

2ej
47

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO DE UN SISTEMA ABSORCION-DESORCION
PARA LA RECUPERACION DE CO₂ EN GASES DE
CHIMENEA**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
JORGE LONNGI CHAVEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

INDICE

	Pág.
I- INTRODUCCION	1
II- ANTECEDENTES	3
III- GENERALIDADES	7
1.- Bióxido de Carbono	8
1.1.- Propiedades Físicas	8
1.2.- Propiedades Químicas	9
1.3.- Propiedades que permiten la remoción del CO ₂	9
1.4.- Toxicidad	10
2.- MONOETANOLAMINA (MEA)	10
2.1.- Propiedades Físicas	10
2.2.- Toxicidad	15
IV- DESCRIPCION GENERAL DE LA OPERACION	16
1.- Bases Químicas del Proceso	17
2.- Diagrama de Flujo	18
V- DISEÑO DEL SISTEMA ABSORCION-DESORCION	21
1.- Planteamiento del Problema	22
2.- Combustión	23
2.1.- Datos Técnicos	23
2.2.- Estequiometría	24
2.3.- % de Aire en Exceso Optimo	24
2.4.- Temperatura de Flama	27
2.5.- Balance de Materia en la Caldera	33

	Pág
2.6.- Balance de Energía en la Caldera	34
3.- Sistema de Enfriamiento de Gases	36
3.1.- Agua Necesaria para Enfriamiento de Gases	36
3.2.- Agua Evaporada por el Enfriamiento de Gases	37
4.- Torre de Absorción	39
4.1.- Bases de Diseño	39
4.2.- Balance de Materia	40
4.3.- Línea de Operación	42
4.4.- Temperatura de Salida de la disolución (T_1)	42
4.5.- Línea de Equilibrio	43
4.6.- Diámetro	45
4.7.- Coeficiente de Transferencia de Masa (K_{GA})	47
4.8.- Altura de la Columna.	48
4.9.- Caída de Presión	48
5.- COLUMNA DE AGOTAMIENTO	51
5.1.- Bases de Diseño	51
5.2.- Balance de Materia	52
5.3.- Línea de Operación	53
5.4.- Temperatura del Destilado (T_D)	53
5.5.- Temperatura del Residuo (T_W)	54
5.6.- Balance en el Condensador	55
5.7.- Balance de Energía en la Torre	56

	Pág
5.8.- Consumo de Vapor en el Reboiler	57
5.9.- Línea de Equilibrio	58
5.10.- Diámetro	60
5.11.- Coeficiente de Transferencia de Masa (K_{GA})	61
5.12.- Altura de la Columna	61
5.13.- Caída de Presión	62
6.- Cambiador de Calor C-1 y C-2	63
7.- Glosario	66
VI- DISEÑO MECANICO DEL ABSORBEDOR	70
1.- Corrosión y Selección de Materiales de Construcción	71
2.- Cálculo del Equipo	73
2.1.- Bases de Diseño	73
2.2.- Espesores Mínimos Requeridos en las Costuras	74
2.3.- Carga por Viento	75
2.4.- Carga por Sismo	77
2.5.- Espesor del Cilindro	78
2.6.- Espesor de las Tapas	79
2.7.- Deflexión Máxima	80
3.- Glosario	82
VII- SERVICIOS AUXILIARES E INSTRUMENTACION	84
1.- Servicios Auxiliares	85
1.1.- Energía Eléctrica	85
1.2.- Vapor	86
1.3.- Agua	86

	Págs
1.3.- Agua	86
1.4.- Aire	87
1.5.- Combustible	87
2.- Instrumentación	88
VIII- CONCLUSIONES	90
IX- BIBLIOGRAFIA	92

INDICE DE FIGURAS

	Pág
Fig. 1.- Viscosidades de Disoluciones de MEA a Diferentes Temperaturas	12
Fig. 2.- Densidades de Disoluciones de MEA a Diferentes Temperaturas	13
Fig. 3.- Gravedad Específica de Disoluciones de MEA a Diferentes Temperaturas	13
Fig. 4.- Solubilidades del CO ₂ en Disoluciones de MEA al 15% en Peso	14
Fig. 5.- Calor Específico de Disoluciones de MEA a Diferentes Temperaturas	15
Fig. 6.- Diagrama de Proceso	20
Fig. 7.- Composición de Gases de Combustión Contra Exceso de Aire	26
Fig. 8.- Entalpía Sensible Arriba de 60 F para Constituyentes de Gases de Chimenea	29
Fig. 9.- Disociación de CO ₂ y H ₂ O a Varias Presiones Parciales	30
Fig. 10.- Entalpía Total Arriba de 60 F para el CO ₂ , Incluyendo Efectos de Disociación	31
Fig. 11.- Entalpía Total Arriba de 60 F para Vapor de Agua, Incluyendo Efectos de disociación	32
Fig. 12.- Diagrama de Operación y Equilibrio de la Columna de Absorción	44
Fig. 13.- Inundación en Torres Empacadas	46

	Pág
Fig. 14.- Diagrama de Operación y Equilibrio de la Columna de Agotamiento	59
Fig. 15.- Diagrama de la Columna de Absorción	81
Fig. 16.- Diagrama de Instrumentación del Sistema Absorción-Desorción	89

I- INTRODUCCION

Con el presente trabajo se pretende aplicar la ingeniería de procesos incluyendo la ingeniería básica y tocando algunos aspectos mecánicos, en la resolución de un problema de la vida real, haciendo uso de los conocimientos adquiridos en la formación profesional.

En la industria del álcali, en donde se lleva a cabo la producción de carbonato de sodio (Na_2CO_3) por el proceso Solvay, se requiere disponer de altas concentraciones de anhídrido carbónico (CO_2) a bajo precio, para ser usado en la carbonatación de los licorres en las torres Solvay.

En vista de que en la industria del álcali, el CO_2 producido por la descomposición térmica del bicarbonato de sodio (NaHCO_3) obtenido en las torres de carbonatación, representa únicamente el 85% del CO_2 requerido para la inyección en dichas torres, se desea obtener el 15% faltante a partir de la combustión del gas natural que es quemado en las calderas de la planta con objeto de generar vapor para abastecer los servicios auxiliares de la misma. Con este propósito se estudia la posibilidad técnica de obtener el CO_2 concentrado o libre de gases usando para el efecto un sistema de absorción-desorción con una disolución de monoetanolamina (MEA) como absorbente.

Por último, con la metodología desarrollada en este trabajo, se podrá analizar cualquier otro sistema que funcione en un proceso similar a este.

II- ANTECEDENTES

El bióxido de carbono fue detectado por primera vez por Van Helmont (1577-1644), como producto de combustión de la madera. Actualmente el CO_2 es un producto que tiene amplias aplicaciones industriales, por lo que su obtención y purificación es de vital importancia.

El CO_2 ha sido obtenido por varios caminos. En un principio se obtenía en minas naturales de carbón, pero esto no era adecuado para producir este gas en estado líquido, sólido y para otras aplicaciones. También se obtiene este producto de pozos profundos, pero se encuentra contaminado con ácido sulfhídrico, mercaptanos y otros productos que le proporcionan olor y sabor; por lo que su uso directo es muy limitado.

El CO_2 también se produce a partir de la síntesis de amoníaco e hidrógeno y se han utilizado disolventes orgánicos (MEA, DEA, TEA, etc.) e inorgánicos (carbonato de potasio y de sodio) para absorberlo.

Se ha preferido utilizar la remoción de tipo orgánico, porque el CO_2 en estos sistemas contiene menos gas inerte que en un sistema inorgánico. Además se han venido utilizando compuestos de arsénico o activadores para mejorar la eficiencia en los sistemas inorgánicos y como no hay evidencia de que no se arrastran dichos compuestos, se favorece el uso de sistemas orgánicos.(7)

En el caso en que el CO_2 no se tenga disponible como subproducto, se puede producir quemando cualquier combustible carbónico, ajustando los productos de combustión y absorbiendo el CO_2 (con un absorbente orgánico o bien inorgánico), el cual posteriormente es removido de la solución absorbente. Se prefiere como combustible el gas natural y el diesel.

El sistema inorgánico aunque es económico presenta varias desventajas importantes que favorecen el uso del sistema orgánico. Entre estas desventajas se tienen:

- (1) Largo tiempo de arranque (72 horas)
- (2) Alto grado de mantenimiento
- (3) La solución tiende a contaminarse con compuestos de azufre provenientes de la combustión
- (4) La solución debe ser periódicamente desechada y reemplazada
- (5) Su reacción es lenta y se absorbe únicamente el 80% del CO_2 .

El sistema orgánico es bastante flexible ya que puede manejar un tamaño mínimo económico de planta de 100 lb/hr (45.5 Kg/hr); a bajas presiones presenta ventajas en su eficiencia de remoción y costo instalado, mientras que a presiones altas permite usar menor cantidad de vapor por unidad de CO_2 removido; su reacción es rápida y permite absorber el 99.8% o más del CO_2 . (11)

Cuando las aminas orgánicas se popularizaron a principios de 1930, muchas de las plantas de combustión las prefirieron como absorbentes para el CO_2 . De todas las diversas aminas disponibles se prefiere utilizar la monoetanolamina (MEA).

Las principales razones por las que se prefiere utilizar la monoetanolamina como disolvente son:

- (1) Su bajo costo
- (2) Su alta reactividad
- (3) Su gran estabilidad
- (4) La facilidad con la que se pueden regenerar.

Sus principales desventajas son:

- (1) Su presión de vapor es relativamente alta
- (2) En presencia de CO_2 se da una reacción irreversible impidiendo su regeneración.

En este último caso se utiliza la dietanolamina (DEA) como disolvente, ya que es muy común en el proceso de cracking.

III- GENERALIDADES

1.- BIOXIDO DE CARBONO

1.1.- Propiedades Físicas

El bióxido de carbono (CO_2) también conocido como anhídrido carbónico o gas ácido carbónico es un gas aproximadamente una y media veces más pesado que el aire, inodoro, incoloro y de sabor ligeramente ácido. El CO_2 es soluble en agua, en alcohol y es fácilmente absorbido por un gran número de soluciones alcalinas. Presenta las siguientes constantes físicas:

Peso molecular = 44.01

Densidad a 0 C y 1 atm. = 1.9768 Kg/m^3

Viscosidad a 0 C y 1 atm. = $1.3 \times 10^{-5} \text{ Kg/m s}$

Gravedad específica = 1.528

Temperatura de fusión = 138.15 K

Temperatura de ebullición = 194.6 K

Temperatura crítica = 304.15 K

Presión crítica = $73.55 \times 10^5 \text{ Pa}$

Calor de fusión = 184.219 KJ/Kg

Calor de vaporización = 573.592 KJ/Kg

Conductividad térmica a 0 C y 1 atm. = 0.01424 W/m K

1.2.- Propiedades Químicas

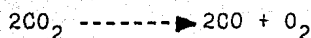
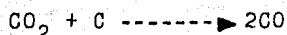
El CO_2 es el producto final de la combustión del carbón, a temperaturas ordinarias no es muy reactivo. Sin embargo algunas disoluciones acuosas de CO_2 son ácidas y muchas reacciones se desarrollan con facilidad.

El bióxido de carbono puede ser reducido por muchos caminos, entre ellos:

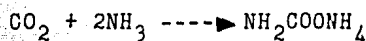
a) La reacción con hidrógeno:



b) Catalíticamente con varios hidrocarburos y con carbón mismo a elevadas temperaturas:



c) Reacción con amoníaco en la primera etapa para la producción de urea, formando el carbamato de amonio:



1.3.- Propiedades que permiten la remoción del CO_2

a) Es débilmente ácido, formando ácido carbónico (H_2CO_3) cuando se disuelve en agua. Esto permite el uso de disoluciones líquidas alcalinas, regenerables o no regenerables para la absorción de CO_2 .

- b) Su tamaño molecular y su estructura permiten que sea absorbido selectivamente en los absorbentes sólidos, particularmente en tamices moleculares. La cantidad de CO_2 eliminada por este camino es pequeña comparada con la removida con sistemas absorbentes líquidos.
- c) Su naturaleza ácida o su tamaño y estructura, permiten que este sea separado en algunas mezclas por el uso de membranas permeables.

1.4.- Toxicidad

En el aire, concentraciones mayores al 0.5% de CO_2 son peligrosas y pueden llegar a producir la muerte. En lugares sin ventilación puede acumularse, debido a que es más pesado que el aire.

(3,7,44)

2.- MONOETANOLAMINA (MEA)

2.1.- Propiedades Físicas

La monoetanolamina ($\text{H}_2\text{NCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$), también conocida como etanolamina, es un líquido aceitoso, incoloro y de olor débil a temperatura ambiente. Es soluble en agua, alcohol, cloroformo y en general

en los disolventes polares; mientras que en los no polares no lo es. Sus constantes físicas son las siguientes:

Peso molecular = 61.1

Densidad a 20 C = 1014.7 Kg/m³

Viscosidad a 20 C = 0.02414 Kg/m s

Gravedad específica = 1.0113

Temperatura de fusión = 283.65 K

Temperatura de ebullición = 443.15 K

Temperatura crítica = 614.45 K

Presión crítica = 4.47 x 10⁶ Pa

Calor de fusión = 335.67 KJ/Kg

Calor de vaporización = 837.14 KJ/Kg

Para las disoluciones de monoetanolamina a diferentes concentraciones se tiene:

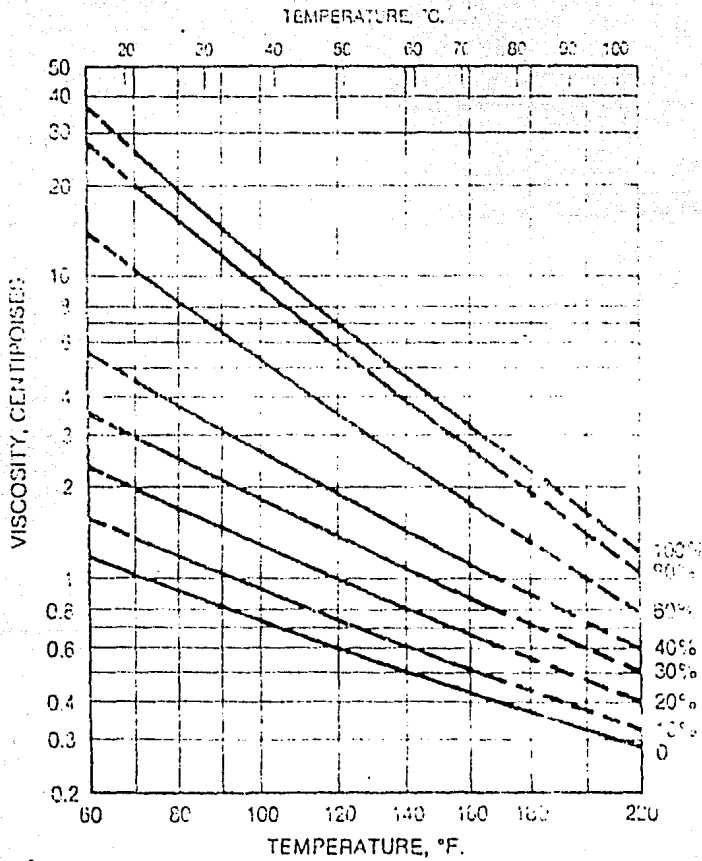


Fig. 1.- Viscosidades de disoluciones de MEA a diferentes temperaturas.

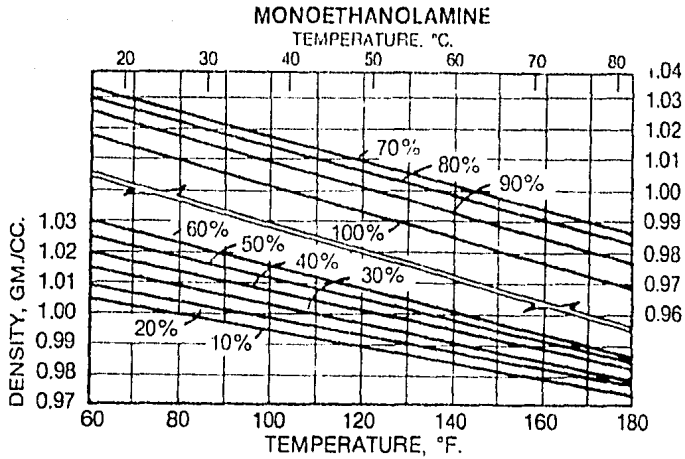


Fig. 2.- Densidades de disoluciones de MEA a diferentes temperaturas.

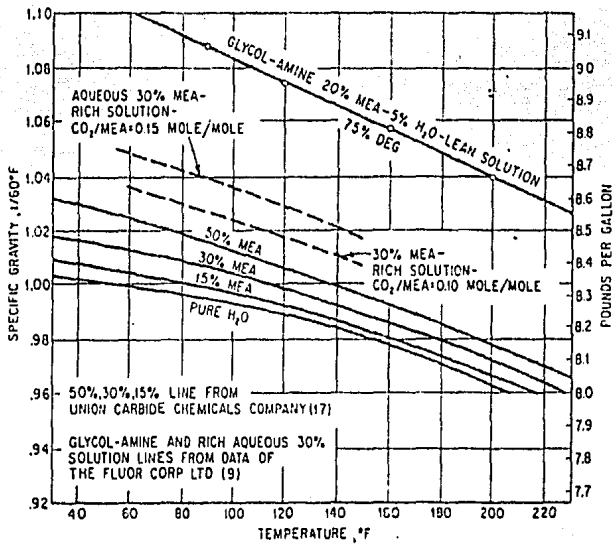


Fig. 3. - Gravedad específica de disoluciones de MEA a diferentes temperaturas.

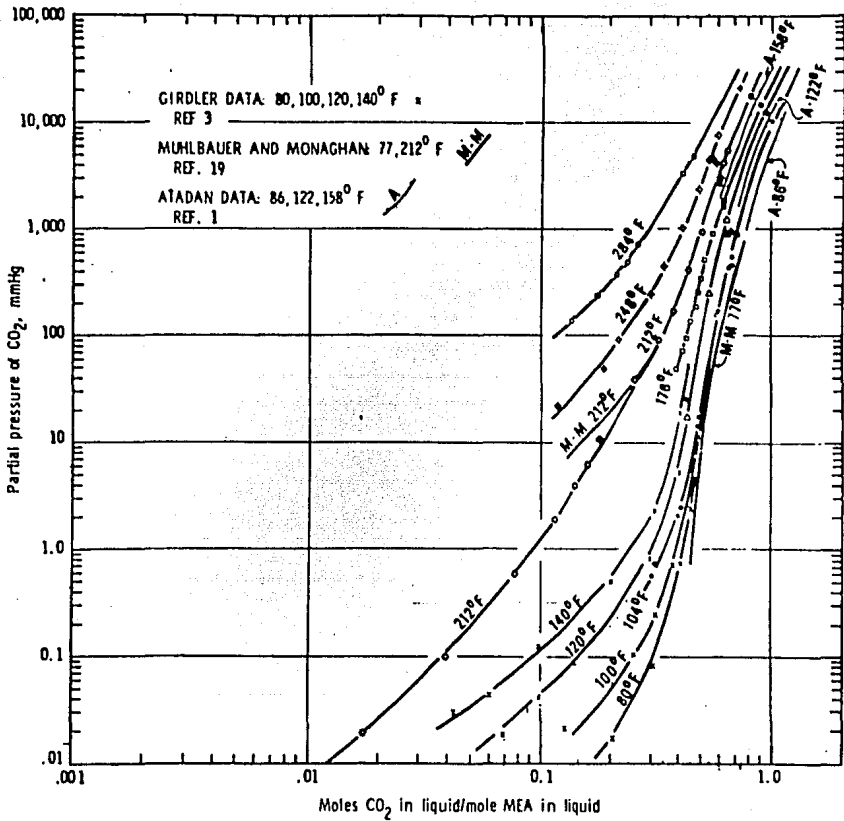


Fig. 4.- Solubilidades del CO₂ en disoluciones de MEA al 15% en peso.

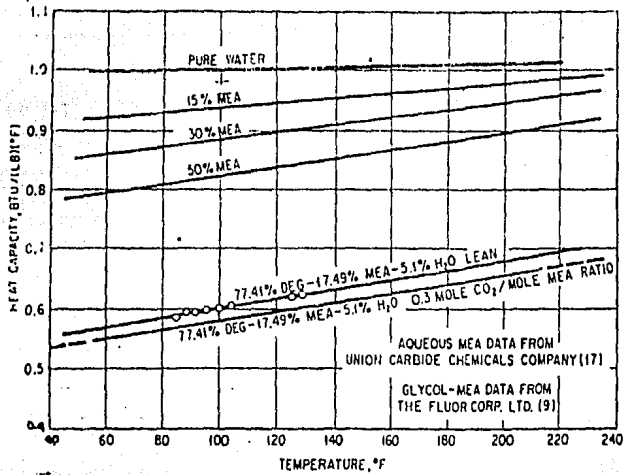


Fig. 5.- Calor específico de disoluciones de MEA a diferentes temperaturas.

2.2.- Toxicidad

El uso de la monoetanolamina, no presenta un peligro industrial importante. Su ingestión causa serios efectos tóxicos; tales como daños locales en la boca, garganta y tracto digestivo. Sus vapores irritan las fosas nasales y los ojos. Puede causar graves quemaduras, en concentraciones mayores al 10%. (22,35)

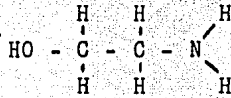
IV- DESCRIPCION GENERAL

DE LA OPERACION

IV- DESCRIPCION GENERAL
DE LA OPERACION

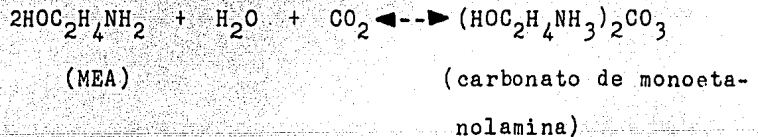
1.- BASES QUIMICAS DEL PROCESO

La fórmula estructural de la Monoetanolamina es la siguiente:



Presenta un grupo hidroxil y un grupo amino. El primero reduce la presión de vapor e incrementa la solubilidad en agua; mientras que el segundo grupo provee la alcalinidad necesaria en disoluciones acuosas que causan la absorción del CO_2 .

Cuando la solución de monoetanolamina es usada para absorber el CO_2 , la principal reacción que ocurre está representada por:



Cabe notar que la monoetanolamina puede reaccionar directamente con el CO_2 , para formar la sal de la amina en sustitución carbámica ácida. A bajas temperaturas la reacción procede a la derecha y absorbe el CO_2 . (8)

2.- DIAGRAMA DE FLUJO

Como se puede apreciar en la Fig. 6, el proceso comienza al quemar la mezcla de combustible-aire en una caldera de tubos de agua (H), que tiene por objeto como ya se ha mencionado producir vapor de alta presión, para los diversos servicios de la planta.

Los productos de combustión (gases de chimenea), pasan a través de un sistema de enfriamiento de gases compuesto por dos torres, una de ellas vacía (T-1), que tiene por objeto reducir la temperatura del gas por contacto directo con agua.

Los gases fríos de esta primera torre, saturados con agua, se envían a una segunda torre empacada (T-2) en donde se enfrían y se acondicionan para enviarse posteriormente pasando a través de un soplador (B-2), al área de recuperación de CO_2 o sistema Girbotol, que utiliza una disolución acuosa de monoetanolamina como absorbente.

En dicho sistema los gases son introducidos por la base de una columna de absorción empacada (T-3), en la cual el CO_2 es absorbido selectivamente por la disolución de monoetanolamina, que pasa a contracorriente de los gases. Una pequeña parte del CO_2 junto con los gases de combustión, salen a la atmósfera por el domo de la torre.

La disolución rica en CO_2 que sale del fondo del absorbedor, es calentada en un intercambiador de calor (C-1) con una disolución de monoetanolamina pobre en este gas, que viene del fondo de la columna de agotamiento o "Stripping" (T-4), para posteriormente ser bombeada (B-3) y alimentada por el domo de esta última columna. Aquí se

separa el CO_2 de la disolución de monoetanolamina.

La disolución pobre es parcialmente enfriada en un intercambiador de calor (C-1), posteriormente es enfriada por un intercambio con agua (C-2) y alimentada al domo del absorbedor para completar el ciclo; mientras que el CO_2 es enfriado (C-3) para condensar la mayor cantidad de vapor de agua que sea posible. Este condensado es continuamente bombeado (B-5) y alimentado al sistema como refluo, para prevenir que la disolución de monoetanolamina se haga cada vez más concentrada.

Finalmente el CO_2 que se obtiene por la parte superior del tanque acumulador (A), está disponible para ser inyectado por medio de un sistema de compresores a las torres de carbonatación Solvay.

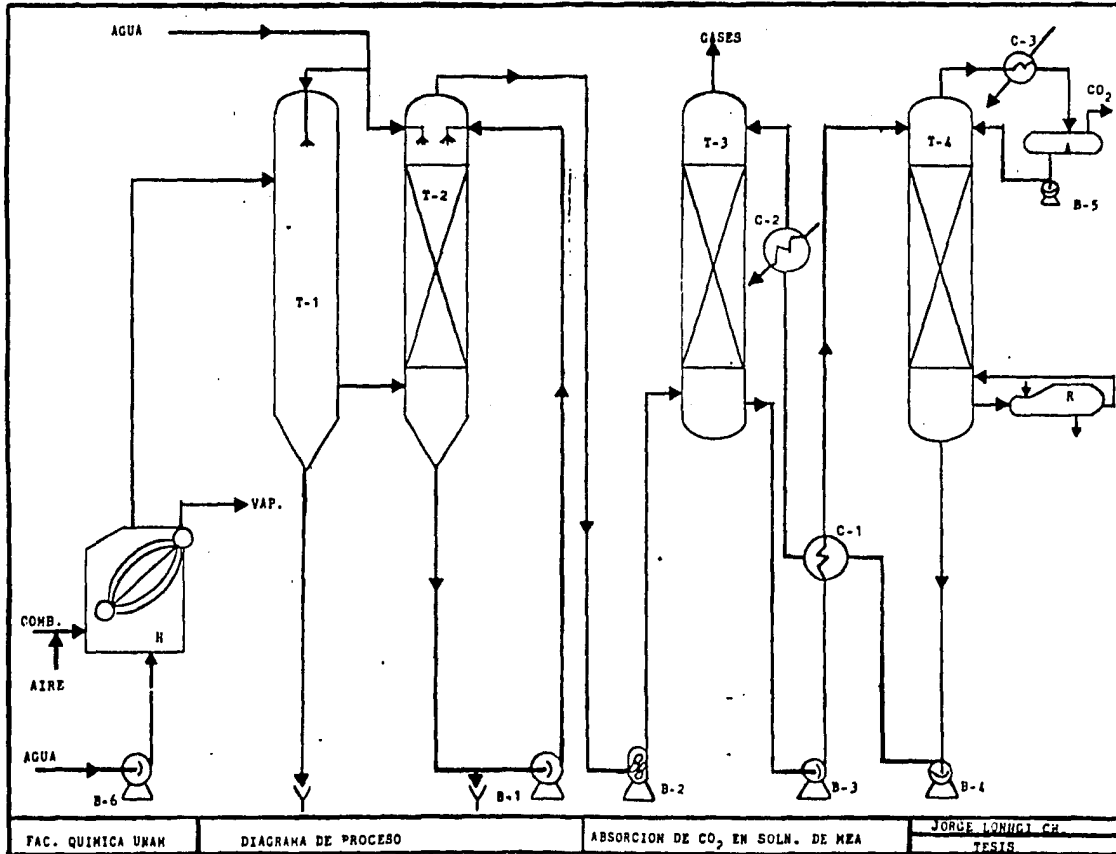


Fig. 6.-

**V- DISEÑO DEL SISTEMA
ABSORCION-DESORCION**

1.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La industria del álcali a tratar, tiene una producción diaria de 500 toneladas de Na_2CO_3 (4710 Kmol). Para lograr dicha producción se dispone únicamente del 85% del CO_2 requerido en las torres de carbonatación, por lo tanto el 15% faltante que se obtiene de los gases de combustión estará dado por:



Pesos Moleculares: $\text{NaHCO}_3 = 84$
 $\text{Na}_2\text{CO}_3 = 106$
 $\text{CO}_2 = 44$
 $\text{H}_2\text{O} = 18$

Donde tenemos que:

$$\frac{4710 \text{ Kmol Na}_2\text{CO}_3 \times 2 \text{ Kmol NaHCO}_3}{1 \text{ Kmol Na}_2\text{CO}_3} = 9420 \text{ Kmol NaHCO}_3/\text{día}$$

$$\frac{9420 \text{ Kmol NaHCO}_3 \times 1 \text{ Kmol CO}_2}{2 \text{ Kmol NaHCO}_3} = 4710 \text{ Kmol CO}_2/\text{día}$$

Si esta cantidad de CO_2 representa el 85%, para el 100% se tiene:

$$\frac{4710 \text{ Kmol CO}_2/\text{día} \times 100\%}{85\%} = 5541 \text{ Kmol CO}_2/\text{día}$$

Por lo tanto el 15% del CO_2 faltante será:

$$5541 - 4710 = 831 \text{ Kmol } \text{CO}_2/\text{día} \quad (1.5 \text{ Ton } \text{CO}_2/\text{Hr})$$

2.- COMBUSTION

2.1.- Datos Técnicos

La composición del gas natural de Pemex que se utilizará como combustible, junto con sus otras propiedades es:

Componente	ΔH_c^{60F} (BTU/ft ³)	5 Mol
CH_4	913.1	92.3
C_2H_6	1041.0	6.3
C_3H_8	2385.0	1.4
H_2S	596.0	35.0 (p.p.m.)

Temperatura = 60 F (289 K)

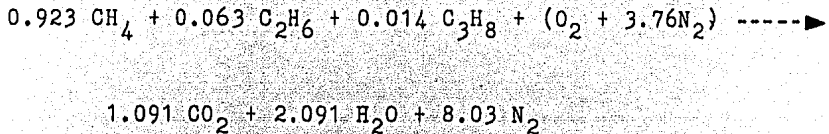
Peso molecular medio = 17

Peso específico (aire = 1) 0.602

Poder calorífico neto a 20 C y 0.769 atm = $3.58 \times 10^7 \text{ J/m}^3$

2.2.- Estequiometría

La reacción de combustión del gas natural es la siguiente:



De donde el porcentaje de CO_2 , que resulta de una combustión perfecta está dado por:

$$\% \text{ CO}_2 = \frac{\text{Moles de CO}_2 \text{ para una comb. perfecta}}{\text{Moles de gas seco para una comb. perfecta}}$$

$$\% \text{ CO}_2 = \frac{1.091}{8.03 + 1.091} \times 100 = 11.96 \% \text{ (teórico)}$$

2.3.- % de Aire en Exceso Optimo

Haciendo una gráfica de % en volumen de gases secos contra % de aire en exceso (Fig.7), en donde se tienen las siguientes composiciones:

<u>Aire en exceso (%)</u>	<u>% CO₂</u>	<u>% O₂</u>	<u>% N₂</u>
Teórico	11.96	-	88.03
5.0	11.32	1.10	87.56
* 7.5	11.03	1.62	87.33
10.0	10.76	2.10	87.13
20.0	9.78	3.83	86.38
30.0	8.96	5.26	85.77
40.0	8.27	6.48	85.24
50.0	7.68	7.52	84.79
60.0	7.16	8.42	84.41
70.0	6.71	9.21	84.06
80.0	6.32	9.90	83.77
90.0	5.97	10.52	83.50
100.0	5.65	11.07	83.26

y en vista de que los datos de la literatura y los de planta reportan un valor de aire en exceso de 5-10%, para el gas natural con la composición ya citada, se usará un valor promedio de 7.5% de aire en ex eso como óptimo.

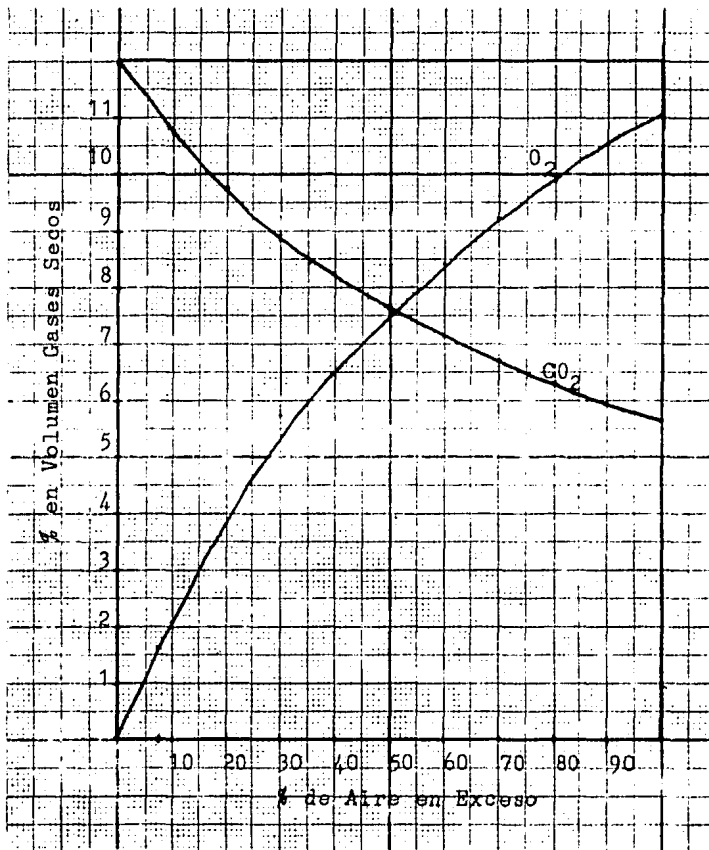


Fig. 7.- Composición de gases de combustión
contra exceso de aire.

2.4.- Temperatura de Flama

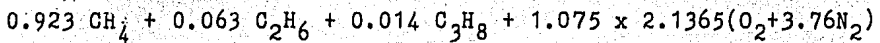
La combustión del gas natural se realiza a presión atmosférica. Para el cálculo de la temperatura de flama, se debe considerar un exceso de aire (7.5%) para tener una combustión satisfactoria; el sistema se considera adiabático, ya que la temperatura de reacción adiabática corresponde a una combustión total; se debe considerar la disociación parcial de los productos de combustión, ya que esta tiene lugar a temperaturas mayores de 1866 K (2900 F). (21)

A) Bases: 1 ft³ de gas natural quemado

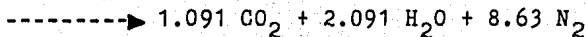
B) Reacción:

$$T = 60 \text{ F (288 K)}$$

$$T = 500 \text{ F (533 K)}$$



$$T = ?$$



C) Balance de Energía:

$$\Delta H = Q = 0 : \sum H_p = \sum H_R - \Delta H_c$$

Entalpía de combustión del gas natural::

$$\Delta H_c = 0.923(913.1) + 0.063(1041) + 0.014(2385) = -941.7 \text{ BTU/ft}^3$$

$$\Delta H_c = -941.7 \text{ BTU/ft}^3 \times 1 \text{ ft}^3 = -941.7 \text{ BTU (993.3 KJ)}$$

De la figura 8 :

$$\Delta H_R = 10.93 \text{ ft}^3 \times 8.2 \text{ BTU/ft}^3 = 89.62 \text{ BTU}$$

$$(94.136 \text{ KJ})$$

Para 1 ft³ de gas tenemos:

$$\Delta H_p = 89.6 + 941.7 = 1031.3 \text{ BTU (1088 KJ)}$$

D) Estimación de las Presiones Parciales:

$$P_{\text{CO}_2} = 0.769 \text{ atm} \times \frac{1.091}{11.92} = 0.070 \text{ atm (7.14 KPa)}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 0.769 \text{ atm} \times \frac{2.091}{11.92} = 0.135 \text{ atm (13.7 KPa)}$$

Temperatura supuesta	3600 F	3800F
% disociación CO ₂	15.0	23.2
% disociación H ₂ O	3.9	5.8
(Fig. 9)		
H de 1.091 ft ³ CO ₂ con efecto de disociación	182.1	216.0
(Fig. 10)		
H de 2.091 ft ³ H ₂ O con efecto de disociación	227.9	259.2
(Fig. 11)		
H de 8.63 ft ³ de O ₂ y N ₂	576.8	672.9
(Fig. 8)		
$\Delta H_p =$	986.8 BTU	1148.1 BTU

Interpolando: 3800 F - 1148.1 BTU

$T_f = ?$ - 1031.3 BTU

3600 F - 986.8 BTU

$T_f = 3655 \text{ F (2286 K)}$

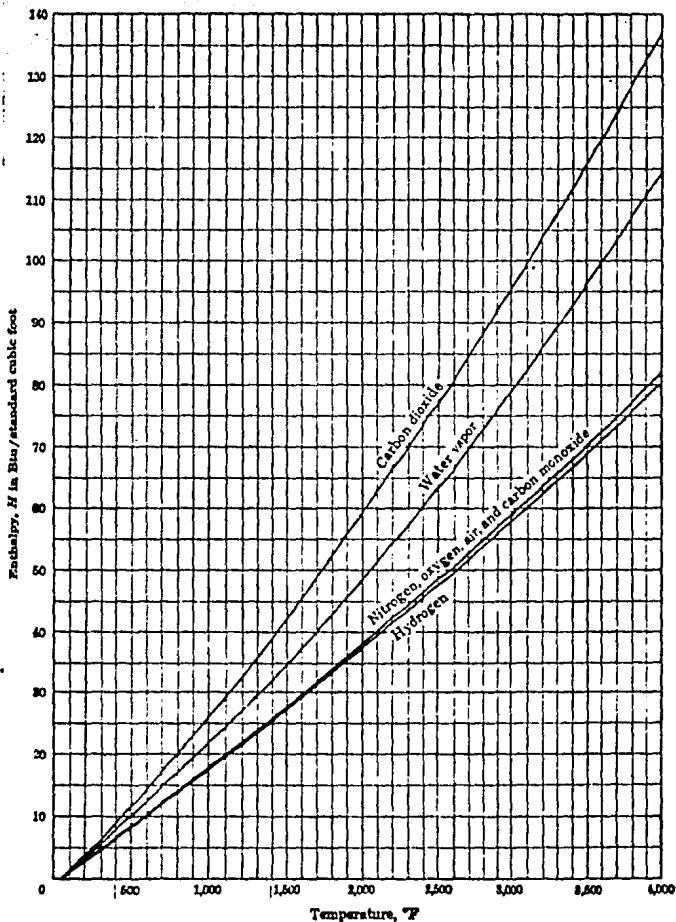


Fig. 8.- Entalpía sensible arriba de 60 F para
constituyentes de gases de chimenea.

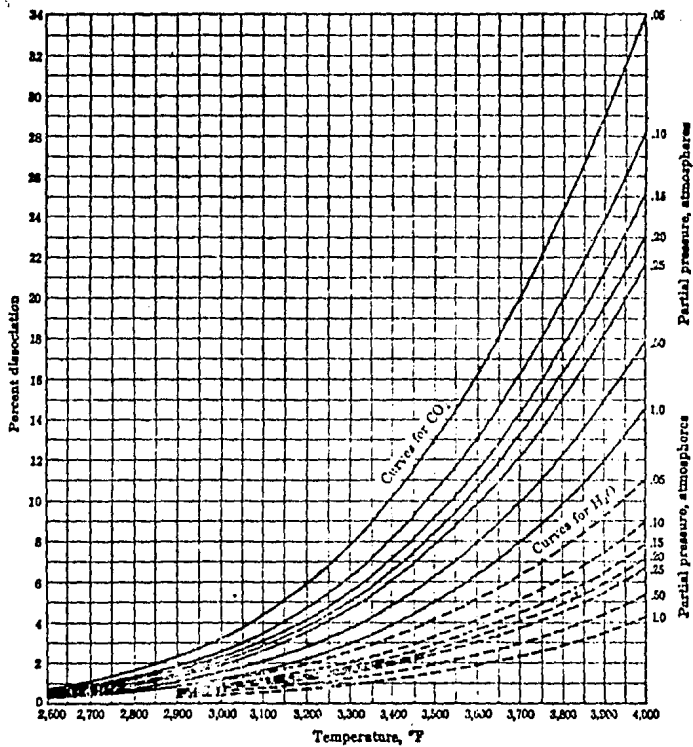


Fig. 9.- Disociación de CO₂ y H₂O a varias presiones parciales.

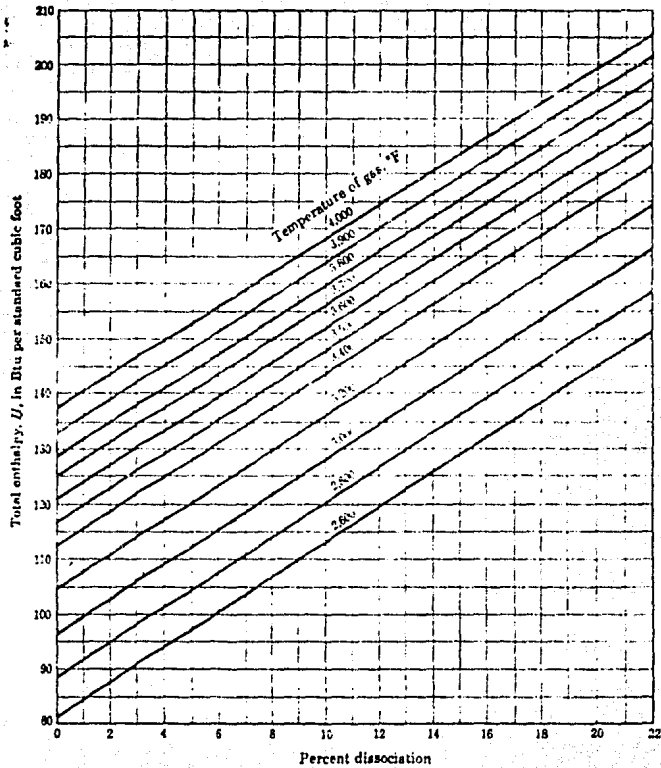


Fig. 10.- Entalpía total arriba de 60 F para el CO_2 , incluyendo efectos de disociación.

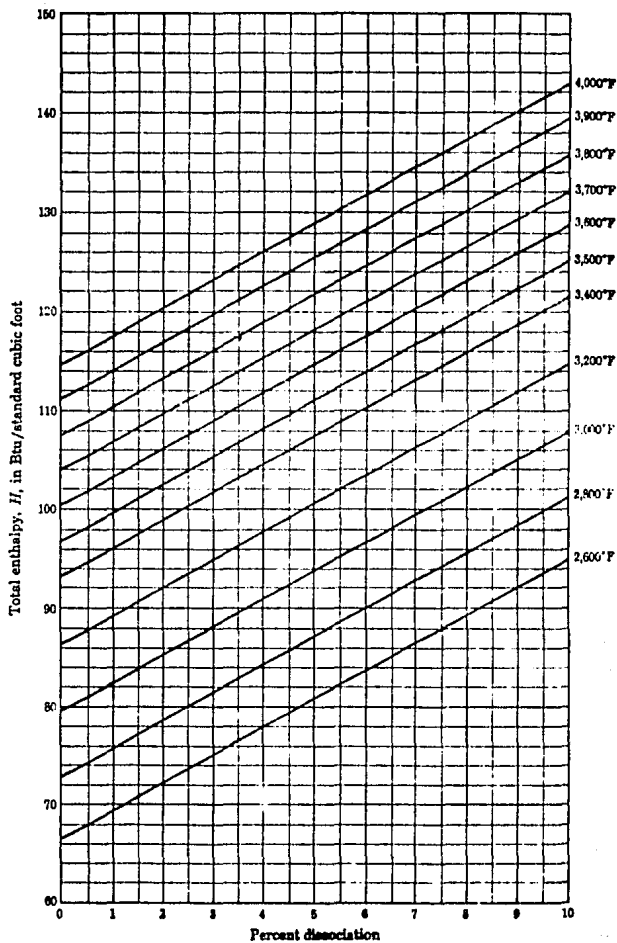


Fig. 11.- Entalpía total arriba de 60 F para vapor de agua, incluyendo efectos de disociación.

2.5.- Balance de Materia en la Caldera

$$(\text{combustible} + \text{aire}) \text{ moles} = (\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2 + \text{O}_2) \text{ moles}$$

A) Combustible:

$$\frac{1 \text{ Kmole comb.} \times 830 \text{ Kmole CO}_2}{1.091 \text{ Kmole CO}_2 \times 24} = 31.7 \text{ Kmole comb./Hr}$$

B) Aire:

$$\frac{1.075 \times 10.16 \text{ Kmole aire} \times 830 \text{ Kmole CO}_2}{1.091 \text{ Kmole CO}_2 \times 24} = 346.2 \text{ Kmole aire/Hr}$$

C) Agua:

$$\frac{31.7 \text{ Kmole comb.} \times 2.091 \text{ Kmole H}_2\text{O}}{1 \text{ Kmole comb.}} = 66.3 \text{ Kmole H}_2\text{O/Hr}$$

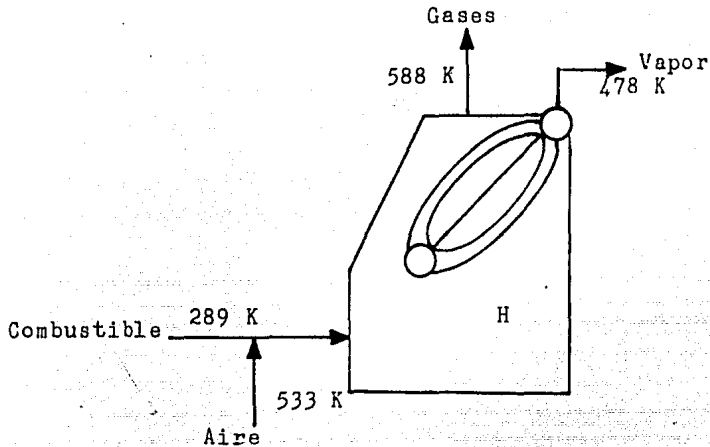
D) Nitrógeno:

$$\frac{31.7 \text{ Kmole comb.} \times 1.075 \times 8.03 \text{ Kmole N}_2}{1 \text{ Kmole comb.}} = 273.6 \text{ Kmole N}_2/\text{Hr}$$

E) Oxígeno:

$$\frac{31.7 \text{ Kmole comb.} \times 0.1602 \text{ Kmole O}_2}{1 \text{ Kmole comb.}} = 5.08 \text{ Kmole O}_2/\text{Hr}$$

2.6.- Balance de Energía en la Caldera



En donde A es el combustible, B es el aire, C los gases de combustión y D el vapor de agua generado a 1.72×10^3 KPa ($T=477.9$ K y $\lambda = 1.92 \times 10^6$ J/Kg). Por lo tanto se tiene que:

$$Q_A + Q_B = Q_C + Q_D$$

$$Q_A = \text{Volumen} \times \text{Poder Calorífico}$$

$$Q_A = 977.6 \text{ m}^3/\text{Hr} \times 3.58 \times 10^7 \text{ J/m}^3 = 3.49 \times 10^{10} \text{ KJ/hr}$$

Tomando como referencia la temperatura del combustible que es de 60 F (289 K) se obtiene:

$$Q_B = m C_p \Delta T$$

$$Q_B = 10059.6 \text{ Kg aire/Hr} \times 1.036 \text{ KJ/kg K} \times (533 - 289 \text{ K})$$

$$Q_B = 2.54 \times 10^6 \text{ KJ/Hr}$$

Para los gases de combustión:

$$Q_C = m C_p \Delta T$$

$$Q_C = 10547 \text{ Kg/Hr} \times 1.493 \text{ KJ/Kg K} \times (588 - 289 \text{ K})$$

$$Q_C = 4.71 \times 10^6 \text{ KJ/Hr}$$

Por lo tanto el vapor que produce la caldera en una hora será:

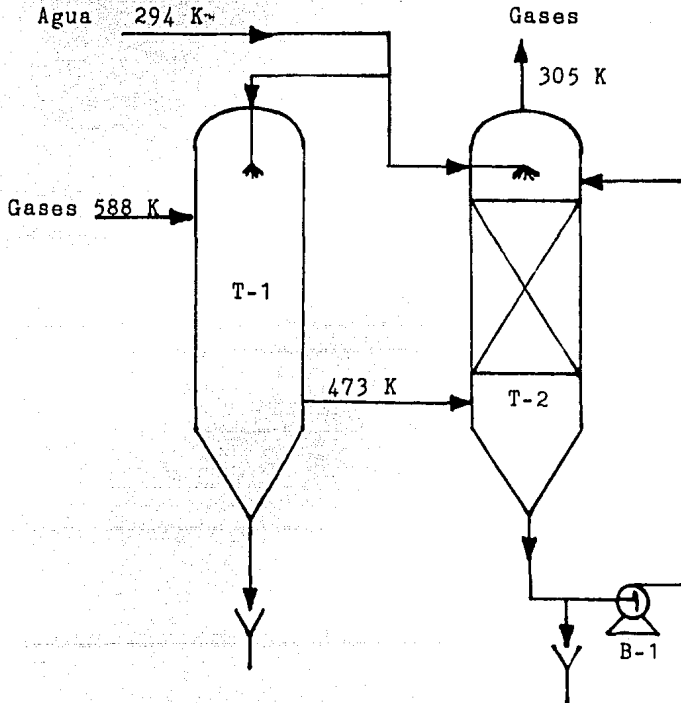
$$Q_A + Q_B = Q_C + m_D \lambda_D$$

$$m_D = \frac{3.49 \times 10^{10} + 2.54 \times 10^6 - 4.71 \times 10^6}{1.92 \times 10^3}$$

$$m_D = 1.82 \times 10^7 \text{ Kg vap./Hr} \quad (4.008 \times 10^7 \text{ lb vap./Hr})$$

3.- SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE GASES

3.1.- Agua Necesaria Para Enfriamiento de Gases



$$Q = m C_p \Delta T$$

$$Q = 10546 \times 1.493 \times (588 - 305) = 4.45 \times 10^6 \text{ KJ/Hr}$$

El agua que se utiliza para el enfriamiento de los gases está a una temperatura de 294 K (70 F), por lo tanto:

$$\lambda_{\text{H}_2\text{O}}^{294\text{K}} = 2451 \text{ KJ/Kg} \quad \text{y} \quad G = \frac{Q}{\lambda}$$

$$G = \frac{4.45 \times 10^6 \text{ KJ/Hr}}{2451 \text{ KJ/Kg}} = 1817 \text{ Kg H}_2\text{O/Hr}$$

3.2.- Agua Evaporada por el Enfriamiento de Gases

Este sistema a demás de bajar la temperatura de los gases, a la requerida para ser alimentados al absorbedor, tiene por objeto llevar a cabo una deshumidificación..

A la entrada del sistema se tiene:

	<u>Kmol/Hr</u>	<u>% en Volumen</u>
CO ₂	34.62	9.11
H ₂ O	66.34	17.46
N ₂	273.90	77.08
O ₂	5.08	1.33

Con una humedad molar de:

$$H = \frac{66.34 \text{ Kmol H}_2\text{O/Hr}}{313.6 \text{ Kmol a.s./Hr}} = 0.2115 \text{ Kmol H}_2\text{O/Kmol a.s.}$$

Si la temperatura de bulbo seco a la salida del sistema es 305.2 K (90 F) y la humedad molar de 0.04 Kmol H₂O/ Kmol a.s., se obtiene:

$$0.2115 - 0.04 = 0.1715 \text{ Kmol H}_2\text{O/ Kmol a.s.}$$

De donde el agua eliminada será:

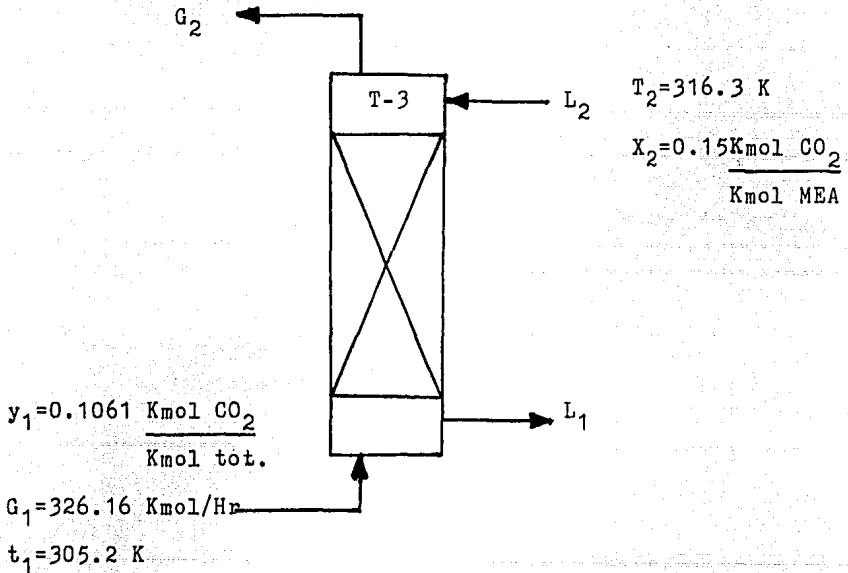
$$0.1715 \text{ Kmol H}_2\text{O/Kmol a.s.} \times 313.6 \text{ Kmol a.s./Hr} = 53.78 \text{ KmolH}_2\text{O/Hr}$$

Por lo tanto la composición de los gases a la salida del sistema deshumidificador es la siguiente:

	<u>Kmol/Hr</u>	<u>% en Volumen</u>
CO ₂	34.62	10.61
H ₂ O	12.56	3.85
N ₂	273.90	83.97
O ₂	5.08	1.55

4.- TORRE DE ABSORCION

4.1.- Bases de Diseño



En el diagrama anterior se muestran las condiciones de operación del absorbedor. La concentración de la disolución de monoetanolamina debe de ser entre 10-30% en peso, ya que en disoluciones más concentradas la corrosión de los equipos es mayor y la presión de vapor del gas ácido se ve incrementada. En base a experiencias, un promedio recomendado para disoluciones de monoetanolamina es de 15% en peso y será la concentración utilizada en el diseño del equipo.

Para disoluciones acuosas de monoetanolamina usadas para absor-

ber CO_2 , un valor de $0.15 \text{ mol CO}_2/\text{mol MEA}$ es típico para nuestro caso, en que se tiene un agotador de baja presión.

La torre empleada para esta operación, será empacada con un flujo a contracorriente, ya que equipos de este tipo, se recomiendan cuando se presentan problemas complicados de corrosión, a demás de que operan con menor burbujeo del gas a través del líquido que en una columna de platos.

4.2.- Balance de Materia

Balance General: $G_1 + L_2 = G_2 + L_1$

Si se absorbe el 99% del CO_2 alimentado, se tiene que el CO_2 absorbido es :

$$34.6 \text{ Kmol CO}_2/\text{Hr} \times 0.99 = 34.25 \text{ Kmol CO}_2/\text{Hr}$$

CO_2 no absorbido:

$$34.6 - 34.25 = 0.35 \text{ Kmol CO}_2/\text{Hr}$$

Gases a la salida (G_2):

$$G_2 = 0.35 \text{ Kmol CO}_2 + 12.56 \text{ Kmol H}_2\text{O} + 273.9 \text{ Kmol N}_2 + 5.08 \text{ Kmol O}_2$$

$$G_2 = 291.89 \text{ Kmol tot./Hr}$$

de donde: $y_2 = 0.0012 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol tot.}$

$$Y_2 = 0.0012 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol gas}$$

$$Y_1 = 0.1186 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol gas}$$

$$Y_1 - Y_2 = 0.1174 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol gas}$$

por lo tanto: $X_1 = X_2 + 0.1174 = 0.2674 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol MEA}$

$$x_1 = 0.2110 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol tot.}$$

de aquí: $\bar{G} = G_1 (1 - y_1) \quad \bar{G} = 291.55 \text{ Kmol gas/Hr}$

$$\bar{L} = \frac{\bar{G} (Y_1 - Y_2)}{X_1 - X_2} = \frac{291.55 (0.1186 - 0.0012)}{0.2674 - 0.15}$$

$$\bar{L} = 291.55 \text{ Kmol MEA/Hr}$$

$$\frac{\bar{L}}{\bar{G}} = 1$$

Finalmente: $L_1 = \frac{\bar{L}}{(1 - x_1)} = \frac{291.55}{(1 - 0.2110)}$

$$L_1 = 369.51 \text{ Kmol soln./Hr}$$

$$L_2 = \frac{\bar{L}}{(1 - x_2)} = \frac{291.55}{(1 - 0.1304)}$$

$$L_2 = 335.26 \text{ Kmol soln./Hr}$$

4.3.- Línea de Operación

Figura 12.

$$\bar{G} (Y_1 - Y) = \bar{L} (X_1 - X)$$

$$291.55(0.1186 - Y) = 291.55(0.2674 - X)$$

de donde la ecuación de la línea de operación es:

$$X = 0.1488 + Y$$

4.4.- Temperatura de Salida de la Disolución (T_1)

Haciendo uso del calor de absorción del CO_2 y de la capacidad calorífica de la disolución de MEA se tiene:

$$\Delta H_{\text{abs}}^{\text{CO}_2} = 8.96 \text{ KJ/Kmol gas}$$

$$C_{\text{PMEA}}^{316\text{K}} = 1.62 \text{ KJ/Kmol MEA K}$$

$$T_1 = \frac{\Delta H_{\text{abs}}}{C_p \times \bar{L}/\bar{G}} + T_2$$

$$T_1 = \frac{8.96}{1.62 \times 1} + 316.3 = 321.83 \text{ K (119.8 F)}$$

4.5.- Línea de Equilibrio

Como la temperatura de la disolución de monoetanolamina, varía a lo largo de la columna de absorción, es necesario evaluar una temperatura media logarítmica entre las condiciones de entrada (L_2) y salida (L_1) de la disolución, para obtener posteriormente la línea de equilibrio a dicha temperatura.

$$LMTD = \frac{T_1 - T_2}{\ln T_1/T_2} = \frac{321.83 - 316.3}{\ln 321.83/316.3} = 319 \text{ K (115 F)}$$

De acuerdo a los datos de solubilidad de la figura 4, se obtiene la línea de equilibrio. (Fig.12)

<u>X</u>	<u>Y</u>
0.00	0.0000
0.10	0.0001
0.20	0.0003
0.30	0.0017
0.40	0.1740
0.50	0.1818
0.55	0.6028

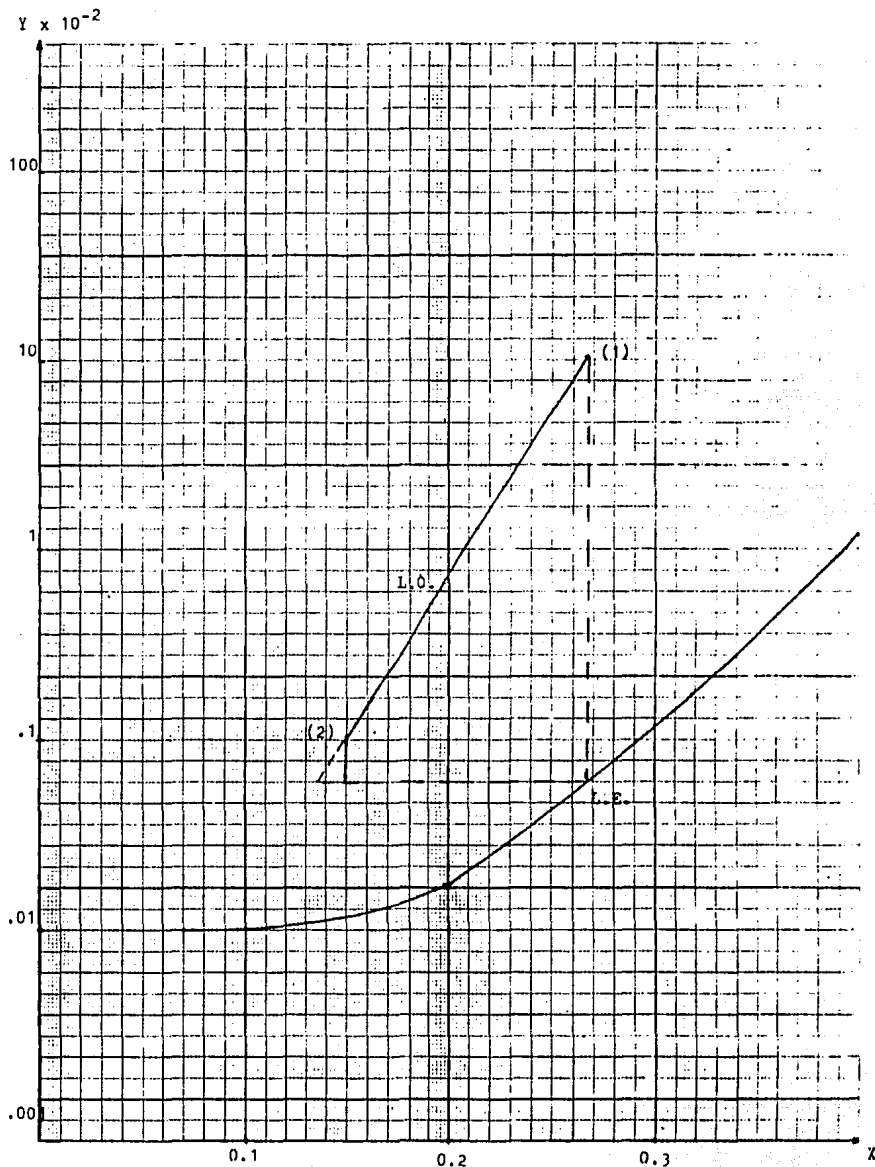


Fig. 12.- Diagrama de operación y de equilibrio de la columna de absorción.

4.6.- Diámetro

Se van a usar sillas Berl de cerámica de 1" para empacar el absorbedor, debido a que permiten una buena transferencia de masa y presentan una buena resistencia a la corrosión por disoluciones de monoetanolamina. Las características de los empaques son las siguientes: (23)

$$C_f = 110; \quad F = 2.1 \times 10^{-3}; \quad m' = 16.01; \quad n = 0.00295;$$

$$\epsilon = 0.764; \quad a_p / \epsilon^3 = 208$$

Por lo tanto se tiene: $\rho_G = 0.9211 \text{ Kg/m}^3$ $\rho_L = 994 \text{ Kg/m}^3$

$$\frac{L_1}{G_1} = \left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{1/2} = \frac{8561.5}{9576} \left[\frac{0.9211}{994 - 0.9211} \right]^{1/2} = 0.027$$

de la gráfica de lobo (Fig.13):

$$\frac{G_i C_f \mu_L^{1/2}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} G_i = \sqrt{\frac{0.32 \times 0.9211 (994 - 0.9211) \times 1}{110 (0.0009)^{0.1} \times 1}}$$

$$G_i = 2.31 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

como la disolución es espumante: $G_{op} = 0.7 G_i$

$$G_{op} = 0.7 \times 2.31 = 1.62 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

área de la sección transversal:

$$S = \frac{G_1}{G_{op}}$$

$$S = \frac{2.66}{1.62} = 1.64 \text{ m}^2 \text{ (17.64 ft}^2\text{)}$$

teniendo un diámetro de:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 1.64}{3.1416}} = 1.44 \text{ m (4.75 ft)}$$

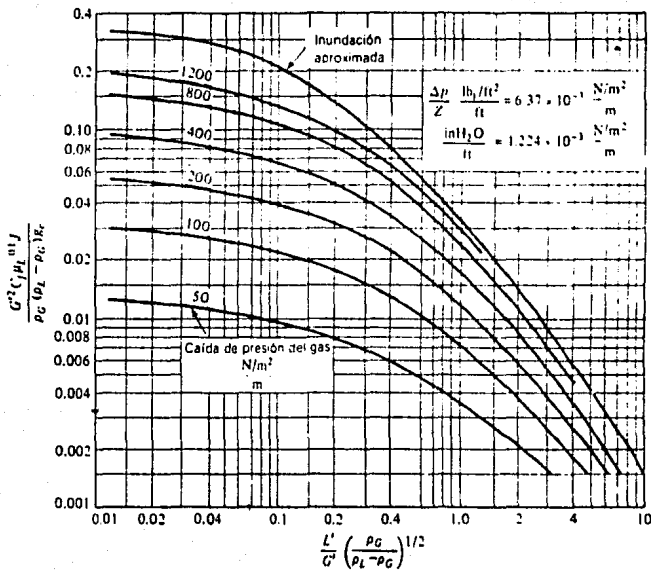


Fig. 13.- Inundación en torres empacadas.

4.7.- Coefficiente de Transferencia de Masa (K_{GA})

Una correlación que incluye los efectos de temperatura, presión, viscosidad, contenido de CO_2 y la fuerza de la amina para calcular el K_{GA} es la siguiente:

$$K_{GA} = F(L/\mu)^{2/3} (1 + 5.7(C_e - C) Me^{0.00067T - 3.4P})$$

siendo válida para presiones bajas y relaciones menores a 0.5 mol CO_2 /mol MEA. Dado que el K_{GA} es muy sensible, tanto a la presión parcial del CO_2 como al grado de saturación de la disolución y varía apreciablemente desde el domo hasta el fondo del absorbedor, se usará una media logarítmica entre estos dos puntos para la temperatura, presión y concentraciones de operación y equilibrio.

$$K_{GA} = 2.1 \times 10^{-3} (1156.2/0.9)^{2/3} (1 + 5.7(0.3793 - 0.2031) \times 2.45 \times e^{0.0067(114.9) - 3.4(0.0179)})$$

$$K_{GA} = 1.48 \text{ lbmol/Hr ft}^3 \text{ atm} \quad (2.4 \times 10^6 \text{ Kmol/Hr m}^3 \text{ Pa})$$

4.8.- Altura de la Columna

La altura de la columna de absorción está dada por:

$$Z = (NUT)(AUT)$$

donde el número de unidades de transferencia es de 0.93, como se puede apreciar en la gráfica de la fig. 12. Y como la altura de la unidad de transferencia (AUT) esta dada por:

$$AUT = \frac{G_1}{K_{GA} PS}$$

$$AUT = \frac{717.5}{1.48 \times 0.769 \times 17.64} = 35.73 \text{ ft (10.89 m)}$$

finalmente se tiene que:

$$Z = 0.93 \times 10.89 = 10.12 \text{ m (33.2 ft)}$$

4.9.- Caída de Presión

$$A) \text{ Empaque irrigado: } \frac{\Delta P}{Z} = m'(10^{-8})(10^n L' / \rho_L) \frac{G'^2}{\rho_G}$$

$$G' = 1194.29 \text{ lb/Hr ft}^2 \quad L' = 1049.4 \text{ lb/Hr ft}^2$$

donde $\rho_G = 0.0574 \text{ lb/ft}^3$ $\rho_L = 61.93 \text{ lb/ft}^3$

sustituyendo en la ecuación:

$$\frac{\Delta P}{Z} = 16.01 \times 10^{-8} (10^{0.00295} \times 1049.4 / 61.93) \frac{(1194.2)^2}{0.0574}$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 4.46 \text{ lb/ft}^2 \quad (214.18 \text{ N/m}^2)$$

por lo tanto: $\Delta P = 214.18 \times 10.12 = 2167.5 \text{ N/m}^2$

B) Empaque seco: $\frac{\Delta P}{Z} \frac{\epsilon_c \epsilon^3 d_p^3 \rho_G}{(1-\epsilon)G'^2} = \frac{150(1-\epsilon)}{\text{Re}} + 1.75$

$$a_p = 208(0.764)^3 = 92.75$$

$$d_p = \frac{6(1-\epsilon)}{a_p} = \frac{6(1-0.764)}{92.75} = 0.0153 \text{ ft}$$

$$\text{Re} = \frac{d_p G'}{\mu_g} = \frac{0.0153(1194.2)}{0.0435} = 420$$

$$\frac{\Delta P}{Z} \frac{(417 \times 10^8)(0.764)^3 (0.0153)(0.0574)}{(1-0.764)(1194)^2} = \frac{150(1-0.764)}{420} + 1.75$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 3.77 \text{ lb/ft}^2 \quad (180.8 \text{ N/m}^2)$$

por lo tanto: $\Delta P = 180.8 \times 10.12 = 1830.1 \text{ N/m}^2$

C) Caída de presión total:

$$\Delta P_t = 3997.6 \text{ N/m}^2 \text{ (1.58 in H}_2\text{O/ft empaque)}$$

D) Soplador:

$$\text{Potencia} = \frac{\Delta P (G_1 - G_{\text{CO}_2 \text{ abs.}})}{\rho_G}$$

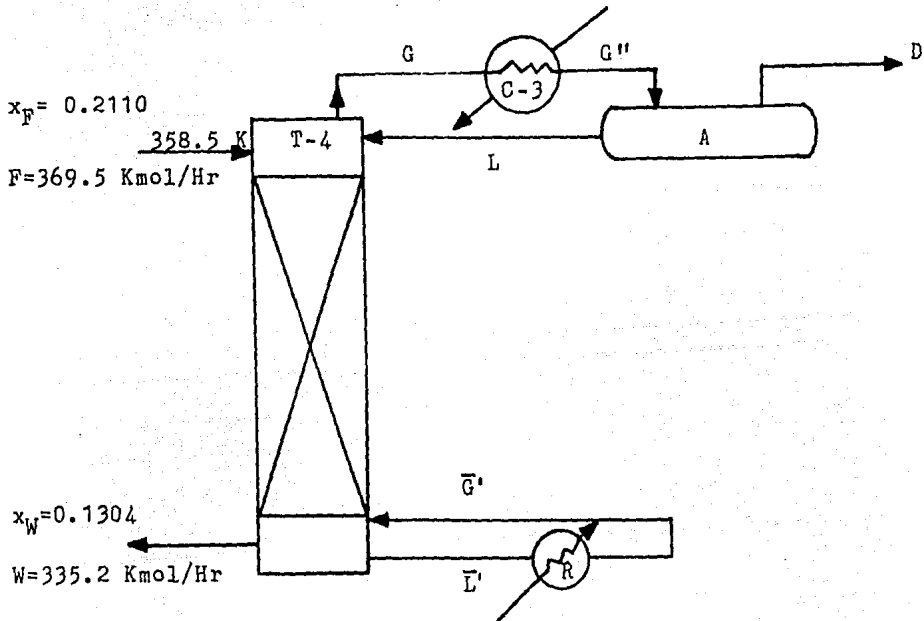
$$\text{Pot.} = \frac{3997.6(2.66 - 0.4186)}{0.9211} = 9727.7 \text{ N m/s (9.72KW)}$$

con un 80% de eficiencia:

$$\frac{9.72}{0.8} = 12.1 \text{ KW (16.3 HP)}$$

5.- COLUMNA DE AGOTAMIENTO

5.1.- Bases de Diseño



Este equipo tiene como función, separar del componente menos volátil (disolución de MEA) pequeñas porciones del componente más volátil (CO_2). La alimentación de la disolución de monoetanolamina rica en CO_2 , se lleva a cabo como un líquido saturado a su temperatura de ebullición, esto es a 358.5 K (186 F).

Por las mismas razones que se mencionaron para el absorbedor, esta columna será también empacada.

5.2.- Balance de Materia

Balance General: $F = W + D$

$$D = 369.51 - 335.26 = 34.25 \text{ Kmol/Hr}$$

para el componente que se transfiere:

$$F x_f = W x_w + D x_D$$

$$369.51(0.211) = 335.26(0.1304) + 34.25 x_D$$

$$x_D = 0.9997 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol tot.}$$

para el condensador y utilizando una relación de reflujo de 3 se tiene que:

$$G = L + D \qquad R = L/D = 3$$

por lo tanto:

$$L = 3(34.25) = 102.75 \text{ Kmol H}_2\text{O/Hr}$$

$$G = 102.75 + 34.25 = 137 \text{ Kmol tot./Hr}$$

como la disolución de MEA, entra saturada a su temperatura de ebullición:

$$G = G' \qquad L' = L + F$$

de donde:

$$\bar{G}' = 137 \text{ Kmol tot./Hr}$$

$$\bar{L}' = 102.75 + 369.51 = 472.26 \text{ Kmol tot./Hr}$$

5.3.- Línea de Operación

La línea de operación será la misma que en el absorbedor (Fig. 14).

$$Y - Y_F = \frac{Y_F - Y_W}{X_F - X_W} (X - X_F)$$

$$Y - 0.1186 = \frac{0.1186 - 0.0012}{0.2674 - 0.15} (X - 0.2674)$$

por lo tanto:

$$Y = X - 0.1488$$

5.4.- Temperatura del Destilado (T_D)

La temperatura de la corriente G, es la misma temperatura a la cual se alimenta la corriente F (temperatura de rocío). Por lo tanto:

$$T_G = T_F = 358.5 \text{ K (186 F)}$$

La corriente G pasa a través de un condensador, el cual la sub-enfría, la corriente sale de aquí a 10 F menos de lo que entro, para de esta forma asegurar que toda la disolución de monoetanol-amina presente, salga en fase líquida. De donde:

$$T_{G''} = 353 \text{ K (176 F)} \text{ y } T_{G''} = T_L = T_D$$

5.5.- Temperatura del Residuo (T_W)

Es necesario calcular, la cantidad de calor que está recibiendo la corriente (L_1) que se calienta en el cambiador de calor C-1.

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$Q = 369.51 \text{ Kmol/Hr} (71.7 \text{ KJ/Kmol K}) (358.5 - 321.83 \text{ K})$$

$$Q = 971530.1 \text{ KJ/Hr}$$

Esta cantidad de calor es cedida por la corriente W, la cual a su vez obtiene este calor del reboiler del agotador. Suponiendo que el agotador trabaja a condiciones isotérmicas, y considerando que el líquido (\bar{L}) llega al fondo de la torre a 355.2 K (180 F) se tiene:

$$Q_R = m C_p \Delta T$$

de donde:

$$T_W = \frac{971530.1 \text{ KJ/Hr}}{335.26 \text{ Kmol/Hr} \times 72.53 \text{ KJ/Kmol K}} + 355.2 \text{ K}$$

$$T_W = 395.1 \text{ K (251.8 F)}$$

5.6.- Balances en el Condensador

A) Balance de Materia:

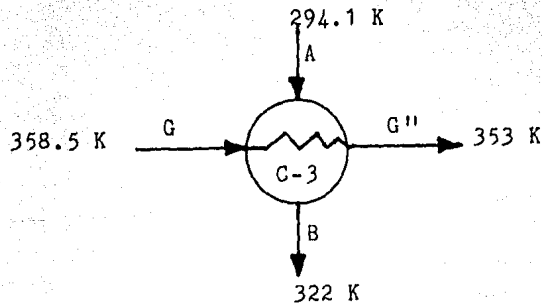
$$Gx_G = Dx_D + Lx_L$$

$$x_G = \frac{34.25 \times 0.9997}{137} = 0.25 \text{ Kmol CO}_2/\text{Kmol tot.}$$

B) Balance de Energía:

$$G\bar{H}_G = Q_c + L\bar{H}_L + D\bar{H}_D$$

Si la temperatura del agua a la entrada del condensador es de 294.1 K (70 F) y la de salida de 322 K (120 F) se tiene:



en donde para la corriente G-G":

$$Q_C = m C_p \Delta T$$

$$Q_C = 137 \text{ Kmol/Hr} \times 64.34 \text{ KJ/Kmol K} (353 - 358.5 \text{ K})$$

$$Q_C = - 48481 \text{ KJ/Hr}$$

Finalmente el consumo de agua en el condensador estará dado por:

$$Q_C = m C_p \Delta T$$

$$m = \frac{48481}{33.69(322 - 294.1)} = 51.57 \text{ Kmol H}_2\text{O/Hr}$$

$$m = 928.39 \text{ Kg H}_2\text{O/Hr}$$

5.7.- Balance de Energía en la Torre

A) Balance General: $F\bar{H}_F + Q_R = D\bar{H}_D + W\bar{H}_W + Q_C + Q_L$

B) Cálculo de \bar{H}_F :

$$\bar{H}_F = x_{AL} (C_p M (T - T_b)) + x_{BL} (C_p M (T - T_b))$$

en donde el componente A es el CO_2 y el B la disolución de MEA.
Todos los datos están referidos a condiciones estandar.

$$\bar{H}_F = 0.211(0.8693(44)(358.5 - 298)) + 0.789(4.14(20.053)(358.5 - 298))$$

$$\bar{H}_F = 4451 \text{ KJ/Kmol } (1644748.3 \text{ KJ/Hr})$$

C) Cálculo de \bar{H}_D : A temperatura de saturación y considerando que B es el gas (CO_2) y A el vapor (disolución de monoetanolamina), se tiene la ecuación:

$$\bar{H}_D = y_A (C_p M (T_s - T_b)) + y_B (C_p M (T_s - T_B))$$

$$\bar{H}_D = 0.9997(0.8666(44)(353 - 298)) + 0.0003(4.05(20.053)(353 - 298))$$

$$\bar{H}_D = 2097.8 \text{ KJ/Kmol } (71852.4 \text{ KJ/Hr})$$

D) Cálculo de \bar{H}_W : Usando la misma ecuación que en B):

$$\bar{H}_W = 0.1304(0.87(44)(395.1 - 298)) + 0.8696(4.11(20.053)(395.1 - 298))$$

$$\bar{H}_W = 7444 \text{ KJ/Kmol } (2495644 \text{ KJ/Hr})$$

5.8.- Consumo de Vapor en el Reboiler

Las pérdidas de calor en el reboiler, son por radiación y por manejo. El vapor que maneja este equipo, es de 5 psi. Por lo tanto:

$$\lambda_{\text{H}_2\text{O}}^{345\text{K}} = 2344 \text{ KJ/Kg} \quad m = \frac{Q_R}{\lambda}$$

$$m = \frac{971530 \text{ KJ/Hr}}{2344 \text{ KJ/Kg}} = 414.4 \text{ Kg H}_2\text{O/Hr}$$

5.9.- Línea de Equilibrio

Al igual que en el absorbedor, es necesario obtener una media logarítmica de la temperatura entre las corrientes de entrada y salida de la disolución. Igualmente con los datos de solubilidad de la figura 4 se obtiene la línea de equilibrio a dicha temperatura (Fig. 14)

$$\text{LMTD} = 376.5 \text{ K (218.3 F)}$$

<u>X</u>	<u>Y</u>
0.00	0.0000
0.10	0.0104
0.20	0.0658
0.30	0.3790
0.35	0.7850

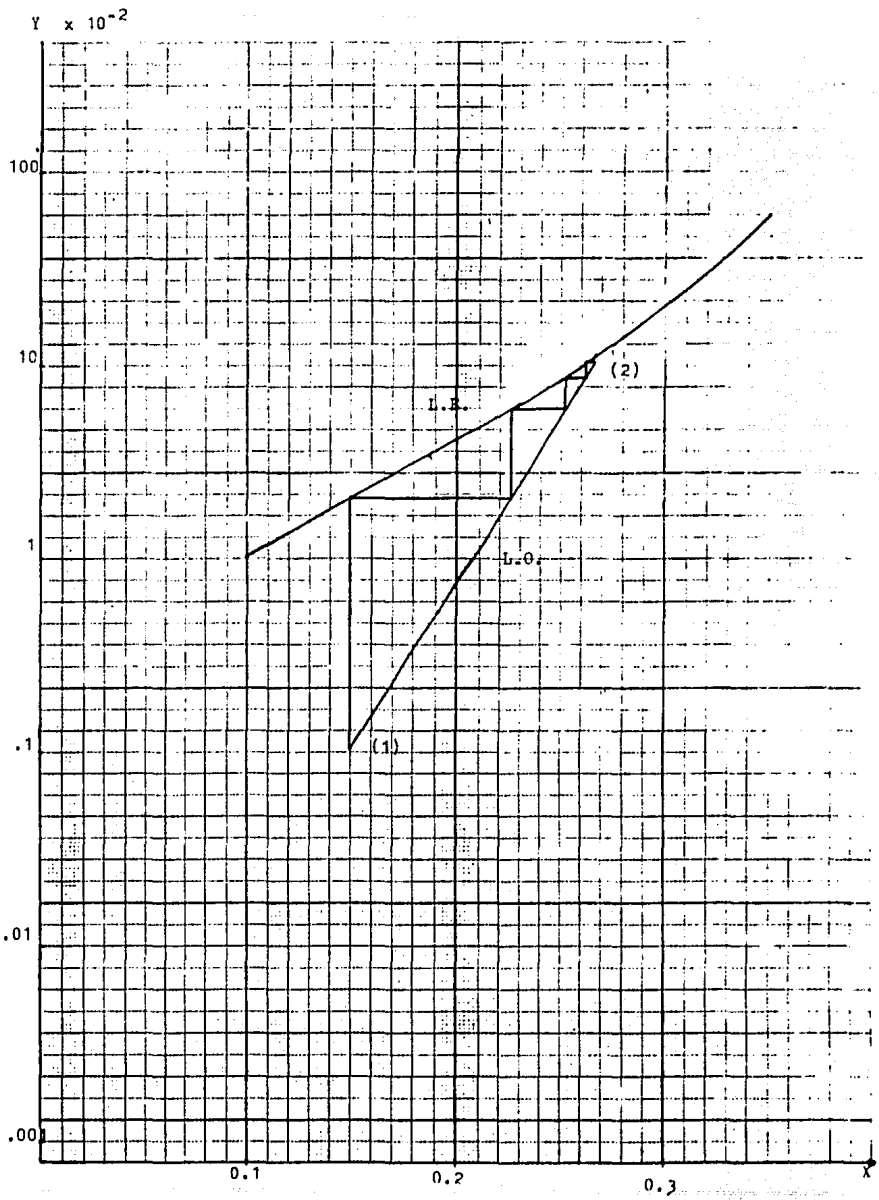


Fig. 14.- Diagrama de operación y de equilibrio de la columna de agotamiento.

5.10.- Diámetro

Los empaques empleados en esta torre, serán del mismo tipo que en el absorbedor, por lo que utilizando las mismas ecuaciones se tiene:

$$\rho_L = 975 \text{ Kg/m}^3 \quad \rho_G = 1.12 \text{ Kg/m}^3$$

$$\bar{L}' = 10909.2 \text{ Kg/Hr} \quad \bar{G}' = 3356.5 \text{ Kg/Hr}$$

de donde:

$$\frac{10909.2}{3356.5} \left[\frac{1.12}{975 - 1.12} \right]^{1/2} = 0.11$$

haciendo uso de la figura 13:

$$G_i = \frac{0.2 (1.12)(975 - 1.12)(1)}{(110)(0.0005)^{0.1}(1)} = 2.06 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

$$G_{op} = 0.7 \times 2.06 = 1.44 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

teniendo una área de sección transversal de:

$$S = \frac{\bar{G}}{G_{op}} = \frac{0.93}{1.44} = 0.65 \text{ m}^2 \text{ (6.99 ft}^2\text{)}$$

y un diámetro de:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(0.65)}{3.1416}} = 0.91 \text{ m (2.99 ft)}$$

5.11.- Coefficiente de Transferencia de Masa (K_{GA})

Para la determinación de este coeficiente se emplea la misma relación que en el absorbedor. Por lo tanto:

$$K_{GA} = 2.1 \times 10^{-3} (3439/0.5)^{2/3} (1 + 5.7(0.2031 - 0.06)(2.45) \\ 0.0067(218.3) - 3.4(0.19))$$

$$K_{GA} = 4.72 \text{ lbmol/Hr ft}^3 \text{ atm} (7.66 \times 10^6 \text{ Kmol/Hr m}^3 \text{ Pa})$$

5.12.- Altura de la Columna

De acuerdo con la figura 14, el número de unidades de transferencia es de 4, por lo que:

$$\text{AUT} = \frac{274}{4.72 \times 0.769 \times 6.99} = 10.8 \text{ ft (3.29m)}$$

entonces:

$$Z = 4 \times 3.29 = 13.16 \text{ m (43.2 ft)}$$

5.13.- Caída de Presión

A) Empaque irrigado: El procedimiento es el mismo que el del absorbedor, entonces:

$$G' = 1056.4 \text{ lb/Hr ft}^2 \quad L' = 3433.5 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 16.01 \times 10^{-8} (10^{0.00295} (3433/60.74) \frac{(1056.4)^2}{0.0698})$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 3.75 \text{ lb/ft}^2 \quad (180.30) \text{ N/m}^2$$

de donde: $\Delta P = 180.3 \times 13.17 = 2374.5 \text{ N/m}^2$

B) Empaque Seco: Los valores de a_p y d_p son los mismos que se calcularon en el absorbedor.

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{4.17 \times 10^8 (0.764)^3 (0.0153) (0.0698)}{(1 - 0.764)(1056.4)^2} = \frac{150(1 - 0.764)}{318} + 1.75$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 2.46 \text{ lb/ft}^2 \quad (118.4 \text{ N/m}^2)$$

de donde: $\Delta P = 118.4 \times 13.17 = 1560 \text{ N/m}^2$

C) Caída de presión total:

$$\Delta P_t = 2374.5 + 1560 = 3934.5 \text{ N/m}^2 \quad (1.19 \text{ in H}_2\text{O/ft empaque})$$

6.- CAMBIADOR DE CALOR C-1 Y C-2

El cambiador de calor C-1 tiene como función, elevar la temperatura de la disolución rica en CO_2 que sale del fondo del absorbedor (222 K), para ser alimentada al domo de la columna de agotamiento, como un líquido saturado (358.5 K). El calor necesario para lograr este incremento de temperatura, es cedido por la corriente pobre en CO_2 que abandona el agotador por el fondo del mismo (395 K).

Una vez que la disolución pobre en CO_2 es enfriada parcialmente (362.4 K) en el cambiador C-1, pasa a través del cambiador C-2 para nuevamente, ahora por medio de agua bajar su temperatura, hasta la temperatura requerida en la alimentación al absorbedor (316.3 K).

Ambos cambiadores de calor, han sido diseñados por métodos convencionales y los resultados se muestran en las siguientes hojas de especificaciones. (5)

ESPECIFICACIONES TERMOEXCHANGERS

1	Cliente	Referencia		Cambiador	C-1
2	Dirección	Concepto		No.	
3	Destino				
4	GENERAL				
5	Servicio:	condensador	calentador	A	termopermutador
6	Tipo:	cabeza flotante	cabeza flot. int.	espejos fijos	X
7	Arreglo:	horizontal	X	vertical	inclinado
8	Superficie total transmisión calor:	ft. cd.	41.8	secciones	
9	Superficie por sección:	ft. cd.		conectadas en serie	paralelo
10	FUNCIONAMIENTO				
11		Lado camisa		Lado tubos	
12	Fluido circulante	Soln. pobre de MEA		Soln. rica de MEA	
13	Total fluido entrante	17077 lb/Hr		20451 lb/Hr	
14	vapor				
15	líquido	17077 lb/Hr		20451 lb/Hr	
16	vapor agua				
17	no-condensables				
18	Fluido vaporizado o cond.				
19	Vapor de agua condens.				
20	Sp. Gr.-Líquido	0.96		0.981	
21	Viscosidad-Líquido	0.38 cp		0.66 cp	
22	Peso Mol.-vapores				
23	Cal. esp.-Líquidos	0.9147 Btu/lb F		0.96 Btu/lb F	
24	Cond. térmica	0.419 BTU/Hr ft F		0.387 BTU/Hr ft F	
25	Cal. esp.-vapor	Btu/		Btu/	
26	Cal. latente-vapores	Btu/		Btu/	
27	Temperatura entrada	122.7 °C		48.8 °C	
28	Temperatura salida	89.3 °C		85.5 °C	
29	Presión operación	11.3 lb/sq.in		11.3 lb/sq.in	
30	Número de pasos	uno		cuatro	
31	Velocidad	3.5 ft./sec		5.6 ft./sec	
32	Caída de presión	0.59 /sq.in		5.8 /sq.in	
33	Calor transmitido-Btu/hr	921011		LMTD (Corr.) 58.9 °F	
34	Transferrato-Servicio	Fact. incrust		0.002	
35	CONSTRUCCION				
36	Presión de diseño	#/sq.in		#/sq.in	
37	Presión de prueba	#/sq.in		#/sq.in	
38	Temperatura diseño	°C		°C	
39	Tubos 1" No. 16	BWG 16		LONG 10 ft PAZO	
40	Camisa Vueltas			Long. recta	
41	Cubierta camisa			Cubierta cabeza flotante	
42	Canal			Bonetes	
43	Espejos- Estacionario			Flotante	
44	Deflectores- Cruzados			Espaciamiento	
45	Deflectores- Longitudinales				
46	Sonortes tubos				
47	Empaques				
48	Conexiones- camisa entrada	salida	espec.		
49	Ponete o canal- entrada	salida	espec.		
50	Tol. corrosión				
51	Req. código	TMA			
52	Person				
53	Notas				

ESPECIFICACIONES TERMOPERMUTADORAS

1	Origen	Referencia: Cambiador C-2	
2	Dirección	Concepto No.	
3	Destino		
4	GENERAL		
5	Servicio: condensador	calentador	termoopermutador
6	Fijo: cabeza flotante	cabeza flot. int.	Espejos fijos
7	Arreglo: horizontal	vertical	inclinado
8	Superficie total transmisión calor:	ft.cd.	17.11 secciones
9	Superficie por sección:	ft. cd.	conectadas en serie paralelo
10	FUNCIONAMIENTO		
11		Lado camisa	Lado tubos
12	Fluido circulante	Agua	Sol. pobre de MEA
13	Total fluido entrante	32264 lb/Hr	17077 lb/hr
14	vapor		
15	líquido	32264 lb/Hr	17077 lb/Hr
16	vapor agua		
17	no-condensables		
18	Fluido vaporizado o cond.		
19	Vapor de agua condens.		
20	Sp. Gr.-Líquido	0.999	0.98
21	Viscosidad-Líquido	0.9 cp	0.66 cp
22	Peso Mol.-vapores		
23	Cal.esp.-Líquidos	0.45 Btu/lb	0.3053 Btu/lb
24	Cond. térmica	0.356 BTU/Hr ft	0.385 BTU/Hr ft
25	Cal.esp.-vapor		
26	Cal.latente-vapores		
27	Temperatura entrada	21.1 °C	89.3 °C
28	Temperatura salida	37.7 °C	43.3 °C
29	Presión operación	11.3 lb/sq.in	11.3 lb/sq.in
30	Número de pasos	uno	cuatro
31	Velocidad	2.1 ft./sec	6.1 ft./sec
32	Caída de presión	3.25 lb/sq.in	8.8 lb/sq.in
33	Calor transmitido-Btu/hr	431687	LMTD (Corrg.) 53.95 °F
34	Transferrato-Servicio		Fact.incrust 0.002
35	CONSTRUCCION		
36	Presión de diseño	#/sq.in	#/sq.in
37	Presión de prueba	#/sq.in	#/sq.in
38	Temperatura diseño	°C	°C
39	Tubos	3/4" No. 11	BWG 16 LONG 10 ft. P. 10
40	Camisa	Vueltas	Long. recta
41	Cubierta camisa		Cubierta cabeza flotante
42	Canal		Bonates
43	Espejos- Estacionario		Flotante
44	Deflectores- Cruzados		Espaciamiento
45	Deflectores- Longitudinales		
46	Conortes tubos		
47	Empaques		
48	Conexiones- camisa entrada	salida	espec.
49	Bonete o canal- entrada	salida	espec.
50	Tol. corrosión		
51	Req. código		TEMA
52	Pesos		
53	Notas		

7.- GLOSARIO

<u>Símbolo</u>	<u>Definición</u>	<u>Dimensiones</u>
AUT	Altura de la unidad de transferencia	L
a_p	Superficie específica de empaque	L^2/L^3
C	Concentración de operación	mol CO ₂ /mol MEA
C_e	Concentración de equilibrio	mol CO ₂ /mol MEA
C_f	Factor de caracterización del empaque	
C_p	Capacidad calorífica	Q/MT
D	Flujo del destilado	mol/t
D'	Diámetro	L
d_p	Diámetro de una esfera	L
F	Flujo de alimentación	mol/t
F'	Constante de empaque	
G	Flujo del vapor	mol/t
$G_{1,2}$	Gasto de la corriente gaseosa	mol/t
\bar{G}	Moles no transferidas de gas por hora	mol/t
G'	Velocidad superficial de masa del gas	M/L^2t
\bar{G}'	Flujo de gas sección de agotamiento	mol/t
G_i	Velocidad superficial de inundación de masa del gas	M/L^2t
G_{op}	Velocidad superficial de operación de masa del gas	M/L^2t

<u>Símbolo</u>	<u>Definición</u>	* <u>Dimensiones</u>
ξ_c	Factor de conversión	ML/Ft^2
H	Humedad molar	$mol H_2O/mol a.s.$
\bar{H}	Entalpía	Q/t
H_c	Entalpía de combustión	Q/L^3
H_p	Entalpía de productos	Q/L^3
H_R	Entalpía de reactivos	Q/L^3
J	Factor de conversión	
K_{GA}	Coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa	$mol/t L^3P$
L	Reflujo	mol/t
$L_{1,2}$	Gasto de la corriente líquida	mol/t
\bar{L}	Moles no transferidas de líquido por hora	mol/t
L'	Velocidad superficial de masa del líquido	M/tL^2
\bar{L}'	Flujo del líquido sección de agotamiento	mol/t
LMTD	Temperatura media logarítmica	T
M	Concentración de la amina en la disolución	mol/L^3
m	Flujo másico	M/t
m'	Constante de empaque	
m_D	Vapor producido en la caldera	M/t
NUT	Número de unidades de transferencia	
n	Constante de empaque	

<u>Símbolo</u>	<u>Definición</u>	* <u>Dimensiones</u>
P	Presión	M/L ²
p	Presión parcial	M/L ²
Q	Calor	Q/t
Re	Número de Reynolds	
S	Area de la sección transversal	L ²
T	Temperatura	T
T ₁	Temperatura de la disolución a la salida del absorbedor	T
T _b	Temperatura de referencia	T
T _F	Temperatura de alimentación	T
T _f	Temperatura de flama	T
T _D	Temperatura del destilado	T
T _G	Temperatura de flujo de vapor	T
T _L	Temperatura de reflujo	T
T _s	Temperatura de saturación	T
T _W	Temperatura del residuo	T
W	Flujo del residuo	mol/t
X	Moles transferidas por moles no transferidas en el líquido	mol/mol
x	Fracción mol del líquido	mol/mol
Y	Moles transferidas por moles no transferidas en el gas	mol/mol
y	Fracción mol del gas	mol/mol
Z	Altura total de empaque	L
	Volumen vacío fraccionario de un lecho empacado seco	L ³

<u>Símbolo</u>	<u>Definición</u>	* <u>Dimensiones</u>
λ	Calor latente de vaporización	Q/M
$\rho_{G,L}$	Densidad	M/L ³
$\mu_{G,L}$	Viscosidad	M/Lt
π	Número Pi	

* L = Longitud P = Presión
M = Masa Q = Calor o energía
mol = moles T = Temperatura
F = Fuerza t = Tiempo

VI- DISEÑO MECANICO DEL ABSORBEDOR

1.- CORROSION Y SELECCION DE MATERIALES
DE CONSTRUCCION

Uno de los problemas más serios que han encontrado en este tipo de plantas, es el de corrosión, por lo que es de vital importancia la selección de los materiales de construcción empleados en los diversos equipos. La solución a los problemas de corrosión es importante para la operación eficiente de la planta, no sólo porque los daños por corrosión son costosos, sino por las pérdidas de producción en poco tiempo.

La corrosión prevalece en lugares donde la más alta concentración de gases ácidos es acompañada por la más alta temperatura, siendo así el área más susceptible a los ataques corrosivos el reboiler de la columna de agotamiento, aunque también se ven afectados los cambiadores de calor, debido a las altas temperaturas que manejan. Serenos ataques se han también registrado en el domo de la columna de agotamiento, debido al "flasheo" del gas ácido en las disoluciones que están siendo agotadas.

Existen varios métodos para minimizar la corrosión, entre los que se incluyen ciertas prácticas en la operación de diseño del proceso; uso de materiales más caros pero con una mayor resistencia a la corrosión; y continuas o periódicas remociones de agentes que promueven la corrosión en la disolución.

Dentro de las prácticas de operación se tienen:

- a) La temperatura de la disolución en el reboiler y la temperatura del vapor utilizado, deberán mantenerse lo más bajas posible.

- b) Minimizar las presiones de agotamiento para minimizar las temperaturas de regeneración.
- c) Remover los productos de degradación y contaminantes.
- d) Utilizar soluciones de MEA con concentraciones menores al 20%.
- e) Usar una máxima carga de gas ácido de 0.35 mol CO₂/mol MEA.

A pesar de las limitaciones impuestas en el diseño del proceso, ciertos rasgos parecen ser completamente prácticos. Estos incluyen:

- a) Mantener velocidades bajas en los cambiadores de calor.
- b) Colocación de la disolución rica en los tubos del cambiador de calor.
- c) Mantener la presión en los cambiadores de calor para evitar el "flasheo" de gases ácidos.

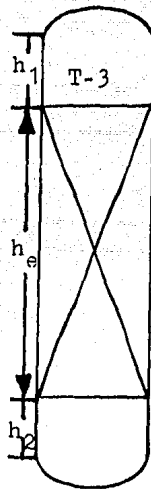
En los últimos años se han venido empleando diversos sistemas de inhibidores de corrosión, que utilizan aditivos inorgánicos. Estos sistemas son altamente eficientes y presentan una rápida y efectiva eliminación de corrosión en los componentes metálicos. El uso de estos sistemas presenta grandes ventajas económicas, al mismo tiempo que reduce la inversión inicial y los costos de reemplazo, permitiendo una mayor carga, con una mayor eficiencia y productividad.

(10,31,30)

Finalmente en base a los estudios realizados y a las experiencias de planta, todos los equipos se construirán de acero al carbón excepto los tubos de los cambiadores de calor, que serán construidos de S.S. 316 o S.S. Carpenter 20.

2.- CALCULO DEL EQUIPO

2.1.- Bases de Diseño



El material del que se va a fabricar la torre, es acero al carbón SA-515 grado 70 (C-Si), que es válido para servicios de intermedias y altas temperaturas. A la temperatura de operación presenta un esfuerzo de ruptura de 17500 lb/in^2 , por lo que el factor de seguridad para este acero es de:

$$SF = \frac{\text{Esfuerzo de ruptura}}{\text{Esfuerzo de trabajo}} = \frac{70000}{17500} = 4$$

La presión de diseño es 10% más de la presión de operación, por lo tanto:

$$P_D = P_{op} \times 1.1$$

$$P_D = 11.31 \times 1.1 = 12.44 \text{ lb/in}^2$$

La altura total de la columna es la siguiente:

$$H_t = h_1 + h_e + h_2$$

$$H_t = 3.28 + 33.2 + 3.28 = 39.8 \text{ ft (12 m)}$$

La presión del viento (P_W), tomando una velocidad de 100 millas/Hr a una altura de 20 metros sobre el nivel del piso será:

$$P_W = 0.0025 V_W^2 = 25 \text{ lb/ft}^2$$

2.2.- Espesores Mínimos Requeridos en las Costuras

A) Por la presión interna, considerando la fuerza en la costura longitudinal:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

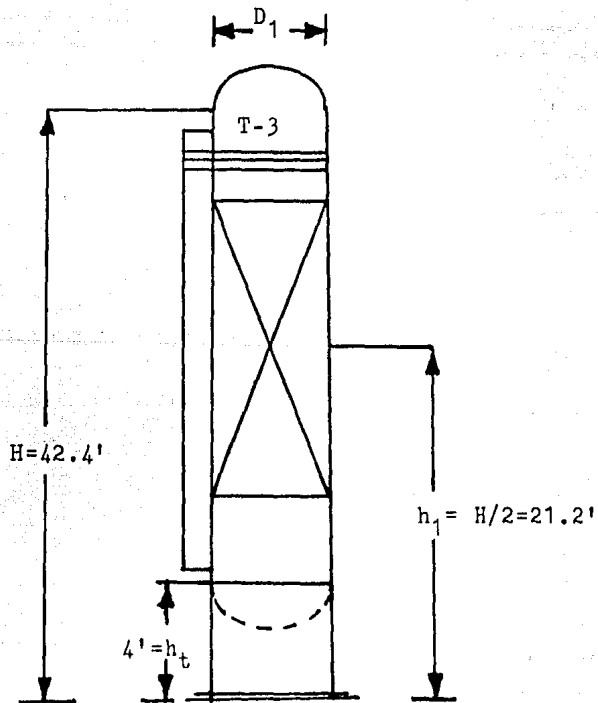
$$t = \frac{(12.44)(28.32)}{(17500)(0.85) - (0.6)(12.44)} = 0.024 \text{ in}$$

B) Por la presión interna, considerando la fuerza en la costura transversal:

$$t = \frac{PR}{2SE + 0.4P}$$

$$t = \frac{(12.44)(28.32)}{2(17500)(0.85) + (0.4)(12.44)} = 0.012 \text{ in}$$

2.3.- Carga por Viento



A) Momento en la base de la columna:

$$P_w D_1 H = V h_1 = M$$

$$\text{Recipiente: } (25)(5.25)(42.4) = 5565(21.2) = 117978$$

$$\text{Plataforma: } (25)(8) = 200(38.4) = 7680$$

$$\text{Escalera: } (25)(40.4) = 1010(20.2) = \underline{20402}$$

146060 ft-lb

B) Momento en la costura de la tapa del fondo:

$$M_t = M - h_t(V - 0.5 P_w D_1 h_t)$$

$$M_t = 146060 - 4(6775 - 0.5(25)(5.25)(4)) = 120010 \text{ ft-lb}$$

2.4.- Carga por Sismo:

A) Peso del recipiente:

Cilindro:	17129.6
Tapas:	772.0
Escalera:	1154.2
Plataforma:	1836.6
Empaque:	<u>26474.4</u>
	47366.8 lb
+ 6%	<u>2842.0</u>
	50208.8 lb

B) Peso de operación: Con la torre llena de agua.

Cilindro:	42604.8
Tapas:	<u>1083.0</u>
	43687.8 lb

C) Peso total: Esta dado por la suma de los anteriores.

$$\text{Peso total} = 50208.8 + 43687.8 = 93896.6 \text{ lb (42.6 Ton)}$$

D) Período de oscilación:

$$T = 0.0000265 (H/D)^2 \sqrt{\frac{WD}{t}}$$

donde

$$w = \frac{W}{X} = \frac{93896.6}{38.4} = 2445.2 \text{ lb}$$

$$T = 0.0000265 (42.4/4.75)^2 \sqrt{\frac{(2445.2)(4.75)}{3/8}} = 0.372 \text{ s}$$

Para esta magnitud de período y para una zona sísmica con intensidad de 8 o más en la escala de Mercalli, se tiene un coeficiente sísmico de 0.2.

E) Momento:

$$M_x = \frac{C W X^2 (3H - X)}{3H^2}$$

$$M_x = \frac{0.2(93896.6)(38.4)^2(3(42.4) - 38.4)}{3(42.4)^2}$$

$$M_x = 455934.3 \text{ ft-lb}$$

2.5.- Espesor del Cilindro

Como el momento por sismo es mayor que el momento por viento, será el considerado para el cálculo del espesor del cilindro:

$$t = \frac{12M'}{R^2 \pi S E}$$

$$t = \frac{12(455934.3)}{(31.5)^2 \pi (17500)(0.85)} = 0.118 \text{ in}$$

por lo tanto el espesor del cilindro será:

Espesor:

Por momento:	0.118
Por presión interna:	0.024
, 1/8" por corrosión	<u>0.125</u>
	0.267 in

Espesor del cilindro = 3/8"

2.6.- Espesor de las Tapas

Ambas tapas serán toriesféricas, por lo que:

$$t = \frac{PLM}{2SE - 0.2P}$$

$$t = \frac{12.44(57)(1.54)}{2(17500)(0.85) - 0.2(12.44)} = 0.037"$$

$$t = 3/8"$$

2.7.- Deflexión Máxima

$$\Delta_M = \frac{P_W D_1 H (12H)^3}{8EI}$$

en donde:

$$I = R^3 t \quad I = (31.5)^3 (3/8) = 36822.4$$

por lo que se tiene:

$$\Delta_M = \frac{25(5.25)(42.4)(12 \times 42.4)^3}{8(3 \times 10^7)(36822.4)}$$

$$\Delta_M = 0.082 \text{ in}$$

Si la máxima deflexión es de 6 in por cada 100 pies de altura se tendrá:

$$\frac{42.4 \text{ ft} \times 6 \text{ in}}{100 \text{ ft}} = 2.54 \text{ in}$$

Siendo este el valor de deflexión al que puede llegar la torre sin averiarse, de donde se puede ver que el diseño es adecuado.

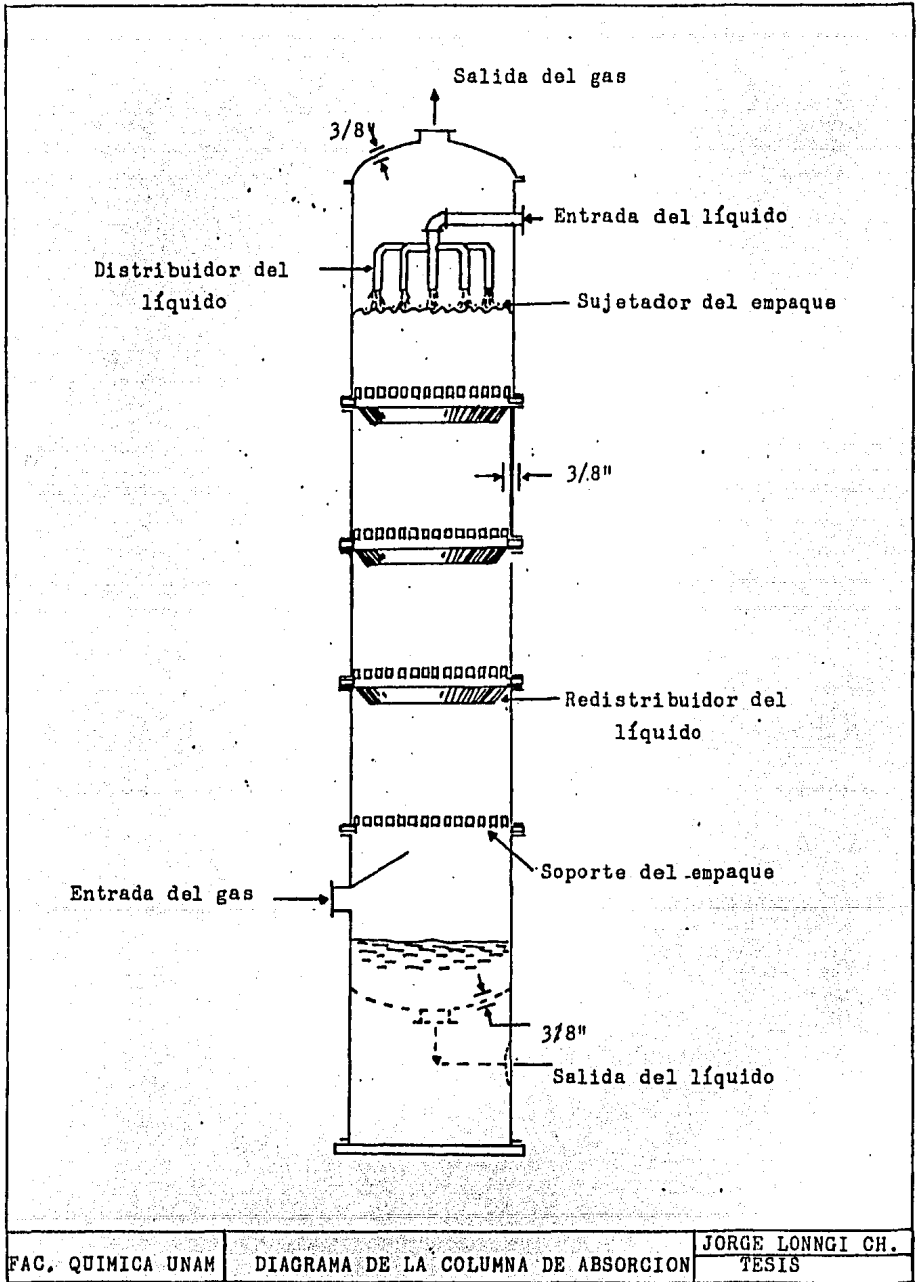


Fig. 15.-

3.- GLOSARIO

<u>Símbolo</u>	<u>Definición</u>	* <u>Dimensiones</u>
D_1	Diámetro de la torre con aislante	L
E	Eficiencia de las juntas soldadas	
E'	Módulo de elasticidad	F/L^2
H	Altura de la torre con faldón	L
H_t	Alatura total	L
h_e	Altura de empaque	L
h_t	Altura del faldón	L
h_1	H/2	L
$h_{1L,2L}$	Altura vacía	L
I	Momento de inercia	L^4
L	Radio interno del plato	L
M	Momento en la base de la columna	L F
M_t	Momento en la costura de la tapa del fondo	L F
M_x	Momento por sismo	L F
M'	Momento	L F
P_D	Presión de diseño	F/L^2
P_{op} o P	Presión de operación	F/L^2
P_w	Presión del viento	F/L^2
R	Radio interno	L
S	Esfuerzo de trabajo	F/L^2
SF	Factor de seguridad	

SímboloDefinición* Dimensiones

T	Período de oscilación	T
t	Espesor	L
V_w	Velocidad del viento	L/T
W	Peso total	M
w	Peso	M
X	Distancia de la línea tan. sup-inf	L
Δ_M	Deflexión máxima	L

* F = Fuerza M = Masa
L = Longitud T = Tiempo

**VII- SERVICIOS AUXILIARES
E INSTRUMENTACION**

El objetivo de este capítulo, es hacer una breve descripción (ya que no está dentro de los fines de este trabajo), tanto de los servicios auxiliares primarios que requiere el proceso, como de los instrumentos necesarios en el sistema absorción-desorción, para tener una buena eficiencia en la operación de los equipos.

1.- SERVICIOS AUXILIARES

1.1.- Energía Eléctrica

La energía eléctrica requerida para el funcionamiento de las bombas B-1, B-3, B-4, B-5 y el compresor B-2 más un 10% adicional para la iluminación de los equipos será:

	<u>HP</u>	<u>Watts</u>
B-1	0.5	372
B-2	16.0	12000
B-3	1.0	745
B-4	1.0	745
B-5	0.5	372

1.2.- Vapor

El vapor necesario en el proceso, es el que maneja el reboiler (R) de la columna de agotamiento (siendo este de baja presión), más un 25% adicional. Por lo tanto:

$$V_{\text{tot}} = V_r + 25\% = 414.4 + 103.6 = 518 \text{ Kg vap./Hr}$$

1.3.- Agua

A) Agua de Proceso:

Es únicamente el agua necesaria para preparar la disolución de monoetanolamina al 15% en peso, ya que esta se está recirculando en el sistema.

B) Agua de enfriamiento:

Esta dada, por el agua utilizada en el cambiador de calor C-2, en el condensador C-3 de la columna de agotamiento y el agua necesaria para enfriar los gases en el sistema de enfriamiento, más un 15% adicional por evaporación. De donde se tiene:

Cambiador C-2	14665.4
Condensador C-3	422.0
Enfriamiento de gases	<u>1817.0</u>
	16904.4
+ 15%	<u>2535.6</u>
	19440.0 Kg H ₂ O/Hr

1.4.- Aire

Esta dado por la cantidad de aire, necesaria para una operación adecuada de los instrumentos de medición. Estos funcionan, con aire seco y limpio con una presión no mayor a 275.8 KPa (40 lb/in²). Para cada instrumento se considera un flujo de aire de 0.1416 m³/Hr (5 ft³/Hr), de la figura 16 se tiene:

$$\# \text{ de instrumentos} \times 5 \text{ ft}^3/\text{Hr} = 5 \times 5 = 25 \text{ ft}^3/\text{Hr}$$

1.5.- Combustible

El combustible (gas natural), es almacenado en un par de tanques con una capacidad, para abastecer el proceso durante 15 días. Por lo tanto:

$$539 \text{ Kg comb./Hr} \times 24 \times 15 = 194040 \text{ Kg comb/15 días}$$

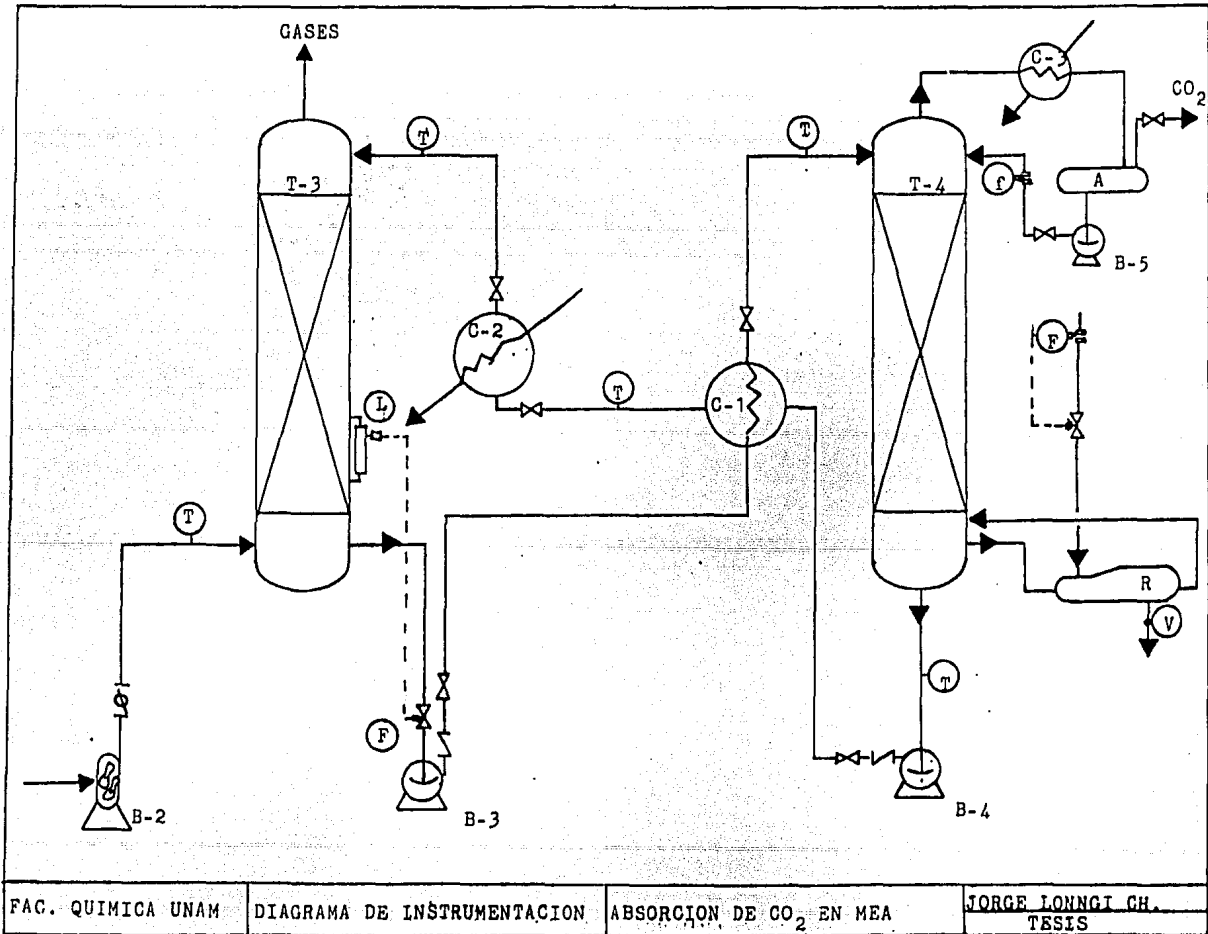
2.- INSTRUMENTACION

La instrumentación para el sistema absorción-desorción, se muestra en el diagrama de la figura 16, donde las leyendas significan:

- T = Medidor de temperatura
- F = Controlador de flujo
- f = Indicador de flujo
- L = Controlador de nivel de líquido
- V = Trampa de vapor

La colocación de estos instrumentos, tiene por objeto:

- a) Disminuir el consumo de los servicios auxiliares
- b) Lograr estabilidad en los equipos
- c) Maximizar la capacidad del rendimiento de los equipos
- d) Obtener el máximo de utilidad.



FAC. QUIMICA UNAM	DIAGRAMA DE INSTRUMENTACION	ABSORCION DE CO ₂ EN MEA	JORGE LONNGI CH. TESIS
-------------------	-----------------------------	-------------------------------------	---------------------------

Fig. 16.-

VIII- CONCLUSIONES

Los datos reportados en la literatura, permitieron diseñar con seguridad el sistema de absorción-desorción para la recuperación de CO_2 usando disoluciones de monoetanolamina.

Los resultados que se obtuvieron en las dimensiones de las columnas de absorción y de agotamiento son aceptables, teniendo magnitudes similares a los equipos que operan en diversas plantas.

El sistema diseñado no sólo puede ser usado para este problema, si no para cualquier otro que requiera remover el CO_2 , como en operaciones de fermentación, obtención de NH_3 , etc.

Con los inhibidores con que se cuenta actualmente se han reducido casi a cero los efectos de corrosión, lo que hace al sistema más eficiente y favorable.

Es posible diseñar y construir en México, unidades recuperadoras de CO_2 como la descrita en este trabajo, sin tener la necesidad de recurrir a firmas extranjeras.

IX- BIBLIOGRAFIA

1.-LIBROS

- 1) Bennett C.O. y Myers J.E.,
MOMENTUM, HEAT, AND MASS TRANSFER,
3a. edición, Mc Graw-Hill,
N.Y. 1982.
- 2) Buthod P. y Megyesy E.F.,
PRESSURE VESSEL HANDBOOK,
6a. edición, Publishing Inc.,
Tulsa 1983.
- 3) Douglas A.,
CHEMICAL AND PROCESS TECHNOLOGY ENCYCLOPEDIA,
Mc Graw-Hill,
N.Y. 1974.
- 4) Kent,
MECHANICAL ENGINEERS HANDBOOK VOL. I Y II,
12a. edición, John Wiley & Sons.,
N.Y. 1984.
- 5) Kern D.Q.,
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE MASA,
C.E.C.S.A.,
México, D.F. 1981.

- 6) King C.J.,
SEPARATION PROCESSES,
2a. edición, Mc Graw-Hill,
N.Y. 1980.
- 7) Kirk-Othmer,
ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY,
3a. edición John Wiley & Sons.,
N.Y. 1982.
- 8) Kohl A.L. y Riesenfeld F.C.,
GAS PURIFICATION,
3a. edición, Mc Graw-Hill,
N.Y. 1979.
- 9) Lobera R.,
MANUAL DE GASES DE COMBUSTIBLES,
El Ateneo,
Buenos Aires 1955.
- 10) Material Engineering II,
CONTROLLING CORROSION IN PROCESS EQUIPMENT,
Chemical Engineering Magazine, Mc Graw-Hill,
N.Y. 1979.
- 11) Mc Ketta J.J.,
ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL PROSSEGING AND DESIGN,
Marcel Dekken Inc.,
N.Y. 1978.

- 12) Ministerio Británico de Combustibles y Energía,
LA UTILIZACION EFICIENTE DE LOS COMBUSTIBLES,
Aguilar S.A.
Madrid 1960.
- 13) Norman W.S.,
ABSORPTION, DISTILLATION AND COOLING TOWERS,
Lóngmans,
Gran Bretaña 1962.
- 14) Ocon y Tojo,
PROBLEMAS DE INGENIERIA QUIMICA VOL. I Y II.
Aguilar,
España 1980.
- 15) Perry J.H.,
CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK,
3a. edición, Mc Graw-Hill,
N.Y. 1950.
- 16) Perry J.H. y Chilton H.,
CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK,
5a. edición, Mc Graw-Hill,
N.Y. 1973.
- 17) Rase H.F. y Barrow M.H.,
INGENIERIA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESO,
C.E.C.S.A.,
México, D.F. 1981.

- 18) Raznjevic K.,
HANDBOOK OF THERMODYNAMIC TABLES AND CHARTS,
Mc Graw-Hill,
N.Y. 1976.
- 19) Reid, Prausnitz y Sherwood,
THE PROPERTIES OF GASES AND LIQUIDS,
3a. edición Mc Graw-Hill,
N.Y. 1977.
- 20) Sawistowski H. y Smith W.,
METODOS DE CALCULO EN LOS PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE MATERIA,
Alhambra, S.A.
México, D.F. 1967.
- 21) Schmidt A. y List L.,
MATERIAL AND ENERGY BALANCES,
Prentice-Hall Inc.,
N.Y. 1962.
- 22) THE ALKANOLAMINES HANDBOOK,
The DOW Chemical Company,
N.Y. 1980.
- 23) Treybal R.,
OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA,
2a. edición Mc Graw-Hill,
México, D.F. 1980.

24) Van Winkle M.,

Distillation,

Mc Graw-Hill,

N.Y. 1967.

25) Vilbrandt y Dryden,

CHEMICAL ENGINEERING PLANT DESIGN,

4a. edición, Mc Graw-Hill,

N.Y. 1979.