezcla gaseosa es de 95° a 10 125°C aproximadamente; (iii) la presión en la zona de absorción es de 7,03 a 105,45 Kg/cm²; (iv) la cantidad de gas ácido absorbido es de 0,2 a 0,6 mol de gas ácido, aproximadamente, por mol de alcanolamina; (v) la temperatura de salida de la zona de absorción de la solución está dentro de unos límites 15 cuyo punto superior es de 125°C aproximadamente; y (vi) la temperatura de salida por la cola en la zona de separación es de 110°C a 125°C aproximadamente.

3.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 y 2, caracterizado porque la mezcla de gas de elaboración y gas 20 ácido se satura con vapor de agua.

4.- Procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado porque la alcanolamina es monoetanolamina o dietanolamina

5.- Procedimiento continuo para separar gases ácidos 25 tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria, e ilustrado en el dibujo adjunto.

Esta Memoria consta de 27 hojas escritas a
máquina por una sola cara.

Madrid,

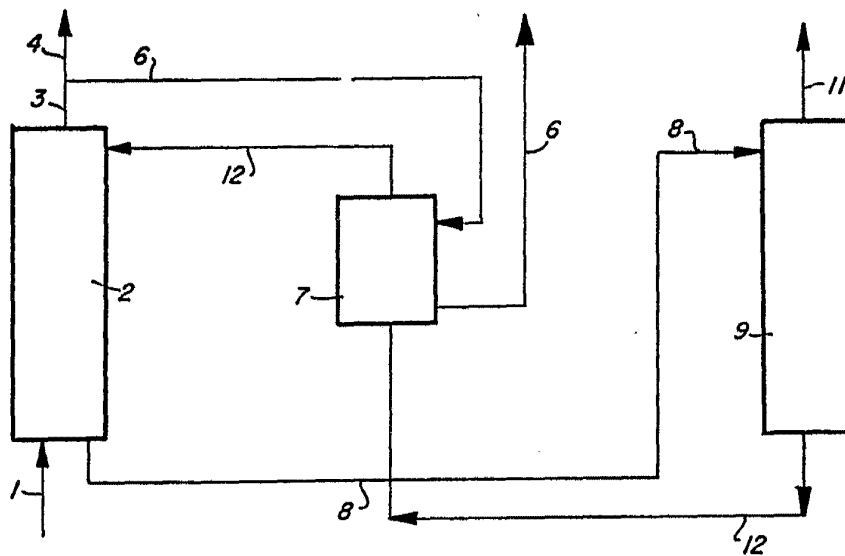
28 JUN 1977

UNION CARBIDE CORPORATION



J. M. GOMEZ ACEBO Y POMBO
c.p. Girona de Alejandro Calle López

ESCALA
VARIABLE



Madrid 10 297 235

JOSE FERRIS Y MONTE
S. F. Ferris y L. Monte, Inventores