

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA

Registro de la Propiedad Industrial



ESPAÑA

Concedido el Registro de acuerdo ES con los datos que figuran en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

5 MAR. 1979

11	NUMERO	10	A1
21	476.412		
22	FECHA DE PRESENTACION		
	28-12-1978		

PATENTE DE INVENCION

30	PRIORIDADES:	32	FECHA	33	PAIS
31	NUMERO				
	865.732		29-12-1977		EE.UU.

47	FECHA DE PUBLICIDAD	51	CLASIFICACION INTERNACIONAL	62	PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
			B01D		

64	TITULO DE LA INVENCION
	"UN PROCEDIMIENTO CONTINUO PARA SEPARAR GASES ACIDOS DE UNA MEZCLA GASEOSA DE ALIMENTACION"

71	SOLICITANTE (S)
	UNION CARBIDE CORPORATION (L-11847-SP)

	DOMICILIO DEL SOLICITANTE
	270 Park Avenue, Nueva York, Nueva York, 10017, EE.UU.

72	INVENTOR (ES)
	Kenneth Francis Butwell, Daniel John Kubek

73	TITULAR (ES)

74	REPRESENTANTE
	DON OSCAR DE ELZABURU FERNANDEZ (P.-70.738)

jga

POOR QUALITY

1

Esta invención se refiere a un procedimiento de separación de gas ácido, y más particularmente, a la separación de  $\text{CO}_2$  gaseoso de diversos gases de proceso.

.5

La separación de gases ácidos por absorción en contracorriente con alcanolaminas se ha conocido en la industria durante más de cuarenta años. Alrededor de 1969 se descubrió un sistema de inhibición de corrosión y más tarde se patentó, en la patente de los EE.UU. nº 3.808.140, el 30 de abril de 1974, que eliminaba muchas limitaciones de diseño y de trabajo de separación de MEA- $\text{CO}_2$  convencional. Desde entonces, se ha continuado el trabajo para mejorar y optimizar el sistema de MEA- $\text{CO}_2$  con inhibidor de corrosión en términos de menor coste de capital, es decir de reducción del número de piezas y tamaño del aparato requerido, y en términos de menores requerimientos de energía para poner en práctica el procedimiento.

10

15

20

Un objeto de esta invención es proporcionar un procedimiento mejorado para la separación de gas ácido, en el que se minimiza la necesidad de calentar y enfriar desde fuentes exteriores.

25

Otro objeto es proporcionar un procedimiento mejorado de corrosión inhibida para la separación de gases ácidos.

Otros objetos se pondrán de manifiesto a partir de la siguiente memoria descriptiva y los dibujos, en los que

30

la Figura 1 es un diagrama de procesos esquemático de una realización ilustrativa de la presente invención, y

25019

la Figura 2 es una representación gráfica del tan

1 to por ciento de vaporización súbita de  $\text{CO}_2$  en función de  
la temperatura y la carga.

5 En un aspecto general de la invención, la disolu-  
ción depuradora de amina rica en ácido se enfría cerca de  
la parte central a la parte inferior de la columna de absor-  
ción para reducir la presión parcial, controlada por la tem-  
peratura, del gas ácido absorbido, permitiendo así una car-  
ga mayor de la que de otro modo sería posible (Con el fin  
de simplificar la descripción, usualmente se hará referen-  
10 cia al  $\text{CO}_2$  como el gas ácido. La invención no se limita ne-  
cesariamente a él como se describirá más adelante). En com-  
binación con el enfriamiento de la disolución rica, se usa  
una vaporización súbita de la disolución rica para conseguir  
la hasta ahora inalcanzablemente baja carga del calderín de  
15 recalentamiento.

La energía requerida para desorber el  $\text{CO}_2$  del di-  
solvente cargado se aporta en la columna de separación de  
una instalación de separación de  $\text{CO}_2$  del tipo de amina. En  
sistemas convencionales de MEA de separación de  $\text{CO}_2$  no inhi-  
20 bidos, el requerimiento de vapor para proporcionar esta ener-  
gía era típicamente de 52.725 kcal/kg mol de  $\text{CO}_2$ . Los siste-  
mas con inhibidor de corrosión como los descritos en la pa-  
tente de los EE.UU. nº 3.808.140 tienen muy reducido este  
requerimiento. La presente invención reduce aún más la ne-  
cesidad de calentamiento y enfriamiento por fuentes exterie-  
25 res. Es sabido que cuanto menor es la carga de  $\text{CO}_2$  en la  
columna de separación, menor es la aportación de calor que  
hay que suministrar, y, además, menor es el diámetro de la  
columna de separación que se requiere. Aquí reside la base  
30 del uso en esta invención de un depósito de vaporización sú-

1 bita para la eliminación de  $\text{CO}_2$  antes de la separación real. Cuanto más  $\text{CO}_2$  se separa exteriormente al separador de columna, aprovechando la alta carga de amina rica que sale del aparato de contacto (por el enfriamiento de la disolución

5 de MEA) diseñado en condiciones próximas al equilibrio, por vaporización súbita a presión cercana a la atmosférica, menor aportación de calor de regeneración se precisa. Parte de la separación se consigue entonces sin coste, desde el punto de vista de los servicios. Conceptualmente, el depósito

10 de vaporización súbita puede colocarse en cualquier lugar de la conducción de disolvente rico entre el dispositivo de contacto y el separador de columna, pero una mayor consideración indica que se consiguen pocas ventajas con un dispositivo de vaporización súbita inadecuadamente situado

15 y diseñado. Esto tiene bastante que ver con la termodinámica del sistema. A medida que se evaporan súbitamente  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  de una corriente a alta presión, el calor requerido para conseguir la vaporización se consume de la fase líquida en forma de energía térmica. Por lo tanto, si un dispositivo

20 de vaporización súbita está situado junto a la entrada al separador, el calor sensible a aportar a la columna se aumenta a causa de la reducida temperatura de entrada; cualquier ventaja real lograda por la reducida carga de  $\text{CO}_2$  se compensa por el efecto negativo del calor sensible. Se necesita, pues, recalentar las colas del dispositivo de vaporización súbita (por medio de un cambio de calor) antes de la separación. Se podría sugerir entonces la colocación directamente

25 aguas abajo de la extracción de disolvente rico del dispositivo de contacto, antes del intercambio pobre/rico, porque aquí podía obtenerse un calentamiento adecuado

30

1 después de la vaporización súbita. También esto es insatis-  
Factorio, pero por diferente razón. Esencialmente, cuanto  
más alta es la temperatura de entrada al dispositivo de  
vaporización súbita, mejor es la eficacia de vaporización  
5 obtenida en términos de separación de  $\text{CO}_2$  (véase figura 2).  
La eficacia de la vaporización se define como el tanto por  
ciento de separación total de  $\text{CO}_2$ , basado en la cantidad de  
 $\text{CO}_2$  contenida en la disolución rica. La carga, además, jue-  
ga un papel importante. A  $82^\circ\text{C}$ , por ejemplo, puede separar-  
10 se menos de 4 por ciento del  $\text{CO}_2$  por vaporización súbita a  
partir de una carga de 0,50 m/m; puede separarse casi 13  
por ciento a partir de 0,58 m/m.

En la presente invención, se ha tratado de aumen-  
tar la carga rica que sale del dispositivo de contacto des-  
15 de un valor actualmente normal de alrededor de 0,50 m/m. Es  
to puede lograrse designando precisamente un valor muy pró-  
ximo a la carga de equilibrio en los platos inferiores, em-  
pleando al mismo tiempo un interenfriador sobre uno de los  
platos inferiores para enfriar la amina semi-sometida a con-  
20 tacto. Este enfriamiento disminuye la presión parcial de  $\text{CO}_2$   
en la amina, aumentando el potencial de transferencia de ma-  
sa para el  $\text{CO}_2$ , permitiendo con ello que la carga aumente  
aún más por el contacto sobre los platos más inferiores res-  
tantes. Sin embargo, a causa de las menores temperaturas de  
25 la disolución rica que sale del dispositivo de contacto, la  
operación unitaria de vaporización súbita tiene que estar  
entre HX-1 y HX-2 (véase figura 1) porque de este modo se  
puede aportar una temperatura razonable de pre-vaporización  
súbita, conservando al mismo tiempo la capacidad para reca-  
30 lentar la disolución después de la vaporización y antes de

1 la separación adicional.

Descripción de la realización de la invención

5 Como se ha dicho, el gas de alimentación es una mezcla de gas de proceso y gas ácido, estando el gas de pro  
ceso seleccionado del grupo que consta de un hidrocarburo,  
una mezcla de hidrocarburos, gas de síntesis, y una mezcla  
de nitrógeno e hidrógeno. Son ejemplos de hidrocarburos que  
se procesan en el sistema etano y metano, que pueden estar  
10 en forma de gas natural o un sustitutivo o de gas natural sintético (GNS), etileno, etano, propileno, propano, mezclas de tales hidrocarburos, y los efluentes previamente purificados del craqueo de nafta o crudo o de la gasificación de hulla. El gas de síntesis se refiere a las mezclas de hidrógeno y monóxido de carbono en proporciones diversas, generalmente en el intervalo de alrededor de 60 a alrededor de 80 por ciento en volumen de hidrógeno, y alrededor de 0,1 a alrededor de 20 por ciento en volumen de monóxido de carbono, siendo el resto, si lo hay, dióxido de carbono. El tanto por ciento se basa en el volumen total de gas de síntesis. Son mezclas típicas la de 77,7% de H<sub>2</sub> y 0,3% de CO y 22,0% de CO<sub>2</sub>, y de 70% de H<sub>2</sub>, 15% de CO y 15% de CO<sub>2</sub>. La mezcla de nitrógeno e hidrógeno se usa en la fabricación de amoníaco. En general, la mezcla contiene alrededor de 20 por ciento en volumen de nitrógeno y alrededor de 60 por ciento en volumen de hidrógeno, basado en el volumen total de la mezcla de nitrógeno e hidrógeno.

25 El gas de alimentación contiene también un gas ácido seleccionado del grupo que consta de dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, y sus mezclas en cantidades de alrededor de 5 a alrededor de 60 por ciento en volumen basado en

1 el volumen total del gas de alimentación. El "volumen to-  
tal de gas de alimentación" incluye el gas de proceso como  
se ha definido y el gas ácido como se ha definido, pero ex-  
cluye el vapor de agua y las impurezas que se describen a  
5 continuación. La cantidad de gas ácido contenida usualmen-  
te en el gas de alimentación está en el intervalo de alre-  
dedor de 15 a alrededor de 30 por ciento en volumen.

Puede haber agua presente, y usualmente lo está,  
en mezcla con todos los componentes del gas de proceso, en  
10 forma de vapor de agua o gotitas, en cantidades que van de  
0 a la saturación, y preferiblemente está saturado. La sa-  
turación minimiza la evaporación de agua en el fondo de la  
zona de absorción. Puede usarse un gas de alimentación an-  
hidro, pero es muy raro.

15 Las impurezas, tal como se definen aquí, están re-  
presentadas por (a) cualquier gas no definido anteriormente  
como gas de proceso, gas de ácido o vapor de agua, y (b)  
partículas sólidas o gotitas de líquido (excluyendo las  
gotitas de agua) en el gas de alimentación. Pueden estar  
20 presentes en cantidades de hasta alrededor de 3 por ciento  
en peso, basado en el peso total del gas de alimentación,  
y preferiblemente en cantidades no mayores de alrededor de  
1 por ciento en peso, y, en muchos casos, menor de 0,01 por  
ciento. Son ejemplos de las impurezas gaseosas el dióxido  
25 de azufre, sulfuro de carbonilo, y disulfuro de carbono.  
Son ejemplos de las impurezas sólidas o líquidas el sulfu-  
ro de hierro, óxido de hierro, hidrocarburos de alto peso  
molecular, y polímeros. Cualquier olefina que tenga más de  
un doble enlace, hidrocarburos con triple enlace, y, por  
30 regla general, cualquier material que polimerice o reaccio-

1 ne in situ, es una impureza indeseable.

5 El absorbente es una disolución de una alcanolamina que tiene 1 a 3 radicales alcanol, teniendo cada radical alcanol de 1 a 3 átomos de carbono, y agua. Son ejemplos de las alcanolaminas la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y trietanolamina (TEA), siendo la MEA el absorbente a elegir. Otras alcanolaminas adecuadas son la diisopropanolamina, monoisopropanolamina, monopropanolamina, dipropanolamina, tripropanolamina, y triisopropanolamina. Aunque  
 10 pueden usarse mezclas de alcanolaminas, no se prefieren. Pueden usarse mezclas de aminas y compuestos orgánicos o inorgánicos inertes que tienen una alta solubilidad para los contaminantes a eliminar. Tales compuestos pueden sustituir al agua. Puede usarse, por ejemplo, una disolución de tratamiento tal como glicol-amina-agua, como se describe por Hutchinson en la patente de los EE.UU. 2.177.068.

15 La disolución acuosa de MEA introducida en el sistema es generalmente de alrededor de 15 por ciento a alrededor de 70 por ciento en peso de MEA, basado en el peso de la disolución. Si se usa DEA, el amplio intervalo en la disolución inicial es de alrededor de 25 por ciento a alrededor de 90 por ciento en peso, y si se usa TEA, el amplio intervalo es de alrededor de 40 por ciento a alrededor de 95 por ciento en peso. Son ejemplos de disoluciones típicas, con tantos por ciento en peso, que pueden usarse en  
 20 este sistema, las siguientes:

<u>E</u> tanolamina	<u>A</u> gua
MEA 35%	65%
DEA 50%	50%
TEA 70%	30%

30

25019

1                   Se prefiere que el sistema esté esencialmente exen-  
to de corrosión. En caso contrario, las ventajas logradas  
por el procedimiento de la invención se perderán en una apli-  
cación comercial por la pérdida de producción debida sencii-  
5                   llamente al tiempo muerto causado por el aparato corroído.  
Esto puede lograrse en un sistema de dióxido de carbono,  
por ejemplo, usando los inhibidores de corrosión descritos  
en las reivindicaciones de la patente de los Estados Unidos  
3.808.140, o usando un aparato hecho de diversas aleaciones  
10                   de titanio, o diversos aceros inoxidables o aceros al carbo-  
no resistentes a la corrosión, o usando un aparato revesti-  
do con vidrio. En cualquier caso, se sugiere usar algún sis-  
tema anticorrosión en un sistema de dióxido de carbono. Al  
usar los compuestos de antimonio y vanadio de la patente de  
15                   los Estados Unidos 3.808.140, los compuestos respectivos se  
mezclan de tal modo que haya una proporción de desde alre-  
dedor de 1 a 9 partes en peso de compuesto de antimonio, a  
alrededor de 9 a alrededor de 1 partes en peso de compues-  
to de vanadio. Las proporciones preferidas son de alrededor  
20                   de 4 a 6 partes a alrededor de 6-4 partes, siendo lo más  
preferido usar partes iguales. La combinación de compues-  
tos de antimonio y de vanadio se añade en una cantidad de  
alrededor de 0,01 a alrededor de 2,0 por ciento en peso,  
basado en el peso de las disoluciones acuosas de alcanola-  
25                   minas, incluyendo el peso del agua y la alcanolamina.

                  El aparato usado en el procedimiento de absorción,  
separación y enfriamiento, así como los calderines de re-  
calentamiento, filtros, tuberías, turbinas, bombas, depósi-  
tos de vaporización, etc., son de diseño convencional. Una  
30                   columna de absorción típica usada en el sistema puede des-

1 cribirse como un dispositivo de contacto de platos perfora-  
dos con 15 a 35 platos perforados que tienen una separación  
entre platos de 0,6 metros o su equivalente en relleno. Una  
columna de destilación típica usada en el sistema puede des-  
5 cribirse como una torre de platos perforados que tiene de  
15 a 20 platos reales, o su equivalente de relleno. El alam-  
bique contiene en su base, o en una caldera exterior, un ele-  
mento tubular calentador o calderín de recalentamiento, y  
en la parte superior, y exterior al alambique, hay unos con-  
10 densadores y un separador de agua ( que no se muestran en el  
dibujo).

Haciendo referencia al dibujo:

El gas de alimentación se introduce por la conduc-  
ción 1 en el absorbedor 2 (aparato de contacto) en el pla-  
15 to del fondo, o cerca de él, siendo usualmente la tempera-  
tura de entrada ( $T_0$ ) al absorbedor de gas de alimentación  
de entre alrededor de  $60^{\circ}\text{C}$  y alrededor de  $87,7^{\circ}\text{C}$ . Sin em-  
bargo, para mejorar la transferencia de masa, la tempera-  
tura del gas que entra en contacto con la disolución ha de  
20 ser preferiblemente de unos  $2,8^{\circ}\text{C}$  superior a la temperatu-  
ra de la disolución saliente, para evitar la evaporación de  
agua de la disolución a gas. La evaporación hace que se for-  
me una película de evaporación que perturba la buena trans-  
ferencia de masa de gas a líquido. Por consiguiente, se re-  
25 duce la buena transferencia de masa. El gas de alimenta-  
ción fluye hacia arriba a través del aparato de absorción,  
encontrando en contracorriente a la disolución acuosa de  
alcanolamina citada como disolución pobre, que se introdu-  
ce en el plato superior, o cerca del mismo, del absorbedor  
30 2 por la conducción 4.

1 La presión en el absorbedor 2 puede estar en el intervalo de alrededor de  $1,03 \text{ kg/cm}^2$  abs. a alrededor de  $105 \text{ kg/cm}^2$  abs., y usualmente está en el intervalo de alrededor de  $17,5 \text{ kg/cm}^2$  abs. a alrededor de  $56 \text{ kg/cm}^2$  abs.

5 La disolución pobre entra en el aparato de absorción 2 a una temperatura ( $T_1$ ) en el intervalo de alrededor de  $40,5^\circ\text{C}$  a alrededor de  $72,2^\circ\text{C}$ , y usualmente es de alrededor de  $40,5^\circ$  a  $51,6^\circ\text{C}$ .

10 El gas de alimentación, del que se ha absorbido la mayor parte de su gas ácido, asciende por la columna de absorción y sale en forma de gas de escape por la conducción 3, a una temperatura en el intervalo de alrededor de  $40,5^\circ\text{C}$  a alrededor de  $72,2^\circ\text{C}$ , y usualmente de alrededor de  $40,5^\circ\text{C}$  a  $51,6^\circ\text{C}$ . El gas de escape (o gas de proceso) puede con-  
15 tener hasta alrededor de 18.000 ppm de gas ácido, siendo el objetivo, naturalmente, cumplir con los requerimientos de especificación del gas de proceso, que a veces son de sólo 5 ppm de gas ácido. El presente procedimiento puede cumplir con estos amplios requerimientos sin dificultad.

20 Una vez que la disolución pobre absorbe todo el gas ácido citado, salvo la pequeña fracción indicada, se denomina disolución rica, es decir una mezcla de disolución pobre, gas ácido absorbido, agua adicional absorbida del gas de alimentación, y algunas impurezas. La "carga de la  
25 disolución rica", que es la relación de moles de gas ácido a moles de alcanolamina en la disolución rica, está en el intervalo de alrededor de 0,1 a alrededor de 1,0 y usualmen-  
te es de alrededor de 0,50 a alrededor de 0,67. Cuando la di-  
30 solución que contiene gas ácido alcanza una temperatura en el intervalo de alrededor de  $57,2^\circ\text{C}$  a  $85^\circ\text{C}$ , preferiblemen-

1 te alrededor de  $68,3^{\circ}\text{C}$ , la disolución se hace pasar a tra-  
vés de una zona 5 de enfriamiento para disminuir la tempe-  
ratura de la disolución, y después la corriente enfriada se  
hace pasar a través de la zona de absorción para aumentar  
5 la carga molar de gas ácido en la disolución, de modo que  
la temperatura  $T_2$  de la disolución rica que sale de la zona  
de absorción nunca exceda de  $85^{\circ}\text{C}$ . De  $57,2^{\circ}\text{C}$  a  $85^{\circ}\text{C}$  es el  
intervalo preferido para la absorción de  $\text{CO}_2$  por medio de  
disoluciones de MEA. Esto está basado en la transferencia  
10 de masas, que es función de la cinética y del potencial de  
transferencia del sistema. Por encima y por debajo de este  
intervalo de temperatura, se obstaculiza la transferencia  
de masa de  $\text{CO}_2$  a la disolución de MEA. Por ejemplo, las  
temperaturas inferiores a  $57,2^{\circ}\text{C}$  causan una menor veloci-  
15 dad de reacción, porque la cinética del sistema se reduce  
a menores temperaturas. Las temperaturas superiores a  $85^{\circ}\text{C}$   
afectan a la fuerza de transferencia entre el  $\text{CO}_2$  en la fa-  
se gaseosa y el  $\text{CO}_2$  absorbido. Por lo tanto, se prefiere  
efectuar la mayor parte de la absorción en este intervalo  
20 de temperatura. Sin embargo, se entiende que la adición de  
unidades de transferencia de masa (platos) en columnas ab-  
sorbedoras permite trabajar a temperaturas superiores e in-  
feriores de absorción a un mayor coste de capital, lo que,  
naturalmente, es indeseable. La disolución rica muy carga-  
da sale del absorbedor 2 por el plato inferior o cerca de  
25 él a través de la conducción 8, a una temperatura de sali-  
da del aparato de absorción ( $T_2$ ) en el intervalo de alrede-  
dor de  $57,2^{\circ}\text{C}$  a alrededor de  $85^{\circ}\text{C}$ , y normalmente está en  
el intervalo de alrededor de  $62,7^{\circ}\text{C}$  a alrededor de  $68,3^{\circ}\text{C}$ ,  
30 y preferiblemente la temperatura de salida del absorbedor de

1 la disolución rica es menor que la temperatura de entrada  
del gas de alimentación.

5 La disolución rica pasa del fondo de la columna de  
absorción 2 a un primer cambiador de calor 10, donde la di-  
solución rica pasa en relación de cambio de calor con una  
disolución de alcanolamina regenerada de recirculación, pa-  
ra aumentar la temperatura de la disolución hasta la tem-  
peratura  $T_3$ . La disolución rica calentada se hace pasar, a  
10 temperaturas en el intervalo de desde 76,6 a 90,5°C a tra-  
vés de la conducción 9, a un recipiente 12 de vaporización  
súbita donde se evapora  $CO_2$  súbitamente de la disolución  
rica, a través de la conducción 7, a presiones de entre 0  
a 4,2  $kg/cm^2$  absolutos, y preferiblemente 0,52 a 1,17  $kg/cm^2$   
15 abs. Como se ha dicho anteriormente y como puede verse en  
la Figura 2, la cantidad de vaporización depende de la tem-  
peratura de vaporización súbita y de la carga de gas ácido.  
Cuanto más alta es la temperatura, mayor es la vaporización  
y cuanto más alta es la carga de ácido, mayor es la vapori-  
zación. La vaporización súbita reduce la temperatura de la  
20 corriente que sale del depósito 12 de vaporización súbita  
a una temperatura  $T_4$  en el intervalo de 68,3 a 82,1°C. Por  
consiguiente, la corriente se bombea por medio de la bomba  
2 a través de la conducción 13 a un segundo cambiador de  
calor 14, donde la temperatura se aumenta a valores en el  
25 intervalo de 93,2°C a 115,5°C para minimizar la aportación  
de calor de los calderines 23 de recalentamiento para des-  
prender el  $CO_2$  de la disolución. La disolución se hace pa-  
sar por la conducción 22 al dispositivo de separación 19.  
La disolución pobre sale del dispositivo separador 19 a una  
30 temperatura  $T_6$  en el intervalo de desde 115,5°C a 137,6°C,

1 y se recircula a los cambiadores de calor 14 y 10 a través  
de las conducciones 16 y 17, y después por la conducción 18  
a un enfriador 21 de la disolución pobre. La disolución po-  
bre enfriada se introduce después en la parte superior de  
5 la columna de contacto 2 por medio de la bomba 24, y se re-  
pite el ciclo.

Las ventajas de la presente invención se ponen  
claramente de manifiesto por medio de los siguientes ejem-  
plos específicos y datos comparativos, que se aportan para  
10 ayudar a los expertos en la técnica en la práctica de esta  
invención.

El concepto de la invención se realiza en un sis-  
tema del tipo descrito antes, con una disolución de 35 por  
ciento en peso de MEA como absorbente. El caudal de la co-  
rriente de gas de entrada es de 6.138 kg moles/h, de los  
15 que 1.090 kg moles/h son  $\text{CO}_2$ , y entra en el aparato de con-  
tacto a una temperatura de  $65,5^\circ\text{C}$ . La corriente de gas de  
entrada está saturada con agua; la presión de contacto es  
de  $26,6 \text{ kg/cm}^2$  manométricos. Para facilitar la comparación  
20 de la presente invención con los otros diversos sistemas  
en una base equivalente, la aproximación de la carga de la  
corriente o de disolvente rica al equilibrio se mantuvo  
constante en aproximadamente 87 por ciento. El caudal de  
la disolución era de 2.300 g. por minuto (gpm) y se intro-  
25 dujo en el aparato de contacto a una temperatura de  $40,5^\circ\text{C}$   
y una carga pobre de 0,21 moles de  $\text{CO}_2$ /mol de amina. La di-  
solución de MEA parcialmente cargada con  $\text{CO}_2$  se hizo pasar  
a través de un interenfriador 5 a una temperatura de alre-  
dedor de  $71^\circ\text{C}$ , y después se hizo pasar de nuevo a través  
30 del aparato de contacto, donde la disolución rica se enri-

1 queció hasta 0,56 moles de  $\text{CO}_2$ /mol de amina. La temperatura de la disolución que salía del aparato de contacto era de 57,2°C, y el  $\text{CO}_2$  en el gas de escape a la atmósfera se redujo a 100 ppm. El interenfriador requería 11,87 MM Kcal/h a un caudal de agua de enfriamiento de 3.124 gpm para enfriar la disolución de MEA parcialmente cargada.

5 La disolución de amina rica se hizo pasar al cambiador de calor 10 a una temperatura de 57,2°C y sale a 80°C. La disolución de amina pobre de recirculación entraba a 86,6°C y salía a 64,4°C. La disolución se hizo pasar después al depósito de vaporización súbita y se vaporizó hasta una presión a de 0,0 kg/cm<sup>2</sup> manométricos. La temperatura de la disolución rica se redujo a 80°C a 73,8°C por medio de la vaporización, y se separaron por ésta 168 kg moles/h de  $\text{CO}_2$ . El contenido de  $\text{CO}_2$  de la disolución rica se redujo así de 1743 a 1575 kg moles/h.

15 La disolución se hizo pasar después a 73,8°C al segundo cambiador de calor 14, donde la disolución de amina rica se calentó a 110°C recirculando amina pobre que entraba a 121°C y salía a 86,6°C.

20 La disolución rica se hizo pasar después al dispositivo separador a 110°C. Aquí, se requerían 23,7 M Kcal/kg mol de  $\text{CO}_2$  para hacer pasar la corriente de amina rica en  $\text{CO}_2$  de 1575 a 654 kg moles/h de  $\text{CO}_2$ .

25 En este punto, es deseable comparar el procedimiento de la presente invención con otros procedimientos. La Tabla I muestra varios sistemas de tratamiento. Es de importancia fundamental el requerimiento de energía/mol de  $\text{CO}_2$  para cada proceso, ya que esto indica la aportación de servicios real para el tratamiento. No hay que olvidar, sin

1 embargo, que varias de las alternativas pueden requerir una  
mayor inversión de capital para conseguir un coste de servi-  
cios reducido; estas situaciones se describen por medio de  
un segundo índice de comparación, el Índice Operativo, que  
5 se deriva de un coste de explotación que combina el coste  
anual de servicios con una amortización anual de inversión  
de capital para el esquema particular. El Índice operativo  
se toma entonces con referencia al caso básico de la técni-  
ca anterior, con valor 1,0.

10 Cuando se trata de mejorar el diseño básico de la  
técnica anterior (Columna 1) para lograr un mejor requerimien-  
to de energía, se puede emplear el concepto de vaporización  
súbita para reducir la carga de  $\text{CO}_2$  en la columna de separa-  
ción. El efecto se muestra en la columna 2. Una dificultad  
15 primaria con esta alternativa es que la carga de la disolu-  
ción rica está limitada a 0,5 m/m por consideraciones de  
equilibrio que limitan el grado de vaporización obtenible  
(Véase Figura 2). Se puede, además, tratar de reducir la de-  
manda de entalpía de reacción y vaporización de la columna  
de separación elevando la carga de la disolución pobre de  
20 0,15 a 0,21 m/m (Columna 3). Desgraciadamente, el beneficio  
potencial se compensa por el aumento de demanda de calor sen-  
sible asociado al alto caudal de disolución consecuente con  
la mayor carga de la disolución pobre cuando la carga de la  
disolución rica se fija por el acercamiento al equilibrio.  
25 Como puede verse, se puede obtener entonces alguna mejora,  
tanto en la demanda de servicios como en el coste de explota-  
ción (de 30,5 M Kcal/kg mol de  $\text{CO}_2$  y un Índice Operativo (IO)  
= 1,0 a 25,5 M Kcal/kg mol de  $\text{CO}_2$  y un IO = 0,94). Un camino  
diferente que podía haberse seguido sería intentar elevar la  
carga de la disolución rica usando un interenfriador. Es de-

1 cir, a menor temperatura de la disolución rica se pueden to-  
lerar mayores cargas de la disolución rica para conseguir las  
mismas aproximaciones al equilibrio. El efecto puede aumen-  
tarse más elevando las cargas de la disolución pobre, y,  
5 como resultado, mejorando la termodinámica de la columna de  
separación. También aquí los resultados demuestran una me-  
jora (de 30,5 M Kcal/kg mol de CO<sub>2</sub> a IO = 1,0, a 26,5 M de  
Kcal/kg mol de CO<sub>2</sub> e IO = 0,93) (Columna 4). Se obtuvo una  
mejora muy importante por medio de un diseño adecuado en el  
10 que se incorporaron aspectos de ambos métodos. Las caracte-  
rísticas de diseño deseadas sólo pueden obtenerse por con-  
sideración del efecto sinérgico derivado de tal combinación.  
La vaporización súbita es deseable por su capacidad para re-  
ducir la carga de CO<sub>2</sub> por separación térmica; la termodiná-  
15 mica de la operación de vaporización indica que la eficacia  
de la vaporización es función de la carga de entrada. Por  
lo tanto, se desean cargas de disolución rica de entrada a  
la vaporización tan altas como sean posibles, dentro de las  
limitaciones de equilibrio. No podemos obtener el tipo de  
20 eficacia de la vaporización requerida para lograr una alta  
economía de servicios con cargas convencionales. El uso de  
un interenfriador ayuda a lograr una mejor eficacia de la  
vaporización al reducir las limitaciones de equilibrio fi-  
nales, permitiendo mayores cargas de salida del aparato de  
25 absorción. El uso de un interenfriador es también utilísimo  
por otra razón importante. El uso de una mayor carga de la  
disolución pobre en el diseño de la columna de separación  
sólo puede ser plenamente beneficioso si no se permite que  
la carga de calor sensible aumente al aumentar el caudal de  
30 disolución. Por medio del interenfriamiento se puede, ade-

1 más, elevar las cargas de la disolución rica para alcanzar  
una carga neta equivalente, y recoger así los beneficios  
de un mejor diseño termodinámico tanto de la columna de se-  
paración como del absorbedor. Es esta interacción entre los  
5 componentes individuales del diseño la que crea una combi-  
nación óptima de efectos que contribuye a que la demanda de  
energía neta para el sistema combinado de esta invención sea  
menor que cualquiera de los componentes individuales toma-  
dos por separado. El objeto de esta invención sólo puede al-  
10 canzarse por colocación óptima del interenfriador y el apa-  
rato de vaporización súbita, y selección cuidadosa de todos  
los parámetros de diseño para conseguir un diseño bien equi-  
librado del sistema. Como puede verse por los datos (Columna  
5), por medio del procedimiento de esta invención se obtie-  
15 ne una aportación energética a la columna de separación muy  
reducida, de 23,7 M de Kcal/kg mol de CO<sub>2</sub> y un Índice Ope-  
rativo de 0,89 en conjunto. La reducción en la energía ne-  
cesaria para la separación se refleja en un ahorro notable  
del coste de servicios (Índice de Utilidad 0,77). Este ahc-  
20 rro notable de servicios compensa sobradamente la mayor in-  
versión de capital, como refleja el Índice Operativo global  
de 0,87.

Habiendo descrito la invención con relación a cier-  
tas realizaciones preferidas, ha de entenderse que pueden  
25 hacerse ciertas modificaciones en la misma sin apartarse del  
espíritu y objeto de la misma.

TABLA I

	Técnica anterior +Vaporización sú- bita	Técnica anterior +Vaporización sú- bita	Técnica anterior +Vaporización sú- bita	A/Interenfriador de la Técnica an- terior	Interenfriador de la Inversión +Vaporización súbita
Carga rica	0,50	0,50	0,50	0,56	0,56
Carga pobre	0,15	0,15	0,21	0,21	0,21
Acercamiento	87,5%	87,5%	87,5%	87,5%	87,5%
M Kcal/Kg mol	30,5	27,2	25,5	26,5	23,7
Inversión de Capital (M\$)	4535	5593	5573	5523	6154
Coste de Servicios (M\$/Año)	3520	3159	2996	3028	2708
Coste Operativo (M\$/Año)	4427	4278	4151	4133	3939
Indice de Capital	1,0	1,23	1,27	1,22	1,36
Indice de Servicios	1,0	0,90	0,85	0,86	0,77
Indice Operativo	1,0	0,97	0,94	0,93	0,89

1

REIVINDICACIONES

5

Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10

1ª.- Un procedimiento continuo para separar gases ácidos de una mezcla gaseosa de alimentación poniendo en contacto la mezcla gaseosa de alimentación con una disolución acuosa de alcanolamina, teniendo la alcanolamina de 1 a 3 radicales alcanol, y teniendo cada radical 2 ó 3 átomos de carbono, que comprende (a) introducir en una zona de absorción una mezcla gaseosa de alimentación de gas de proceso y gas ácido que comprende un gas de proceso seleccionado del grupo que consta de un hidrocarburo, una mezcla de hidrocarburo, gas de síntesis y una mezcla de nitrógeno e hidrógeno, y alrededor de 5 a alrededor de 60 por ciento en volumen de un gas ácido seleccionado del grupo que consta de dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y sus mezclas, donde el tanto por ciento en volumen se basa en el volumen total de la mezcla de gas de proceso y gas ácido introducida en la zona de absorción, a una temperatura de entrada en la zona de absorción ( $T_0$ ), de la mezcla gaseosa de alimentación, en el intervalo de 60-87,7°C; (b) poner en contacto en contracorriente la mezcla gaseosa de alimentación en la zona de absorción con una mezcla de una disolución acuosa de alcanolamina, teniendo dicha disolución acuosa de alcanolamina una concentra

15

20

25

30

25019

1 ción de desde 15 a 95 por ciento en peso de alcanolamina, y  
una temperatura ( $T_1$ ) de desde 40,5 a 72,1°C para absorber  
el gas ácido de la mezcla gaseosa de alimentación; (c) ha-  
cer pasar al menos la mayor parte de la disolución descen-  
5 dente de alcanolamina que contiene gas ácido a través de una  
zona de enfriamiento cuando la disolución ha alcanzado una  
temperatura de desde 57,2°C a 85°C para disminuir la tempe-  
ratura de la disolución, y después hacer pasar la disolución  
enfriada que contiene gas ácido a través de la zona de ab-  
10 sorción para aumentar la carga molar de gas ácido en la di-  
solución, de tal modo que la temperatura ( $T_2$ ) de la disolu-  
ción rica que sale de la zona de absorción nunca exceda de  
85°C; (d) separar la disolución rica en gas ácido que tiene  
una carga de gas ácido de 0,50 m/m. a 0,67 m/m desde el fon-  
15 do o parte inferior de la zona de absorción, y hacer pasar  
tal disolución en relación de cambio de calor con una diso-  
lución de alcanolamina regenerada de recirculación, para  
aumentar la temperatura de la disolución rica ( $T_3$ ) en el  
intervalo de desde 76,6°C a 90,5°C; (e) hacer pasar la di-  
20 solución rica calentada de la operación (d) a una zona de  
vaporización súbita para separar más parte de la carga de  
gas ácido de la disolución de alcanolamina que si la corrien-  
te no se calentase, reduciendo tal vaporización súbita la  
temperatura de la disolución a una temperatura ( $T_4$ ) en el  
25 intervalo de desde 68,3°C a 82,2°C; (f) hacer pasar la co-  
rriente que contiene menos gas ácido de la operación (e)  
en relación de cambio de calor con la disolución de alcan-  
olamina regenerada de recirculación para aumentar la tempera-  
tura hasta un valor ( $T_5$ ) en el intervalo de desde 93,2°C a  
30 115,5°C; (g) introducir la disolución calentada de la ope-

1 ración (f) en una zona de separación de modo que se requie-  
re añadir al sistema un calor sensible reducido para sepa-  
rar gas ácido de la disolución; (h) separar la mezcla de  
gas ácido y una pequeña proporción de agua de la disolución  
5 introducida en el separador, estando el agua separada en  
forma de vapor, y separar dicha mezcla en forma de cabezas  
de la zona de separación; (i) separar el resto de la diso-  
lución de la operación (h) del fondo de la zona de separa-  
ción a una temperatura ( $T_6$ ) en el intervalo de 115,5°C a  
10 137,6°C; (j) hacer pasar la disolución regenerada caliente  
de la operación (i) en relación de cambio de calor con las  
disoluciones de las operaciones (d) y (f) y después a una  
zona de enfriamiento donde la temperatura ( $T_1$ ) se reduce  
a 40,5°C a 72,1°C; (k) y después recircular la disolución  
15 de la operación (j) a la zona de absorción.

2ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª,  
en el que la alcanolamina es MEA.

3ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª,  
en el que el gas ácido es  $CO_2$ .

20 4ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª,  
en el que la disolución de alcanolamina es una disolución de  
MEA que tiene una concentración de entre 15 y 70% en peso.

5ª.- Un procedimiento según la reivindicación 4ª,  
en el que la concentración de MEA es 35% en peso.

25 6ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª,  
en el que la temperatura  $T_2$  está en el intervalo de 57,2°C  
a 85°C.

7ª.- Un procedimiento según la reivindicación 6ª,  
en el que la temperatura  $T_2$  está en el intervalo de 62,7°C  
a 68,3°C.

1                    8ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª,  
en el que la disolución acuosa de alcanolamina contiene, co  
mo inhibidores de corrosión, compuestos de antimonio y de  
vanadio mezclados de modo que hay una proporción de desde  
5 alrededor de 1 a 9 partes en peso de compuesto de antimonio  
a alrededor de 9 a alrededor de 1 partes en peso de compues  
to de vanadio.

                  9ª.- Un procedimiento según la reivindicación 8ª,  
en el que la proporción de antimonio a vanadio es de alre-  
10 dedor de 4-6 partes a alrededor de 6-4 partes.

                  10ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª,  
en el que la disolución de alcanolamina contiene un compues  
to orgánico inerte.

                  11ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª,  
15 en el que la carga de gas ácido es de alrededor de 0,56 m/m.

                  12ª.- Un procedimiento continuo para separar gases  
ácidos de una mezcla gaseosa de alimentación.

                  Tal y como se ha descrito en la Memoria que antece-  
de, representado en los dibujos que se acompañan y con los  
20 fines que se han especificado.

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

Madrid, 02.FEB.1979

P.A.

Oscar de Lizasoain  
Por orden

25

30

25019

VAL

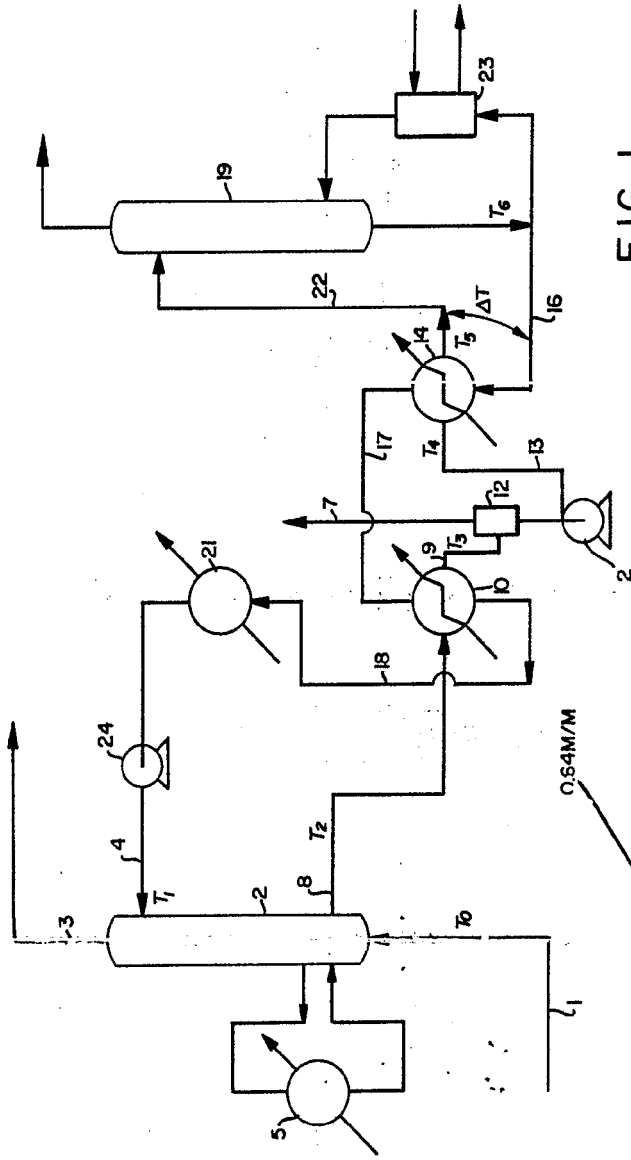


FIG. 1

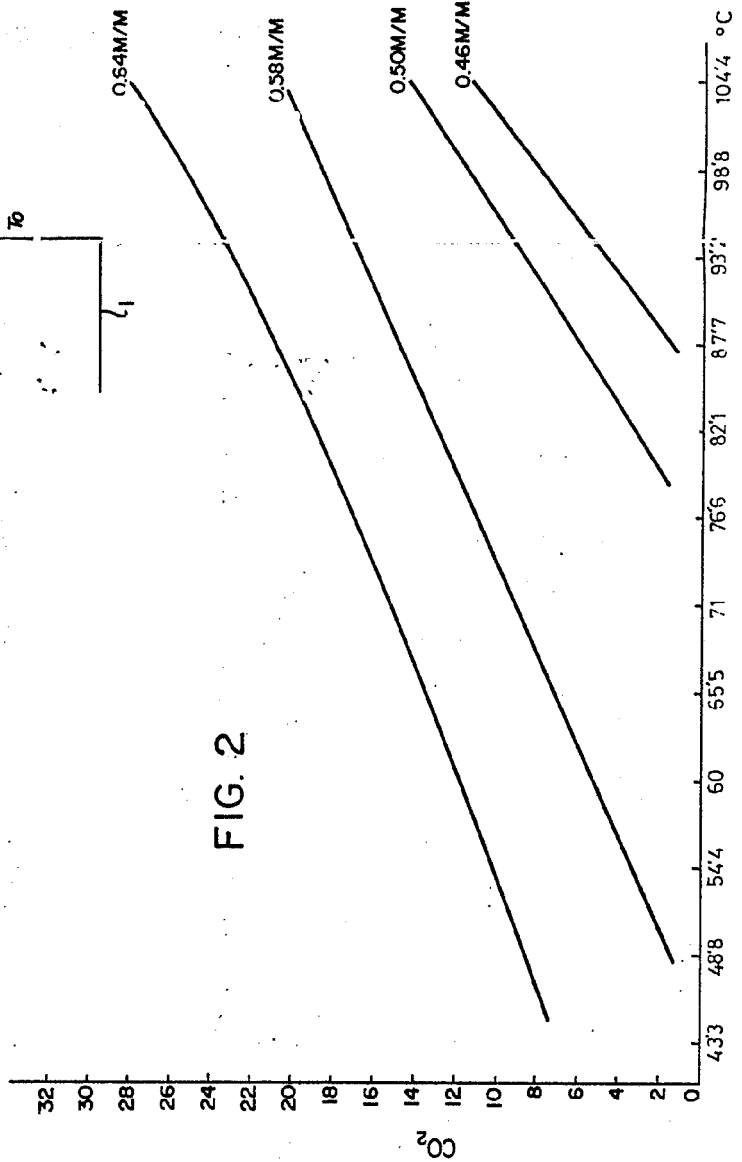
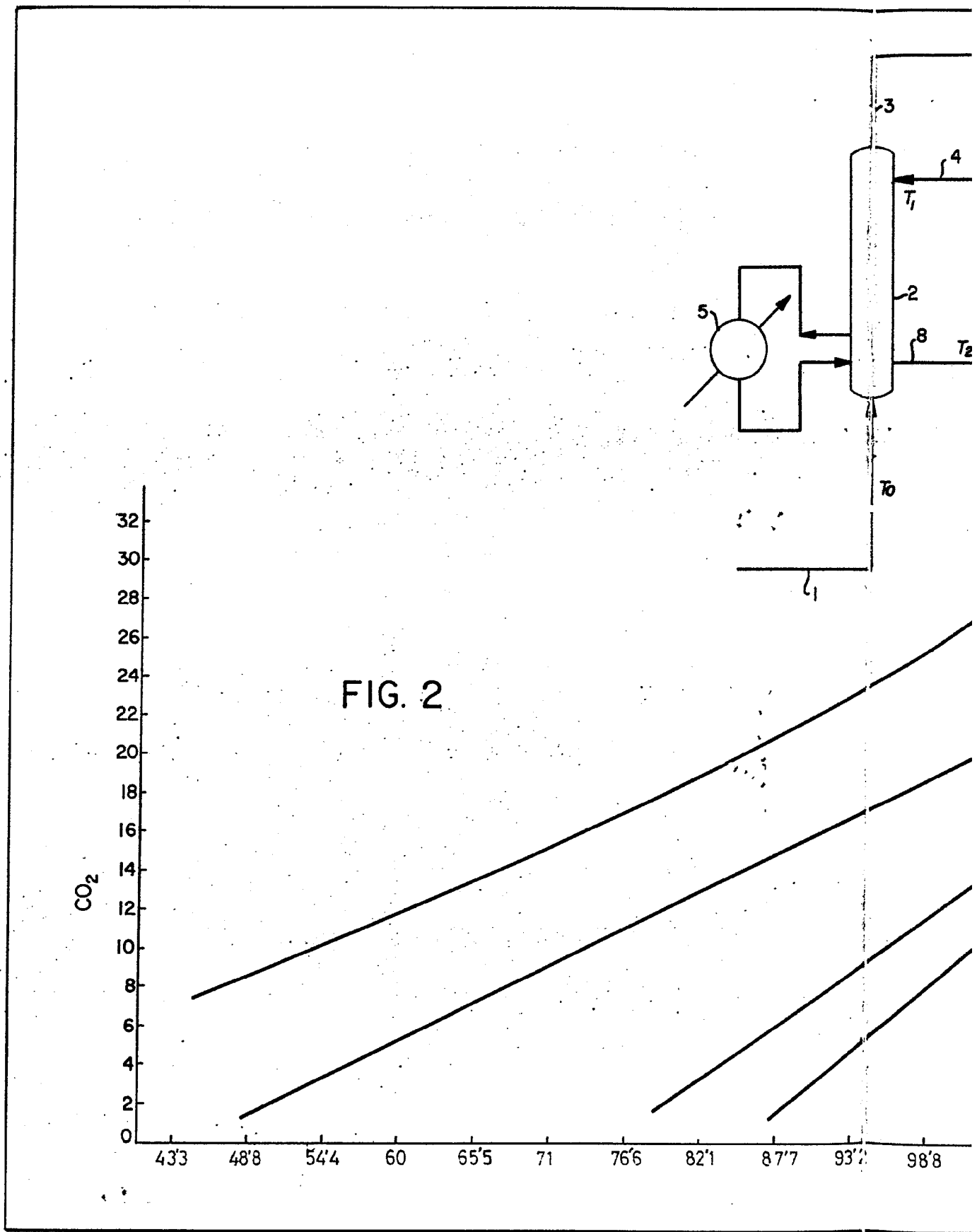


FIG. 2

OSCAR S. ELKIND  
 PATENT ATTORNEY



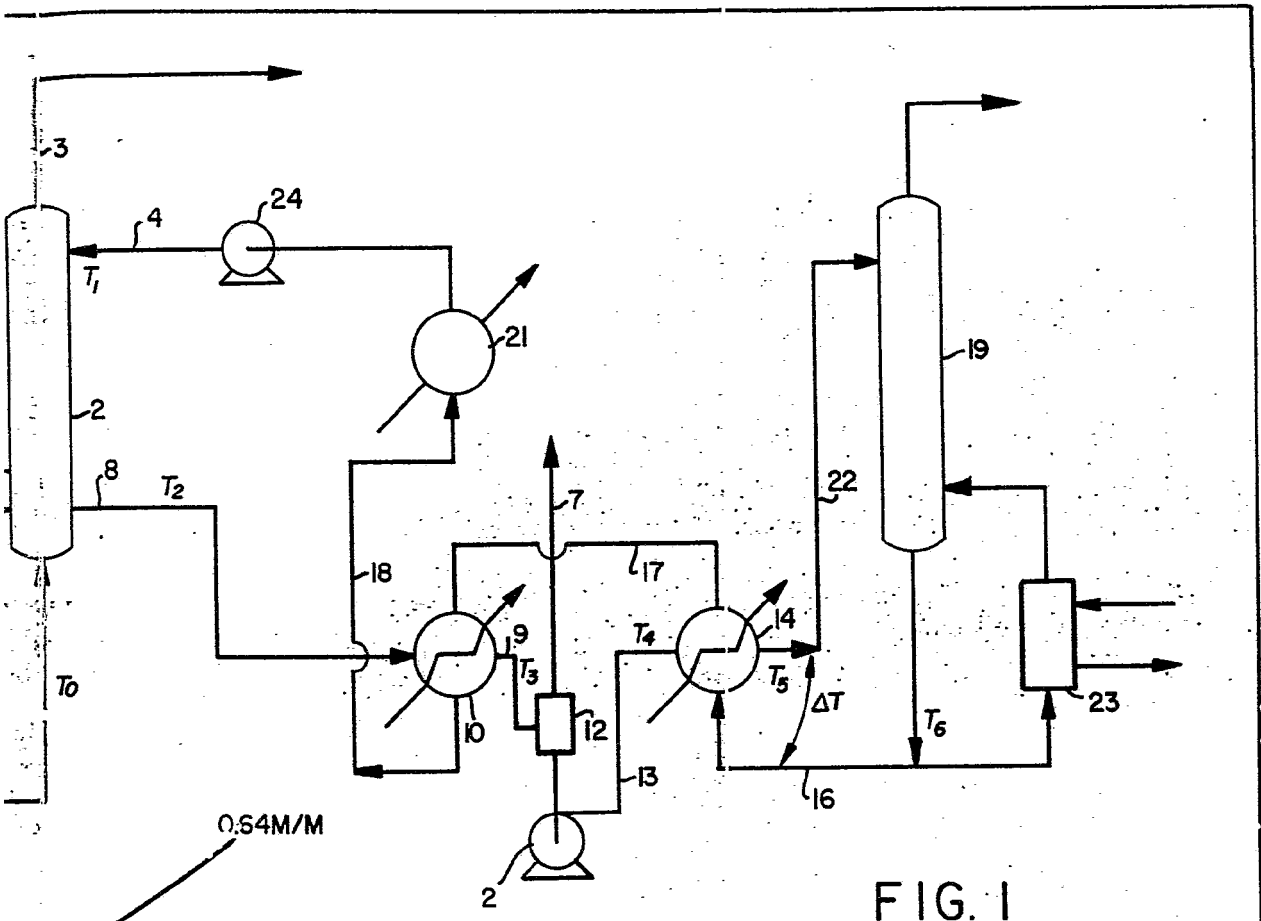


FIG. 1

0.54M/M

0.58M/M

0.50M/M

0.46M/M

93.7 98.8 104.4 °C

Oscar de Siza  
Per Podar