

**UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA**

---

INCORPORADA A LA U. N. A. M.  
ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

ESTUDIO TECNICO ECONOMICO DE UN EQUIPO PARA  
ABSORCION Y DESORCION DE BIOXIDO DE CARBONO  
POR MEDIO DE UNA SOLUCION ALCALINA Y VAPOR  
DE AGUA



QUIMICO

**T E S I S**

Que para obtener el título de :

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

**CARLOS GUILLERMO RODRIGUEZ AZUETA**

---

MEXICO, D. F. 1969



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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 esta 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.

**JURADO QUE REVISÓ Y APROBÓ LA SIGUIENTE TESIS**

**PRESIDENTE**

**ING. EDUARDO ROJO DE REGIL**

**VOCAL**

**ING. JOSÉ LUIS COSTERO**

**SECRETARIO**

**ING. GUILLERMO CARSOLO PACHECO**

**1er. SUPLENTE**

**ING. ABEL J. NAVARRO MORALES**

**2o. SUPLENTE**

**ING. ALEJANDRO ANAYA DURAN**

**SITIO DONDE DESARROLLO EL TEMA:**

**BIBLIOTECA DE LA U.I.A.**

**BIBLIOTECA DE LA U.N.A.M.**

**ASESOR DEL TEMA: ING. GUILLERMO CARSOLO P.**

**A MI PADRE**

**MI MAS SINCERO Y PROFUNDO**

**AGRADECIMIENTO**

**A MI MADRE**

**CON TODO CARINO Y RESPETO**

**A MIS HERMANOS Y ABUELITA**

**AL SR. ING. FRANCISCO OLAVARRIETA  
Y SRA. CONCEPCION R. DE OLAVARRIETA.**

**A MIS MAESTROS Y AMIGOS**

**QUIERO AGRADECER AL SR. ING.  
GUILLERMO CARSOLO P. SU VALIO  
SA COLABORACION EN LA DIRECCION  
DE ESTA TESIS.**

## INDICE GENERAL

I.- INTRODUCCION.

II.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

III.- CONSIDERACIONES GENERALES.

IV.- ABSORCION.

- 1).- Cálculo de la Torre de Absorción
- 2).- Cálculo de la Torre de Desorción

V.- TRANSMISION DE CALOR.

- 1).- Cálculo de Cambiadores de Calor
- 2).- Cálculo del Condensador-Enfridor CC4
- 3).- Cálculo del Cambiador de Calor CC5

VI.- FLUJO DE FLUIDOS.

- 1).- Diseño Isométrico y Distribución del Sistema
- 2).- Cálculo de Tuberías y Bombas



**3).- Cálculo de Compresores**

**VII.- INVERSION INICIAL Y GASTOS ANUALES.**

1).- Inversión Inicial

2).- Gastos Anuales por Servicios

**VIII.- CONCLUSIONES GENERALES.**

**IX.- BIBLIOGRAFIA.**

## I).- INTRODUCCION.

La absorción de gases difícilmente solubles, se realiza a menudo usando un absorbente líquido que reacciona químicamente con el soluto disuelto, formando un compuesto que se descompone fácilmente calentando la solución. De ordinario, el disolvente se recupera en una operación posterior de despojo, realizada a una temperatura más alta.

Si el disolvente contiene un ingrediente que solo reacciona con uno de los componentes de la mezcla gaseosa, puede realizarse una separación de los solutos gaseosos. Puede utilizarse una torre de absorción como recipiente para la reacción y obtener un producto químico por medio de reacción entre gases y el líquido que circula por la torre.

En muchas aplicaciones del equipo para la absorción del anhídrido carbónico, el problema es de recuperación al mismo tiempo que de eliminación del bióxido de carbono. Por esta razón se emplean a menudo absorbentes, como las soluciones de carbonato de sodio que pueden regenerarse simplemente por calentamiento.

El presente estudio tiene por objeto la recuperación de bióxido de carbono de gases

de combustión, la cual se lleva a cabo primero absorbiendo éste con una solución de carbonato de sodio, formándose así el bicarbonato correspondiente y posteriormente se recupera el anhídrido carbónico por descomposición del bicarbonato de sodio con arrastre de vapor a altas temperaturas.

La optimización económica del proceso anteriormente descrito, se realizó tomando varias alternativas del equipo que se consideró el más adecuado en cuanto a costo y eficiencia.

## II.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

Se dispone de  $314 \text{ m}^3/\text{min.}$  de gases de combustión referidos a condiciones estándar. Estos gases se encuentran a  $90^\circ\text{C.}$  y 1 atm. Su análisis volumétrico arroja los siguientes resultados:

$$\text{CO}_2 - 9.6\%$$

$$\text{O}_2 - 3.0\%$$

$$\text{N}_2 - 87.4\%$$

(Considérense el  $\text{O}_2$  y el  $\text{N}_2$  como inertes.)

Estos gases como se indica en el análisis anterior no contienen humedad en virtud de que han sido previamente deshidratados, al hacerse fluir através de un lecho empacado de cloruro de calcio.

Se desea recuperar el  $\text{CO}_2$  mediante una solución de carbonato de sodio, usando el equipo indicado en la Figura 1, de la siguiente manera:

Los gases anteriormente mencionados, provienen de una chimenea a alta temperatura, por lo que se enfriarán mediante agua en un cambiador de calor (CC5). Después de enfriados esos gases, se comprimen (C1) y pasan directamente a la torre de absorción (A), por la cual fluye a

contracorriente una solución de carbonato de sodio en agua que absorberá la mayor parte del bióxido de carbono al efectuarse la siguiente reacción:



El bicarbonato de sodio pasará a la torre de desorción (B) fluyendo éste sin necesidad de bombeo, únicamente por la diferencia de presiones existentes entre ambas torres. En esta torre es donde propiamente se efectúa la recuperación del bióxido de carbono, ya que éste es desorbido de la solución alcalina, por arrastre de vapor y posteriormente separado por condensación en un cambiador de calor (CC4).

La solución alcalina ya libre de bióxido de carbono, se bombea (B) a la torre de absorción, cerrando así el ciclo de esta operación.

El sistema se deberá proyectar para obtener un máximo de recuperación de  $\text{CO}_2$  con un mínimo de costos anuales, entendiéndose como costos anuales la suma de costos fijos y variables.

En la literatura encontramos que los siguientes datos son los más adecuados para este tipo de operaciones:

- 1).- Rango de Temperaturas de Operación:  $30^{\circ}$  a  $90^{\circ}\text{C}$ .
- 2).- Rango de Presiones de Operación: 1 a 10.2 atm.
- 3).- Vapor Disponible: Saturado a 5.43 atm. (80 psia)
- 4).- Agua Disponible:  $20^{\circ}\text{C}$ .

### III.- CONSIDERACIONES GENERALES.

1).- **Torre de Absorción:** El proceso de absorción para la purificación del anhídrido carbónico, comprende la absorción de éste en una solución alcalina. Esta absorción es de un tipo especial cuando el gas disuelto reacciona con el absorbente para formar un compuesto químico laxo.

Quando se disuelve anhídrido carbónico en una solución acuosa de carbonato de sodio se produce la siguiente reacción:



La solubilidad del  $\text{CO}_2$  depende de la relación del carbonato al bicarbonato, de la cantidad total de sal en la solución, de la temperatura y de la presión parcial del anhídrido carbónico en el gas.

La variable de decisión en el absorbedor, es la presión de operación, ya que de ella dependerá: la eficiencia de absorción como factor positivo, y como factor negativo el costo del equipo torre-compresor. En la literatura se encontró que para la absorción de  $\text{CO}_2$  desde el punto de vista económico, se recomienda usar presiones altas del orden de 150 psia (10.2 atm.).

## FIGURA 1

A.- Torre de absorción

S.- Torre de desorción

CC1.- Cambiador de calor No. 1

CC2.- Cambiador de calor No. 2

CC3.- Cambiador de calor No. 3

CC4.- Cambiador de calor No. 4

CC5.- Cambiador de calor No. 5

C1.- Compresor No. 1

C2.- Compresor No. 2

B.- Bomba



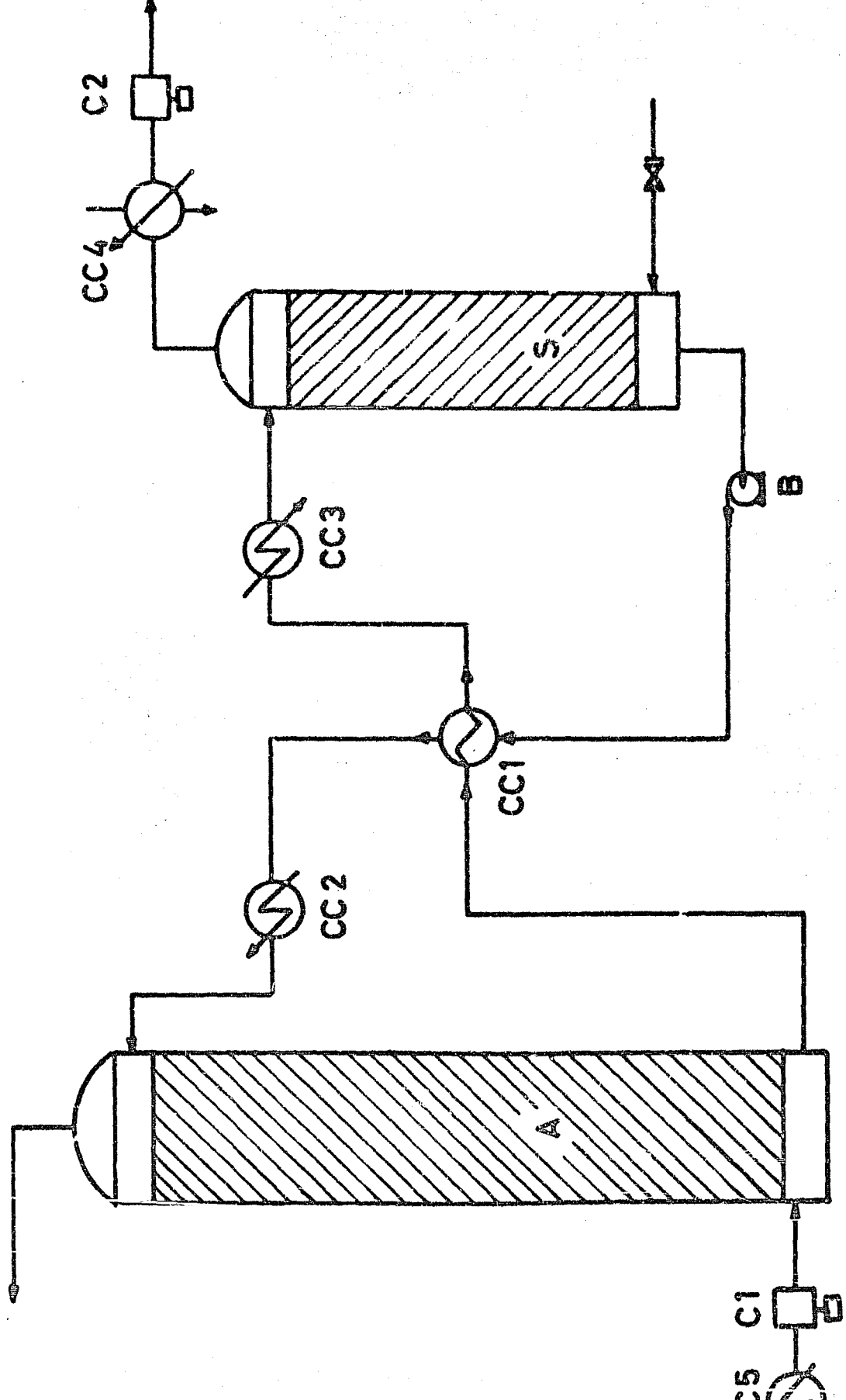


DIAGRAMA DE FLUJO

FIGURA 1

Para decidir cual es la presión más conveniente, se efectuarán cálculos a presiones menores de 150 psia. a modo de comparación.

Como la absorción requiere por lo general temperaturas bajas, fijaremos la menor temperatura permisible especificada o sea 30° C.

2).- Torre de Desorción: Las condiciones de operación son opuestas a las anteriores, por lo cual se trabajará a presiones bajas y temperaturas altas, tomando como base de cálculo 1 atm. y 90° C. y como única variable la presión parcial del CO<sub>2</sub> a la salida de los gases ya que ésta define el gasto de vapor y la altura (variando ambas inversamente) lo que nos permitirá encontrar el mínimo costo de operación anual.

3).- Concentración de la Solución de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>: Como el uso de una cantidad mínima de líquido disminuye tanto el costo de las torres, como el de los cambiadores y tubería, será conveniente usar concentraciones altas del orden de 25% en peso.

4).- Empaques: La decisión del empaque más económico se hará comparativamente de acuerdo a sus características físicas y económicas, influirán directamente en las dimensiones de las torres y por ende en sus costos de operación.

5).- **Cambiadores de Calor:** El objeto primordial que se persigue es obtener la mínima área de calefacción con el mínimo consumo de servicios, para ello se procurará aprovechar al máximo los calores de ambas corrientes fluyentes en el cambiador intermedio. Esto ocasionará un aumento en el área del mismo pero nos permitirá un ahorro en consumo de vapor y agua para los otros cambiadores.

6).- **Condensadores:** La variable que afecta directamente el costo de operación será la cantidad de agua de enfriamiento, y ésta a su vez estará fijada por su temperatura de salida del condensador. Para poder llegar a un mínimo entre el costo del condensador y el costo del agua, se variará alternativamente la temperatura de salida del agua de enfriamiento.

7).- **Tuberías y Bomba:** Para la estimación de la longitud de la tubería, se distribuirá el equipo de una manera apropiada que facilite la operación del mismo.

El cálculo del diámetro de la tubería estará en función de los gastos obtenidos del líquido previamente en el cálculo de las torres.

La bomba será calculada por un balance de energía que nos indicará a su vez el diámetro más conveniente de la tubería.

#### IV.- ABSORCION.

##### Procedimiento de cálculo.

Conociendo el dato de gases de entrada, fijamos la eficiencia de recuperación de  $\text{CO}_2$  en el absorbedor para así calcular las moles de salida con su correspondiente fracción mol. De la misma manera calculamos las presiones parciales de entrada y salida del gas respectivamente.

El siguiente paso será el cálculo de las carbonataciones, fijando una encontraremos el álcali total, e inmediatamente la otra.

Con los datos anteriores podemos conocer ya, todos los gastos y fracciones moles del líquido y gas, procediendo a su comprobación por medio de dos balances, uno total de masa y el otro de bióxido de carbono.

El cálculo de la línea de equilibrio está basado en una ecuación empírica, desarrollada específicamente para este tipo de absorción con reacción química. Ya conocidas las ecuaciones de la línea de operación y de equilibrio, procederemos a calcular el número de unidades de transferencia, por el método de integración gráfica.

Nos resta solamente la determinación de la altura de una unidad de transferencia, para la cual seguimos los métodos establecidos para calcular la masa velocidad de operación y el coeficiente de transferencia, a partir de ecuaciones empíricas; éste último basado en estudios específicos para este tipo de absorción (Perry 3a ed.).

Concluimos el capítulo comprobando nuestras hipótesis de operación, llevando a cabo los cálculos anteriormente descritos a diferentes alternativas a las propuestas y seleccionando aquellas que optimizan el proceso en cuanto eficiencia y economía.

### 1).- Torre de Absorción o Absorbedor.

1-1 Gases de entrada:

$$V = 314 \text{ m}^3/\text{min.} = 11,050 \text{ ft}^3/\text{min. a } 30^\circ\text{C}(86^\circ\text{F}) \text{ y } 1 \text{ atm.}$$

Moles de entrada:

$$G_1 = \frac{11,050 \text{ ft}^3/\text{min.}}{359 \text{ ft}^3/\text{lb mol.}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr.}} \times \frac{492^\circ \text{ R}}{546^\circ \text{ R}}$$

$$G_1 = 1670 \text{ lb mol/hr}$$

Peso Molecular Aparente:

$$\overline{PM} = (0.874)(28) + (0.03)(32) + (0.096)(44)$$

$$\overline{PM} = 29.65 \text{ lb/lb mol}$$

Masa de Entrada:

$$G_1 = 48,750 \text{ lb/hr.}$$

1-2) Fijamos la recuperación del absorbedor:  $e = 90\%$

1-3) Resultados de la Operación:

CO<sub>2</sub> que entra:

$$G_1(\text{CO}_2) = (0.096)(1670) = 160 \text{ lb mol/hr.}$$

CO<sub>2</sub> Absorbido:

$$G_a = (160)(0.9) = 144 \text{ lb mol/hr.}$$

CO<sub>2</sub> que sale:

$$G_2(\text{CO}_2) = 160 - 144 = 16 \text{ lb mol/hr.}$$

Gases de Salida:

$$G_2 = (1670)(1-0.096) + 16 = 1526 \text{ lb mol/hr.}$$

Fracción Mol a la Salida:

$$y_2 = \frac{16}{1526} = 0.0105$$

Presiones Parciales:

$$\text{Si } P_t = 150 \text{ psia (10.2 atm.) } T = 86^\circ \text{ F (30}^\circ \text{ C.)}$$

$$P_{\text{CO}_2(2)} = \frac{760 \times 150 \times 0.0105}{14.7} = 82 \text{ mm Hg}$$

$$P_{\text{CO}} = \frac{760 \times 150 \times 0.096}{14.7} = 744 \text{ mm Hg}$$

Massa de Entrada:

$$G_1 = 48,750 \text{ lb/hr.}$$

1-2) Fijamos la recuperación del absorbedor:  $e = 90\%$

1-3) Resultados de la Operación:

CO<sub>2</sub> que entra:

$$G_1(\text{CO}_2) = (0.096)(1670) = 160 \text{ lb mol/hr.}$$

CO<sub>2</sub> Absorbido:

$$G_a = (160)(0.9) = 144 \text{ lb mol/hr.}$$

CO<sub>2</sub> que sale:

$$G_2(\text{CO}_2) = 160 - 144 = 16 \text{ lb mol/hr.}$$

Gases de Salida:

$$G_2 = (1670)(1-0.096) + 16 = 1526 \text{ lb mol/hr.}$$

Fracción Mol a la Salida:

$$y_2 = \frac{16}{1526} = 0.0105$$

Presiones Parciales:

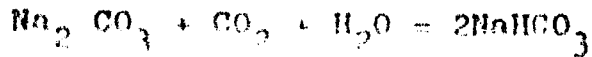
Si  $P_t = 150 \text{ psia (10.2 atm.)}$   $T = 86^\circ \text{ F (30}^\circ \text{ C.)}$

$$P_{\text{CO}_2(2)} = \frac{760 \times 150 \times 0.0105}{14.7} = 82 \text{ mm Hg}$$

$$P_{\text{CO}_2(1)} = \frac{760 \times 150 \times 0.096}{14.7} = 744 \text{ mm Hg}$$

1-4) Carbonato mínimo para absorber  $\text{CO}_2$ :

El  $\text{CO}_2$  se absorbe en el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  al efectuarse la siguiente reacción:



$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = 144 \text{ lb mol/hr.}$$

Si el absorbedor trabaja a una recuperación de  $\text{CO}_2$  de:  $\epsilon = 90\%$  :

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ (Min.Nec.)} = \frac{144}{0.9} = 160 \text{ lb mol/hr.}$$

1-5) Fijando una  $f_1 = 0.45$  el álcali total será:

$$f_1 = \frac{(\text{HCO}_3^- \text{ como } \text{CO}_3^{2-}) \text{ a la salida}}{\text{Álcali total}}$$

$$0.45 = \frac{160}{\text{A.T.}}; \quad \text{A. T.} = 356 \text{ lb mol Na}_2\text{CO}_3/\text{hr.}$$

$$\text{Fijando una } f_2 = \frac{(\text{HCO}_3^- \text{ como } \text{CO}_3^{2-}) \text{ a la entrada}}{\text{Álcali total}}$$

$$f_2 = \frac{16}{356} = 0.045$$

Como se puede apreciar en la gráfica # 2, el valor para  $f_2$  arriba obtenido, se aproxima al valor correspondiente en el equilibrio, que trae como consecuencia un aumento considerable en la altura de la torre de desorción, por lo que fijamos arbitrariamente un valor mayor para  $f_2$ :

$$f_2 = 0.075$$

Manteniendo el mismo álcali total y la misma absorción de  $\text{CO}_2$ :



$$f_2 = 0.075 = \frac{(\text{HCO}_3^- \text{ como } \text{CO}_3^{2-}) \text{ a la entrada}}{356}$$

$$\text{HCO}_3^- \text{ (recirculado)} = 26.7 \text{ lb mol/hr.}$$

y así:

$$f_1 = \frac{144 + 26.7}{356} = 0.48$$

de donde la recuperación del desorbedor  
baja a:

$$1 - e = \frac{26.7}{170.7} = 0.156$$

de ahí:

$$e_s = 0.844$$

1-6) Condiciones del Absorbedor:

$$G_1 = 1670 \text{ lb mol/hr}$$

$$y_1 = 0.096$$

$$G_2 = 1526 \text{ lb mol/hr.}$$

$$y_2 = 0.0105$$

$$f_1 = 0.48$$

$$f_2 = 0.075$$

1-7) Usaremos solución al 25% de  $\text{Na}_2 \text{CO}_3$ :

$$\text{Na}_2 \text{CO}_3 \text{ (Total)} = 356 \times 106 = 37,800 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Solución Total} = \frac{37,800}{0.25} = 151,200 \text{ lb/hr.}$$

Gastos de líquido en masa:

Siendo el  $\text{CO}_2$  no desorbido constante:

$$\text{CO}_2 \text{ (recirculado)} = 26.7 \times 44 = 1175 \text{ lb/hr.}$$

De donde:

$$L_2 = 151,200 + 1175 = 152,375 \text{ lb/hr.}$$

$$L_1 = 152,375 + 144 \times 44 = 159,725 \text{ lb/hr.}$$

Gastos del líquido en moles:

$$\text{PM}_{L_2} = 22.83 \text{ lb/lb mol}; \quad \text{PM}_{L_1} = 23.30 \text{ lb/lb mol.}$$

$$L_2 = \frac{152,375}{22.83} = 6706 \text{ lb mol/hr.}$$

$$L_1 = \frac{159,725}{23.30} = 6850 \text{ lb mol/hr.}$$

De donde las fracciones moles son:

$$x_2 = \frac{26.7}{6706} = 0.004$$

$$x_1 = \frac{170.7}{6850} = 0.0249$$

1-8) Efectuamos un balance total de masa y otro de  $\text{CO}_2$  a manera de comprobación:

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1$$

$$1670 + 6706 = 1526 + 6850$$

$$8376 = 8376$$

Balance de  $\text{CO}_2$ :

$$G_1 y_1 + L_2 x_2 = G_2 y_2 + L_1 x_1$$

$$(1670)(0.096) + (6706)(0.004) = (1526)(0.0105) + (6850)(0.0249)$$

$$186.7 = 186.7$$

1-9) Cálculo de la Línea de equilibrios:

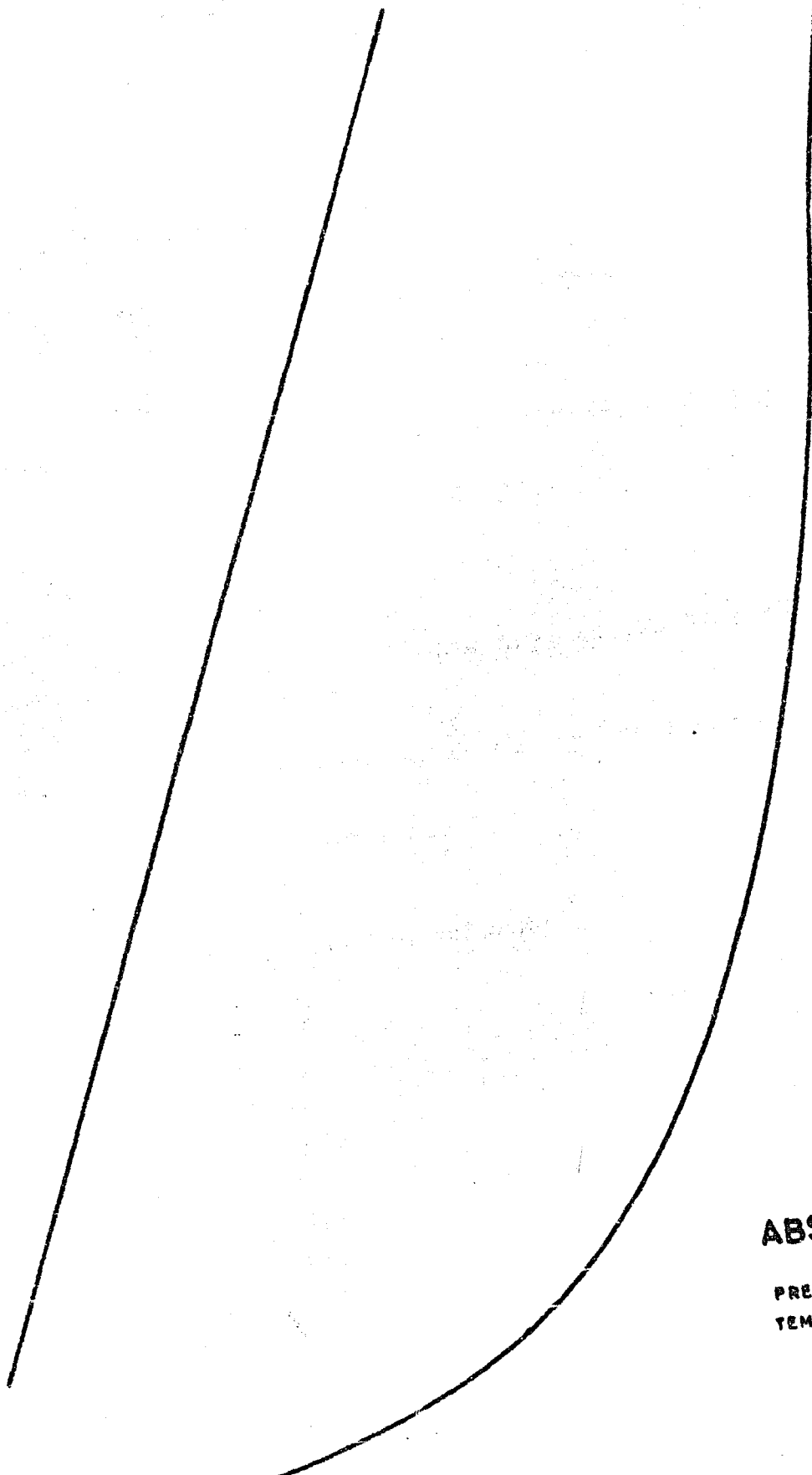
$$P_{\text{CO}_2} = \frac{137 N^{1.29} f^2}{S(365-t)(1-f)} \quad (\text{Perry Secc. 14, 4a. Edic.})$$

La relación de estas variables fué hallada y formulada primero por McCoy y posteriormente por Harte, Baker y Purcell, quienes obtuvieron mas datos y expresaron dicha relación por la fórmula empírica anteriormente descrita, en la que:

$P_{\text{CO}_2}$  = Presión parcial del  $\text{CO}_2$  en mm de Hg

f = Carbonatación

N = Normalidad del sodio



**ABSORBEDOR**  
PRESION : 150 psi  
TEMPERATURA : 68°F

$t$  = Temperatura, ° C.

$S$  = 0.03 g-mol  $\text{CO}_2$ /lt

Calculando la normalidad:

eq. de Na =  $25/53 = 0.4717$  eq. Na/100 g.

dens.  $\text{Na}_2\text{CO}_3 = 1.26$  g/lt (al 25% y 86° F)

$V = \frac{100}{1.26} = 79.4$  ml.

$N = \frac{0.4717}{79.4} \times 1000 = 5.95$  eq. Na/lt (86° F)

Sustituyendo en la ec. del equilibrio:

$$P_{\text{CO}_2} = 163.5 \frac{f^2}{1-f}$$

Tabulando los valores:

$f$	$P_{\text{CO}_2}$
0	0
0.1	1.835
0.2	8.17
0.3	21.0
0.4	43.6
0.5	81.9
0.6	147.0
0.7	262.0
0.8	522.0
0.85	782.0

1-10) Se consideró a la línea de operación como una línea recta en virtud de que los cálculos realizados en diferentes puntos a lo largo de la torre, al ser graficados confirmaron nuestra hipótesis. Graficando la línea de operación y de equilibrio y por el método de integración gráfica se obtuvo:

$P_{CO_2}$	$P_{CO_2}^*$	$P_{CO_2} - P_{CO_2}^*$	$\frac{1}{P_{CO_2} - P_{CO_2}^*}$
744	72,1	671.9	0.00148
690	58.3	631.7	0.00158
660	53.0	607.0	0.00165
600	40.8	559.2	0.00179
540	32.0	508.0	0.001975
480	24.9	455.1	0.00219
420	17.8	402.2	0.00248
360	12.95	347.5	0.00288
300	9.1	290.9	0.00343
240	5.7	234.3	0.00427
180	3.44	176.56	0.00565
120	1.81	118.19	0.00845
82	0.995	81.005	0.01235

( Ver Figuras 2 y 3 )

$$NTU_{og} = 2.3185$$

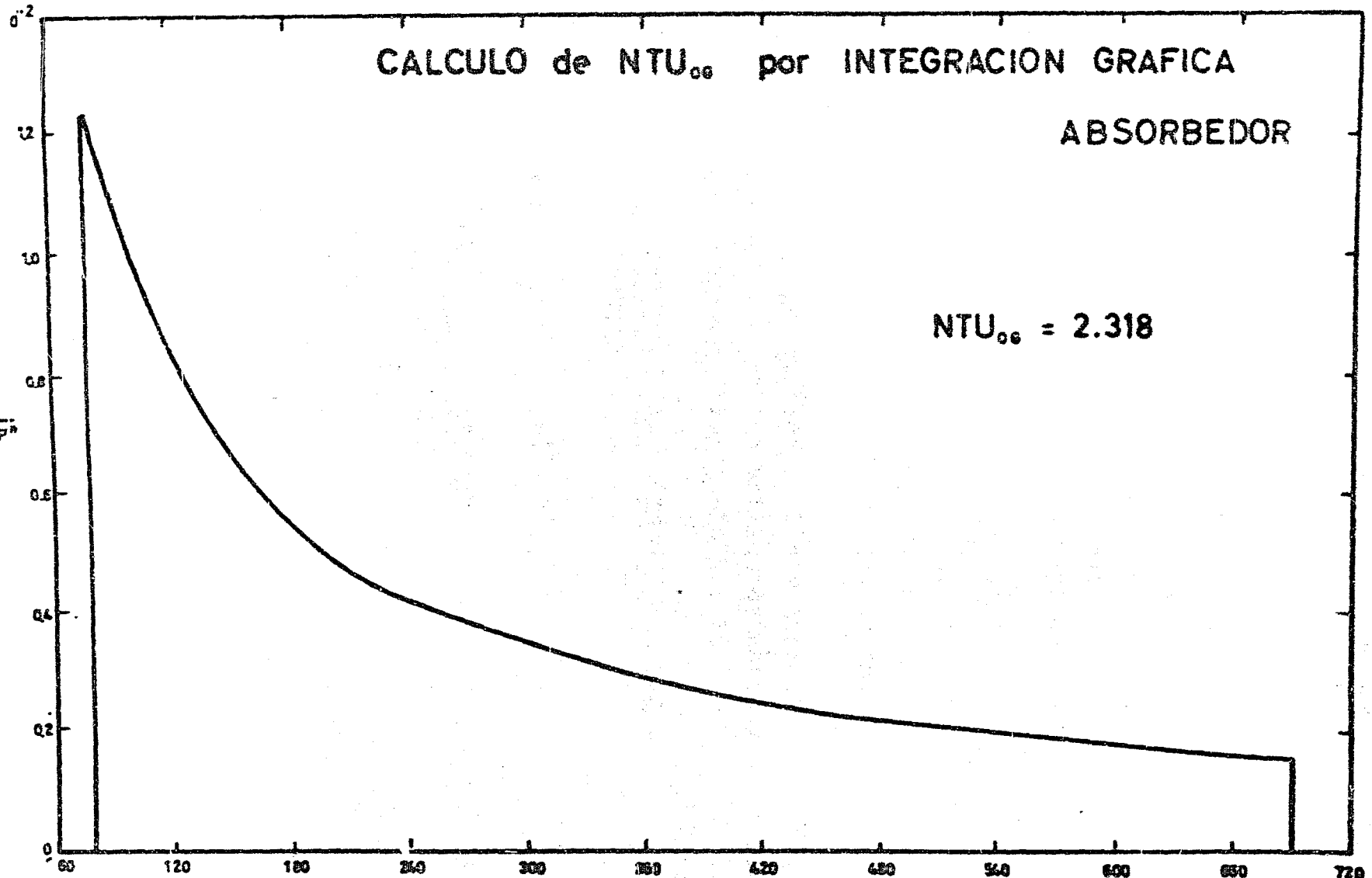
Cálculo del factor de corrección:

$$f.c. = \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} = 0.043$$

# CALCULO de $NTU_{00}$ por INTEGRACION GRAFICA

ABSORBEDOR

$NTU_{00} = 2.318$



1-11) La decisión del tipo de empaque a usar se derivó del estudio alternativo de tres tipos de anillos diferentes que se consideran en la literatura los más adecuados para este tipo de operación:

Anillos Raschig de 1 pulgada  
 Anillos Raschig de 3/8 pulgada  
 Anillos Berl Saddle de 1 pulgada

Resultando el análisis económico favorable para los anillos de Raschig de 1 pulgada (Ver tabla No. 1)

$$d_g = \frac{(29.12)}{(359.0)} \frac{(492)}{(546)} \frac{(150)}{(14.7)} = 0.748 \text{ lb/ft}^3$$

$$d_1 = (1.26) (62.4) = 78.8 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{(L_1)(d_g)^{0.5}}{(G_1)(d_1)^{0.5}} = \frac{159,725}{48,750} \times \frac{(0.748)^{0.5}}{(78.8)^{0.5}} = 0.318$$

1-12) Cálculo de la masa velocidad de inundación:

La masa velocidad de inundación en torres empacadas está correlacionada por una gráfica (R. E. Treybal, p.140) que representa las determinaciones realizadas a diferentes líquidos y gases en una gran



variedad de tipos de empaques. De la cual obtuvimos la siguiente ecuación, tomando como abscisa 0.318:

$$\frac{G_v^2 m_1^{0.2}}{g c F^3 d_r d_l} = 0.052$$

Factor de empaques:  $\frac{a}{F^3} = 164$  (Treybal, p. 141)

Viscosidad líquido:  $m_1 = 3$  cps. (Critical Tables)

Sustituyendo estos valores en  $G_v$ :

$$G_v = 2500 \text{ lb/hr-ft}^2$$

1-13) La masa velocidad de operación será el 50% de la inundación:

$$G_{op} = 1250 \text{ lb/hr-ft}^2$$

1-14) La sección de la torre:

$$S = \frac{G_v}{V_{op}} = \frac{48,750}{1250} = 39 \text{ ft}^2$$

1-15) Diámetro de la torre:

$$D = \left( \frac{S}{0.785} \right)^{0.5} = \left( \frac{39}{0.785} \right)^{0.5} = 7.06 \text{ ft}$$

1-16) Gasto de operación del líquido:

$$L_{op} = \frac{159,725}{39} = 4,100 \text{ lb/hr-ft}^2$$

1-17) Cálculo de  $K_{ya}$ :

Furnas y Bellinger (1938) determinaron los coeficientes totales de absorción para el  $\text{CO}_2$  en soluciones de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en una torre de 305 mm. con 3 empaques diferentes: anillos Raschig de 3/8 pulgada, anillos Raschig de 1 pulgada y Berl de 1 pulgada. Los resultados se resumen para las condiciones a  $25^\circ \text{C}$ . por la ecuación abajo indicada, en la cual  $C$  y  $n$  son constantes dadas para cada tipo de empaque (Perry p. 704, 3a. ed.), y  $a^*$  es el área superficial aparente de empaque, en  $\text{ft}^2/\text{ft}^3$ .

Los efectos de variación por temperatura, carbonatación y gasto, fueron determinados por Furnas y Bellinger partiendo de los datos de Comstock y Dodge (Perry)

$$K_{ya} = \frac{0.84 \times 10^{-8} L}{C} (1-n) a^{*n} \quad (\text{Perry p. 704 3a. ed.})$$

Para Raschig 1":

$$C = 0.000103$$

$$n = 0.36$$

$$a^* = 58$$

Sustituyendo:

$$K_{ya} = 0.0722 \text{ lb mol/hr-ft}^3 \text{ y}$$

Corrigiendo el  $K_{yn}$  por temperaturas:

$$K_{yn} \text{ (rel)} = 12 \quad (30^\circ \text{ C. Perry, 3a. ed.})$$

$$K_{yn} = (0.0722)(12) = 0.868 \text{ lb mol/hr-ft}^3\text{y}$$

Corrigiendo por Carbonatación: (Perry  
3a. ed., p. 704)

$$\text{Para } f_1 = 0.48 \quad K_{ya} \text{ (rel)} = 0.72$$

$$\text{Para } f_2 = 0.075 \quad K_{ya} \text{ (rel)} = 1.33$$

Por lo tanto:

$$K_{yn_1} = (0.868)(0.72) = 0.625$$

$$K_{yn_2} = (0.868)(1.33) = 1.153$$

Tomando una media logarítmica:

$$\text{LMDK}_{yn} = \frac{1.153 - 0.625}{\ln \frac{1.153}{0.625}} = 0.86$$

Corrigiendo por gasto de Gas:

El  $K_{ya}$  obtenido está referido a un  
gasto de:  $G^0 = 1735 \text{ lb/hr ft}^2$   
(Perry, 3a. ed., pág. 703)

$$K_{yn} = (0.86) \left( \frac{1250}{1735} \right)^{0.15} = 0.8 \text{ lb mol/hr ft}^3\text{y}$$

Por lo tanto:  $K_{ya}$   
 $K_{ya} = \frac{K_{yn}}{G^0}$

Pero:

$$HTU_{OG} = \frac{G_{OP}}{K_{GR}} Pt$$

1-18) Altura de unidad de Transferencia:

$$HTU_{OG} = \frac{G_{OP}}{K_{GR}} = \frac{1250}{(0.8)(29.12)} = 53.7 \text{ ft} = 16.38 \text{ m.}$$

1-19) Altura de la torre:

$$z = (53.7)(2.31) = 124 \text{ ft} = 37.8 \text{ m.}$$

1-20) Volumen de la torre:

$$V = (0.785)(7.05)^2(124) = 4860 \text{ ft}^3 = 137 \text{ m}^3$$

$$\text{Costo del Empaque: } \$ 100/\text{ft}^3$$

$$C_1 = (4860)(100) = \$ 486 000.00$$

1-21) Area de la Placa:

A = Area del envolvente + Area de las tapas.

$$A = (3.14)(7.05)(124) + (3.14)(3.57)^2 = 2790 \text{ ft}^2 = 269 \text{ m}^2$$

Espeor de placa: (Acero Inoxidable)

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P + 1/8''}$$

t = Espeor de la placa de acero inoxidable

P = Presión total en psi = 150 psi

S = Refuerzo a la tensión en psi = 18,000 psi

Sustituyendo se obtuvo:  $t = 0.596$

$t = 3/4"$  (Espesor de la placa)

Peso de la placa:  $153 \text{ Kg/m}^2$

$A = 269 \text{ m}^2$

$w_1 = (153)(269) = 41,200 \text{ Kg.}$

Costo de la placa:  $40.00 \text{ \$/Kg}$  (En forma de torre)

$C_2 = (41,200)(40) = \$ 1,648,000.00$

1-22) Costo de Adquisición de la Torre: (sin instalar)

$C_a = C_1 + C_2 = 2,134,000$

1-23) Costo de Instalación:  $4.00 \text{ \$/Kg}$  (sobre el peso total)

Peso de los anillos: ( $d_e = 40 \text{ lb/ft}^3$ )

$w_2 = (40)(4860) = 194,400 \text{ lb} = 88,500 \text{ Kg}$

$w_t = w_1 + w_2 = 129,700 \text{ Kg}$

Costo de Instalación:

$C_1 = (129,700)(4.0) = \$ 518,200.00$

1-24) Costo Total:

$C_t = C_a + C_1 = \$ 2,652,200.00$

1-25) Para decidir la elección del anillo

Ranchig 1" se efectuaron los tanteos

de la Tabla # 1. Siguiendo el procedimiento de cálculo indicado anteriormente y los datos de costo a continuación expresados:

1) Costo del equipo absorbedor y desorbedor:

40.0 \$/Kg (Sin empaque en forma de torre)

2) Costo de instalación de torres de absorción y desorción:

4.00 \$/Kg (Placa + Empaque)

3) Espesores y pesos de placas de acero inoxidable:

Espesor (Pulg.)	Peso (Kg/m <sup>2</sup> )
1/16	12.77
1/8	25.50
3/16	38.27
1/4	51.00
3/8	76.50
1/2	102.00
3/4	153.00
1	204.00

(Agréguese 1/8" por corrosión al espesor calculado)

4) Precios de empaques:

Berl 1"	150 \$/ft <sup>3</sup>
Raschig 1"	100 \$/ft <sup>3</sup>
Raschig 3/8"	400 \$/ft <sup>3</sup>

- 5) Precio del  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ : 650.00 \$/ton.
- 6) Tiempo de operación: 300 días/año
- 7) Depreciación en 10 años.
- 8) Precio del compresor C-1 para  $11,050 \text{ ft}^3/\text{min.} = 314 \text{ m}^3/\text{min.}$ :

Presión de Descarga (psi)	Costo instalado
hasta 0.5 psi	\$ 25,000
hasta 10.0 psi	" 300,000
hasta 30.0 psi	" 750,000
hasta 150. psi	" 1.250,000

TABLA # 1

 $(P_t = 150 \text{ psia})$ 

Características	Raschig 3/8"	Raschig 1"	Berl 1"
$(\text{lb/hr-ft}^2)$	1348	2500	2205
$p (\text{lb/hr-ft}^2)$	674	1250	1103
$(\text{ft}^2)$	72.4	39	44.2
$(\text{ft})$	9.62	7.05	7.55
$p (\text{lb/hr-ft}^2)$	2200	4100	3610
$r_n (\text{lb-mol/hr-ft}^3 \cdot \text{y})$	0.637	0.8	0.71
$U_{og} (\text{ft})$	36.3	53.7	53.5
$(\text{ft})$	84	124	123.5
$(\text{ft}^3)$	5770	4860	5510
emp. (\$)	2.308,000	486,000	800,000
$(\text{ft}^2)$	2553	2790	2975
$(\text{in.})$	1.0	3/4	3/4
placa (Kg)	48,500	41,200	43,800
placa (\$)	1.940,000	1.648,000	1.752,000
ns. (\$)	721,200	518,200	618,000
osto (\$)	4.970,000	<u>2.652,000</u>	3.170,000



TABLA # 2

Características	Raschig 1" (150 psia)	Raschig 1" (30 psia)
$P_{CO_2(1)}$ (mm Hg)	744	149
$P_{CO_2(2)}$ (mm Hg)	82	16.25
$NTU_{og}$	2.318	2.605
$G_v$ (lb/hr-ft <sup>2</sup> )	2500	1460
$G_{op}$ (lb/hr-ft <sup>2</sup> )	1250	730
$S$ (ft <sup>2</sup> )	39	66.8
$D$ (ft)	7.05	9.18
$L_{op}$ (lb/hr-ft <sup>2</sup> )	4100	2390
$K_{ya}$ (lb-mol/hr-ft <sup>3</sup> y)	0.8	0.35
$HTU_{og}$	53.7	71.6
$z$ (ft)	124	186
$C_{emp.}$ (\$)	486,000	1,212,000
$t$ (in.)	3/4	1/4
$C_{placa}$ (\$)	1,648,000	1,116,000
$C_{adq.}$ (\$)	2,134,000	3,328,000
$C_{inv.}$ (\$)	518,200	993,600
$C_{compresor}$ (\$)	1,250,000	750,000
Costo Total (\$)	<u>3,900,000</u>	5,071,600

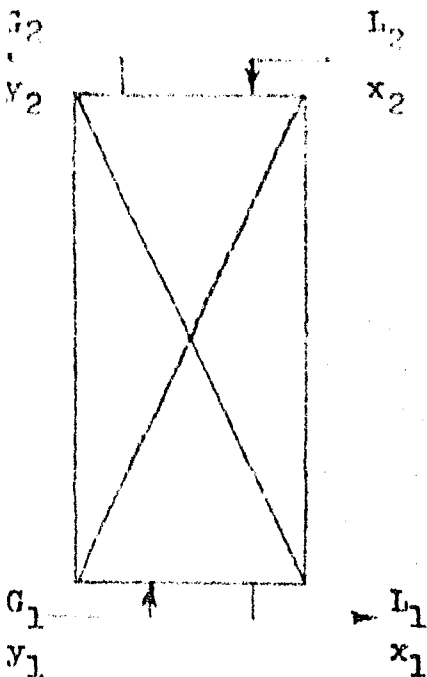
1-26) Conclusiones: En resumen la torre de absorción operará a las siguientes condiciones y con los siguientes gastos molares:

Tipo de Empaque: Anillos de Raschig 1"

Presión: 150 psia (10.2 atm.)

Temperatura: 86° F (30° C)

Recuperación: 90%



$$G_1 = 1670 \text{ lb-mol/hr}$$

$$G_2 = 1526 \text{ lb-mol/hr}$$

$$L_1 = 6850 \text{ lb-mol/hr}$$

$$L_2 = 6706 \text{ lb-mol/hr}$$

$$y_1 = 0.096$$

$$y_2 = 0.0105$$

$$x_1 = 0.0249 \quad (f_1 = 0.48)$$

$$x_2 = 0.004 \quad (f_2 = 0.075)$$

Costo Total: \$ 2.652,000.00  
Torre

2.- Torre de Desorción: El proceso de cálculo en la torre desorción es fundamentalmente el mismo que para la torre de absorción, hasta ahora se conocen las concentraciones de entrada de nuestras corrientes fluidas

y de salida de la solución de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  por lo que se procede al cálculo de la presión parcial de salida del  $\text{CO}_2$ , esto se lleva a cabo por tanteos determinando el más económico. Con este dato se calcula el vapor necesario para la operación a partir de un balance de masa total.

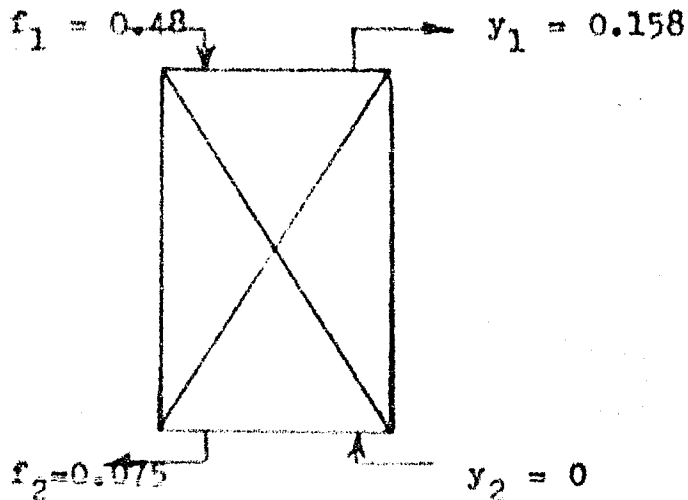
Con todos los gastos y concentraciones conocidas procederemos de la misma manera que en la torre de absorción a la determinación del NTU, HTU, altura de la torre, costos parciales y costo total. Efectuando los cálculos antes mencionados a diferentes presiones parciales de salida del  $\text{CO}_2$  y diferentes tipos de empaque, para así determinar el más adecuado eficiente y económicamente a nuestras necesidades.

La torre operará isotérmicamente por lo que se colocará una válvula reductora de presión a la entrada del vapor que disminuirá la temperatura a  $90^\circ\text{C}$ .

Condiciones de Operación:

Presión: 14.7 psi = 1 atm.

Temperatura:  $194^\circ\text{F}$  =  $90^\circ\text{C}$ .



2-1) Cálculo de la línea de Equilibrio:

$$P_{CO_2} = \frac{137 N^{1.29} f^2}{S(365-194)(1-f)}$$

Solubilidad:  $S = 0.008 \text{ g mol/lt}$

$$\text{Equivalentes de Na} = \frac{25}{53} = 0.4717$$

Densidad  $Na_2 CO_3$  al 25% = 1.2 a  $90^\circ C$ .

$$V = \frac{100}{1.2} = 83 \text{ ml/100 g}$$

Normalidad:

$$N = \frac{471.7}{83} = 5.7$$

$$N^{1.29} = 9.5$$

$$P_{CO_2} = 950 \frac{f^2}{1-f}$$

Tabulando:

f	$P_{CO_2}$
0	0
0.05	2.5
0.10	10.6
0.15	25.1
0.20	47.5
0.30	122.0
0.40	252.0

(Ver Gráfica #4)

- 2-2) En la tabla # 4 encontramos que la presión parcial de salida del  $CO_2$ ,  $P_{CO_2} = 120$  mm Hg es la que nos lleva a un costo de equipo y operación más económico.

Con  $P_{CO_2(1)} = 120$  mm Hg, la fracción mol del gas a la salida será:

$$y_1 = \frac{120}{760} = 0.158$$

- 2-3) Balance de masa y cálculo del vapor necesario:

$$L_1 x_1 + G_2 y_2 = L_2 x_2 + G_1 y_1$$

$$G_1 = \frac{L_1 x_1 - L_2 x_2}{y_1}$$

$$G_1 = \frac{(6850)(0.0249) - (6706)(0.004)}{0.158}$$

$$G_1 = 902 \text{ lb mol/hr}$$

$$PM_1 = (0.158)(44) + (0.842)(18) = 22.2 \text{ lb/lb mol}$$

$$G_1 = (902)(22.2) = 20,100 \text{ lb/hr.}$$

El vapor acrí:

$$G_2 = 902 - 144 = 758 \text{ lb mol/hr.}$$

$$G_2 = 13,600 \text{ lb/hr.}$$

-4) Cálculo de la Masa Velocidad de Inundación:

$$d_g = 0.0436 \text{ lb/ft}^3$$

$$d_l = 76 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L_1}{G_1} \left( \frac{d_g}{d_l} \right)^{0.5} = \frac{159,725}{20,100} \frac{(0.0436)^{0.5}}{76} = 0.189$$

Tomando como abscisa 0.189 leemos la siguiente ecuación en el Treybal, pág.140:

$$\frac{G_v^2}{E^3} \frac{\rho_m}{\rho_c} \frac{m_1}{d_g} \frac{0.2}{d_l} = 0.075$$

Despejando  $G_v$  y sustituyendo por sus valores:

$$G_v = \left[ \frac{(0.075)(4.17 \times 10)(0.436)(76)}{(164)(1.246)} \right]^{0.5}$$

$$G_v = 711 \text{ lb/hr-ft}^2$$

2-5) El gasto de operación será el 50% de  $G_v$ :

$$G_{op} = 356 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

2-6) La sección de la Torre será:

$$S = \frac{20,100}{356} = 56.5 \text{ ft}^2$$

2-7) El diámetro de la torre:

$$D = \frac{(S)}{0.785} = 8.5 \text{ ft}$$

2-8) El gasto de operación del líquido es:

$$L_{op} = \frac{159,725}{56.5} = 2830 \text{ lb/hr ft}^2$$

2-9) Cálculo de  $K_{ya}$  (Perry):

$$K_{ya} = \frac{0.84 \times 10^{-8} L^{1-n} a^n}{c}$$

$$K_{ya} = \frac{0.84 \times 10^{-8} (2830)^{0.64} (58)^{0.36}}{1.03 \times 10^{-4}}$$

$$K_{ya} = 0.0548 \text{ lb mol/hr ft}^3 y$$

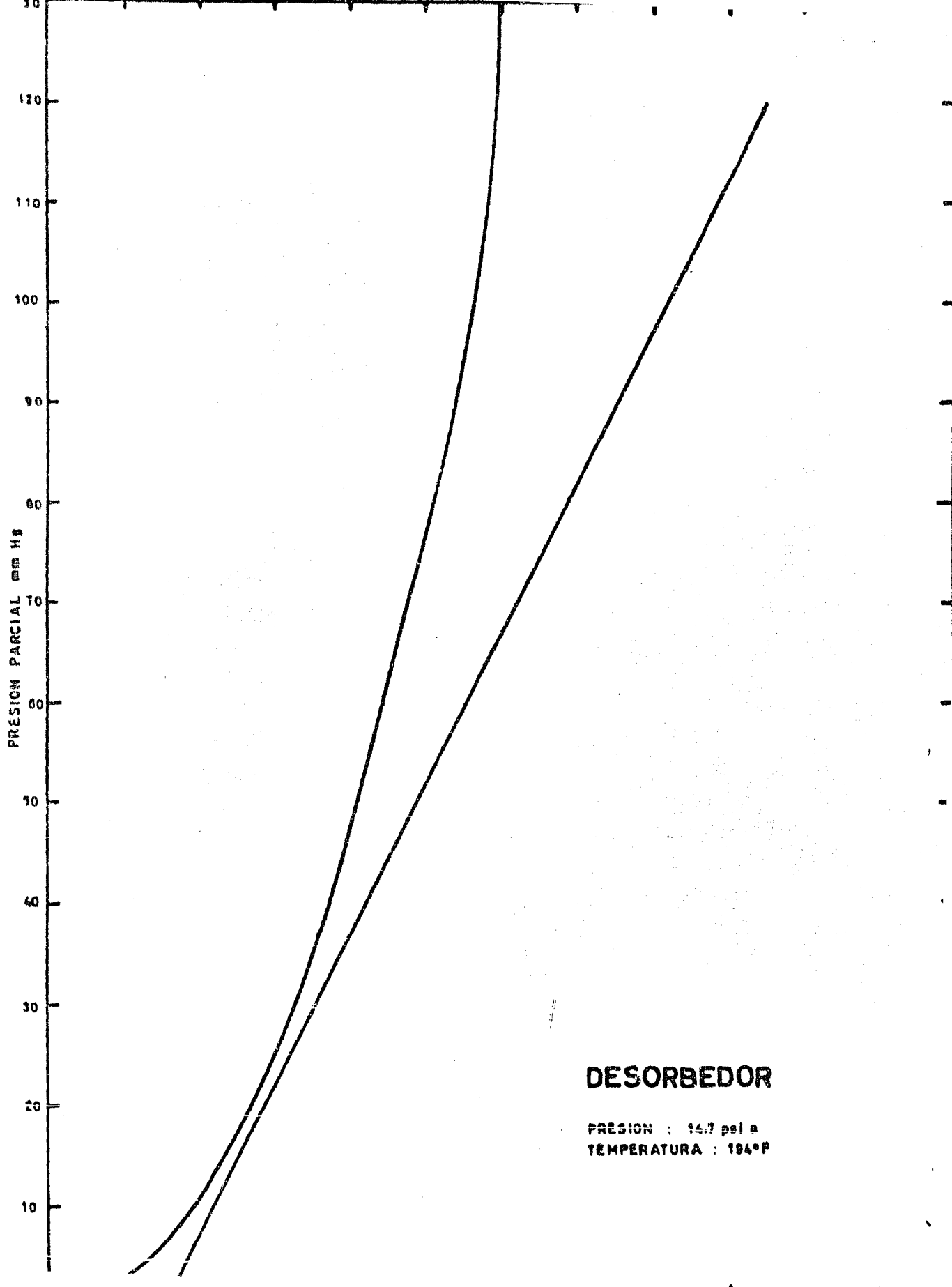
Corrigiendo por temperatura:

$$K_{ya} = (44)(0.0548) = 2.41 \text{ lb mol/hr ft}^3 y$$

Corrigiendo por carbonatación:

$$K_{ya_1} = (2.41)(0.72) = 1.74$$

$$K_{ya_2} = (2.41)(1.33) = 3.21$$



**DESORBEDOR**

PRESION : 14.7 psi a  
TEMPERATURA : 194°F



Determinando la media logarítmica:

$$\text{LMDK}_{yn} = \frac{3.21 - 1.74}{2.31 \text{ or } \frac{3.21}{1.74}} = 2.4 \text{ lb mol/hr ft}^3\text{y}$$

Corrigiendo por gasto de gas:

$$\text{Siendo } G^0 = 1735 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$K_{ya} = (2.4) \left( \frac{195}{1735} \right)^{0.15} = 1.9$$

$$K_{yn} = 1.9 \text{ lb mol/hr ft}^3\text{y}$$

2-10) Cálculo del  $\text{NTU}_{og}$  por el método de integración gráfica:

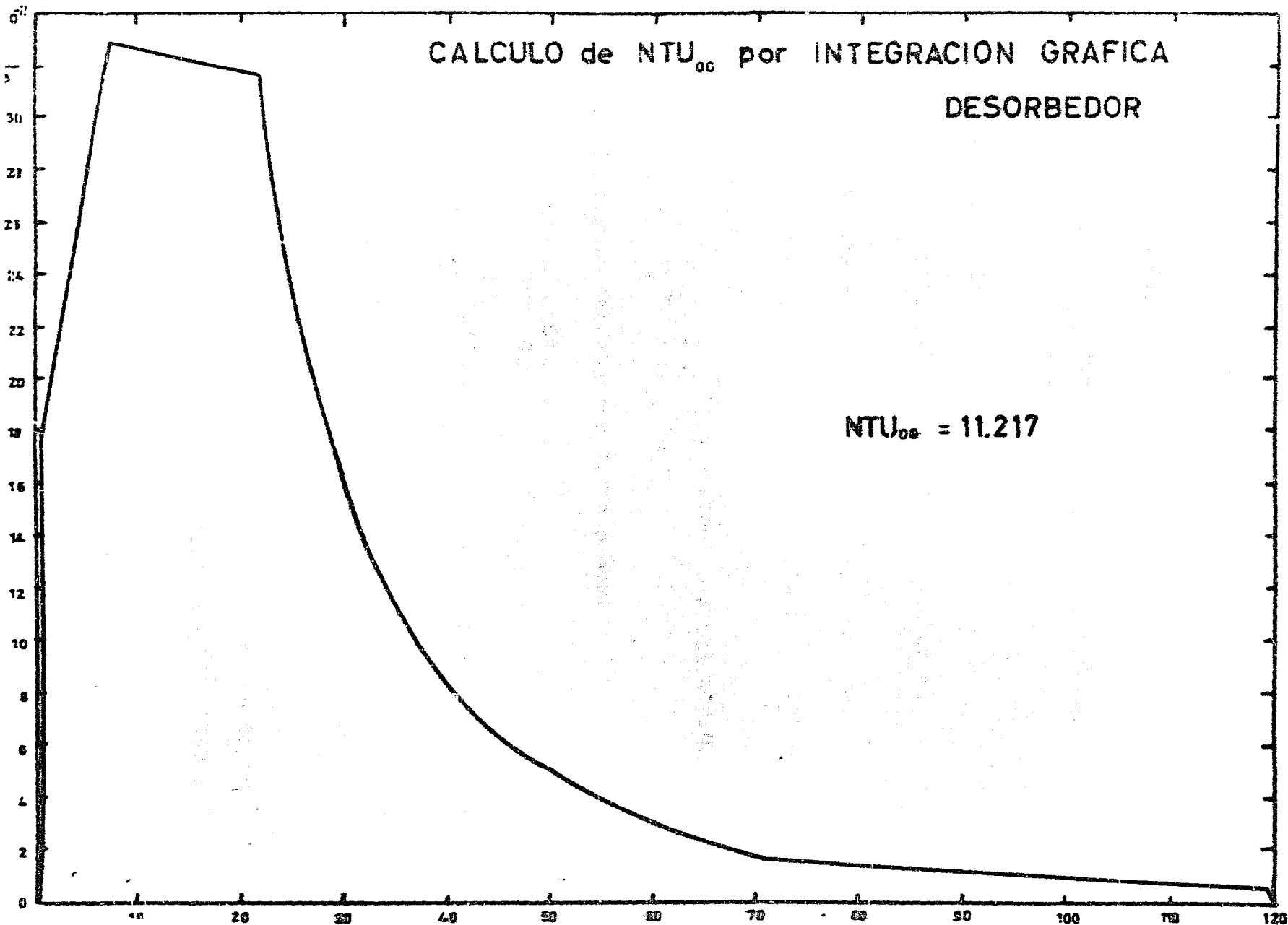
f	$P_{CO_2}^*$	$P_{CO_2}$	$P_{CO_2}^* - P_{CO_2}$	$\frac{1}{\frac{P_{CO_2}^*}{P_{CO_2}} - 1}$
0.075	5.78	0.0	5.78	0.175
0.100	10.55	7.5	3.05	0.328
0.150	25.2	22.0	3.20	0.313
0.200	47.5	37.0	10.50	0.0954
0.300	122.1	67.5	54.5	0.0183
0.400	253.0	97.5	155.9	0.00645
0.450	350.0	113.0	237.0	0.00422
0.480	421.0	120.0	301.0	0.00332

$$\text{NTU}_{og} = 11.217$$

(Ver gráficas # 4 y 5)

CALCULO de  $NTU_{oc}$  por INTEGRACION GRAFICA  
DESORBEDOR

$NTU_{oc} = 11.217$



2-11) Cálculo de  $HTU_{OG}$ :

$$HTU_{OG} = \frac{356}{(22.2)(1.9)} = 845 \text{ ft.} = 2.57 \text{ m.}$$

2-12) Altura de la Torre:

$$z = (11.217)(8.45) = 94 \text{ ft.} = 28.6 \text{ m.}$$

2-13) Cálculo del volumen y costo del empaque:

$$V = (0.785)(8.5)^2(94) = 5,310 \text{ ft}^3 = 162 \text{ m}^3.$$

Costo:

$$C_1 = (5,310)(100) = \$ 531,000.00$$

2-14) Cálculo del espesor de la placa:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + \frac{1''}{8}$$

$$t = \frac{(14.7)(51)}{13,500 - 8.81} + 0.125 = 0.1805$$

$$t = 3/16''$$

2-15) Area y costo de placa:

A = Area del envolvente + Area de las tapas

$$A = (3.14)(8.5)(94) + (3.14)(4.25)^2 = 2567 \text{ ft}^2 = 239 \text{ m}^2$$

Peso de placa:

$$w_1 = (239 \text{ m}^2)(38.27 \text{ Kg/m}^2) = 9150 \text{ Kg.}$$

Costo de placa:

$$C_2 = (9150 \text{ Kg})(40.00 \text{ \$/Kg}) = \$ 368,000.00$$

2-16) Costo de Instalación:

Peso del paquete:

$$w_2 = (5310 \text{ ft}^3)(40 \text{ lb/ft}^3) = 213,000 \text{ lb} = 96,500 \text{ Kg.}$$

Peso de la torre:

$$w_t = w_1 + w_2 = 9150 + 96,500 = 105,650 \text{ Kg.}$$

Costo de Instalación:

$$C_1 = (105,650)(4) = \$ 422,000.00$$

2-17) Costo total de la torre de desorción:

$$C_t = C_1 + C_2 + C_1 = 531,000 + 356,000 + 422,000$$

$$C_t = \underline{\underline{\$ 1,309,000.00}}$$

2-18) Costo del vapor consumido anual:

$$C_v = (7200 \text{ hr/año})(13,600 \text{ lb/hr})(1 \text{ Ton}/2200 \text{ lb})(12.00 \text{ \$/Ton})$$

$$C_v = \$ 535,000.00$$

## 2-19) Costo de operación anual del desorbador:

Depreciación anual:	\$ 130,900.00
Vapor consumido/año:	<u>" 535,000.00</u>
Costo de operación:	\$ 665,900.00

Se toman en cuenta para este cálculo solo aquellos costos que se consideran variables en las diferentes alternativas, y no se consideran ahora los demás costos de operación, como podrían ser mano de obra, mantenimiento, etc., en virtud de que serían los mismos para cualquiera de las alternativas, además de que serán determinados posteriormente.

Para efectuar la decisión de usar anillo Raschig 1 pulg., se efectuaron los siguientes cálculos comparativos en el primer tanteo  $P_{CO_2} = 80$  mmHg (aunque no fue la presión definitiva de operación, se hizo esta tabla para decidir el empaque más económico).

TABLA # 3

Característica	Raschig 1"	Berl 1"
Masa vel inund. lb/hr ft <sup>2</sup>	762	698
$G_{op}$ : lb/hr ft <sup>2</sup>	391	349
$S$ : ft <sup>2</sup>	72.1	84
$D$ : ft	9.6	10.35
$L_{op}$ : lb/hr ft <sup>2</sup>	2210	1900
$K_{ya}$ : lb mol/hr ft <sup>3</sup> y	1.635	1.56
$HTU_{OG}$ : ft	11.6	10.75
$Z$ : ft	42	39
$V$ : ft <sup>3</sup>	3030	3280
$C_{emp}$ : \$	303,000	491,000
$t$ : in.	3/16	1/4
$A$ : ft <sup>2</sup>	1265	1265
$w_1$ : Kg	4510	6000
$C_1$ : \$	180,000	240,000
$w_t$ : Kg	59510	73000
$C_i$ : \$	238,040	292,000
$C_t$ : \$	<u>720,000</u>	1.020,000

## RESUMEN DE DATOS PARA DESORBEDOR:

TABLA # 4

Características	$P_{CO_2(1)}$ (80 mmHg)	$P_{CO_2(1)}$ (100 mmHg)	$P_{CO_2(1)}$ (120 mmHg)
D (ft)	9.6	8.96	8.5
Z	42	56.2	94
$K_{ya}$ (lb mol/hr ft <sup>3</sup> y)	1.635	1.815	1.9
t (in.)	3/16	3/16	3/16
V (ft <sup>3</sup> )	3030	3540	5310
A (ft <sup>2</sup> )	1265	1585	2567
$C_{omp}$ (\$)	303,000	354,000	531,000
$C_{pl}$ (\$)	180,000	226,000	368,000
$C_{ins}$ (\$)	238,040	279,520	422,000
$C_t$ (\$)	721,040	859,520	1,309,000
$G_2$ (lb/hr)	21,900	16,810	13,600
$C_v$ (\$/año)	859,000	662,000	535,000
$C_{op}$ (\$/año)	930,000	740,000	<u>666,000</u>

## N O M E N C L A T U R A

$V$  = Gasto en volumen  $m^3/\text{min}$ ,  $\text{ft}^3/\text{min}$

$G$  = Gasto del gas  $\text{lb mol/hr}$ ,  $\text{lb/hr}$

$L$  = Masa velocidad del líquido  $\text{lb/hr}$ ,  $\text{lb mol/hr}$

$\bar{M}$  = Peso molecular aparente  $\text{lb/lb mol}$

$y$  = Fracción mol. del gas

$x$  = Fracción mol. del líquido

$e$  = Recuperación

$P_t$  = Presión total,  $\text{psia}$ ,  $\text{atm}$

$T$  = Temperatura,  $^{\circ}\text{C}$ ,  $^{\circ}\text{F}$

$A, a$  = Absorbedor

$D, d$  = Desorbedor

$\alpha$  = Carbonatación,  $\frac{\text{HCO}_3 \text{ como } \text{CO}_3}{\text{Alcali total}}$

$T.$  = Alcali total

$N$  = Normalidad,  $\text{eq. Na/lit}$



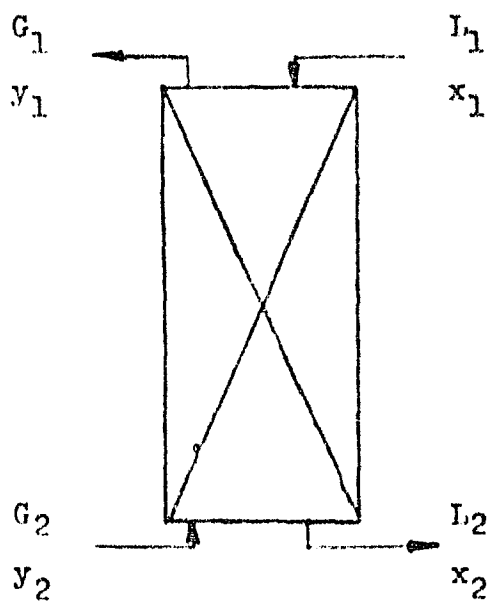
2-20) Conclusiones: En resumen la torre de absorción operará a las siguientes condiciones y con los siguientes gastos molares:

Tipo de empaque: Anillos Raschig 1"

Presión: 14.7 psia (1 atm.)

Temperatura: 194° F (90° C)

Eficiencia: 84.4%



$$G_1 = 902 \text{ lb-mol/hr}$$

$$G_2 = 758 \text{ lb-mol/hr}$$

$$L_1 = 6850 \text{ lb-mol/hr}$$

$$L_2 = 6706 \text{ lb-mol/hr}$$

$$y_1 = 0.158$$

$$y_2 = 0$$

$$x_1 = 0.0249 \text{ (} f_1 = 0.48 \text{)}$$

$$x_2 = 0.004 \text{ (} f_2 = 0.075 \text{)}$$

Costo total torre:

$$\underline{\underline{\$ 1,309,000.00}}$$

## N O M E N C I A T U R A

V = Gasto en volumen  $m^3/\text{min}$ ,  $\text{ft}^3/\text{min}$

G = Gasto del gas  $\text{lb mol/hr}$ ,  $\text{lb/hr}$

L = Masa velocidad del líquido  $\text{lb/hr}$ ,  $\text{lb mol/hr}$

$\bar{P}M$  = Peso molecular aparente  $\text{lb/lb mol}$

y = Fracción mol. del gas

x = Fracción mol. del líquido

e = Recuperación

$P_t$  = Presión total,  $\text{psia}$ ,  $\text{atm}$

T = Temperatura,  $^{\circ}\text{C}$ ,  $^{\circ}\text{F}$

A, a = Absorbedor

S, s = Desorbedor

f = Carbonatación,  $\frac{\text{HCO}_3 \text{ como } \text{CO}_3}{\text{Alcali total}}$

A. T. = Alcali total

N = Normalidad,  $\text{eq. Na/lit}$

$NTU_{og}$  = Número de unidades de transferencia

f. c. = Factor de corrección

$d_g$  = Densidad del gas,  $lb/ft^3$

$d_l$  = Densidad del líquido

E = Espacios vacíos en lecho empacado

a = Superficie específica del empaque,  $ft^2/ft^3$

$\mu$  = Viscosidad del líquido, cps

D = Diámetro, ft, m

S = Superficie,  $ft^2$ ,  $m^2$

$K_{ga}$  = Coeficiente de transferencia de masa,  $lb\ mol/hr\ ft^3\ atm$

$HTU_{og}$  = Altura de una unidad de transferencia, ft

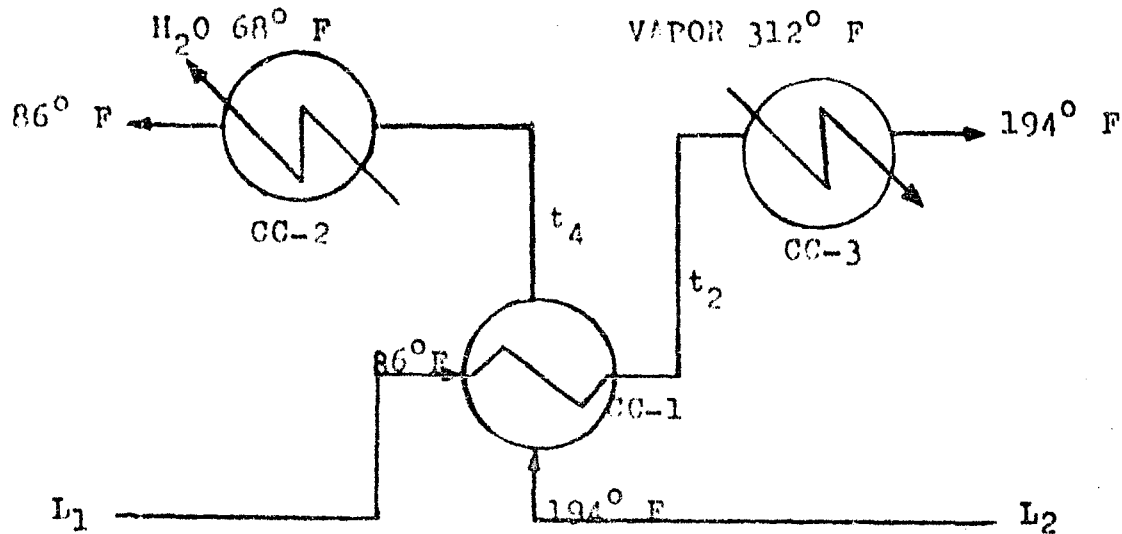
z = Altura de la torre, ft, m

V = Volumen de la torre,  $ft^3$ ,  $m^3$

C = Costo

t = Espesor de la placa, pulg.

w = Peso, Kg



## V.- TRANSMISION DE CALOR

### 1).- Cálculos de los Cambiadores de Calor:

1-1) En este capítulo el objeto primordial será encontrar en el sistema de cambiadores de calor arriba mencionados, la relación óptima de temperaturas para obtener la mínima área total de calefacción, con el mínimo consumo de servicios (agua y vapor). Para lo cual tenemos el siguiente sistema de ecuaciones en donde "a" corresponde al balance de calor en el cambiador de calor CC-1, "b" a CC-2 y "c" a CC-3.

Balanco de calor en los tres cambiadores:

$$a).- q_1 = L_1 C_{p1} (t_2 - 86) = L_2 C_{p2} (194 - t_4) = UA_1 (LMTD)_1$$

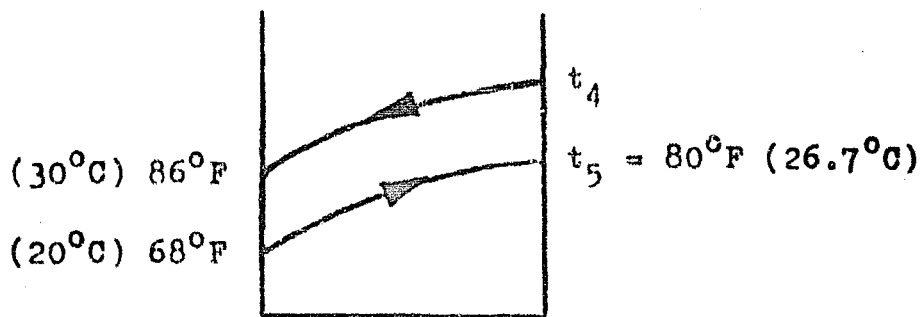
$$b).- q_2 = L_2 C_{p2} (t_4 - 86) = m_w C_{pw} (80 - 68) = UA_2 (LMTD)_2$$

$$c).- q_3 = L_1 C_{p1} (194 - t_2) = m_v H_v = UA_3 (LMTD)_3$$

Estas ecuaciones son en base de que el cambiador CC-3 usa vapor (80 psia y 321° F) que sólo se condensa saliendo por ello a la misma temperatura. Esto se consideró a fin de no tener una incógnita más en las ecuaciones arriba mencionadas.

El proceso de ataque para encontrar el costo anual mínimo es el siguiente:

a).- Se fijó la temperatura de salida del agua de enfriamiento a 80° F (26.7° C) en base del siguiente criterio en el CC-2:



b).- Dar diferentes valores a  $t_2$  y con eso calcular el balance de calor y económico en cada cambiador:

$$C_{p1} = C_{p2} = 0.85 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$$

$$C_{pw} = 1.0 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$$

$$U_1 = 200 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 ^\circ\text{F}}$$

$$U_2 = 200 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 ^\circ\text{F}}$$

$$U_3 = 400 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$H_v = 901 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \text{ a } 312^\circ \text{ F}$$

$$L_1 = 159,725 \text{ lb/hr}$$

$$L_2 = 152,375 \text{ lb/hr}$$

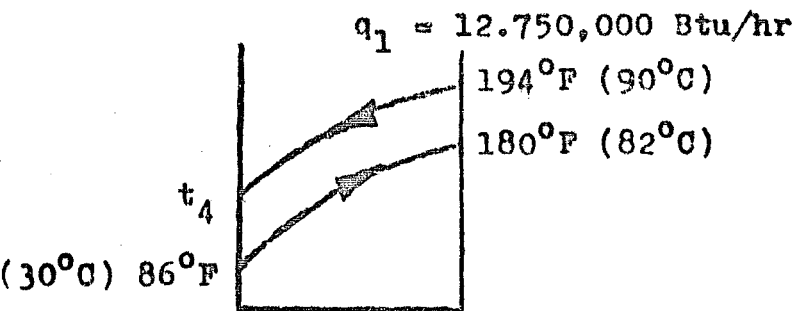
Tanteo que obtuvo el menor costo anual  
(Tabla #5):

$$t_2 = 180^\circ \text{ F} = 82^\circ \text{ C}$$

$$(159,725)(0.85)(180-86) = (152,375)(0.85)(194-t_4)$$

$$t_4 = 97.0^\circ \text{ F} = 36.1^\circ \text{ C}$$

y así:

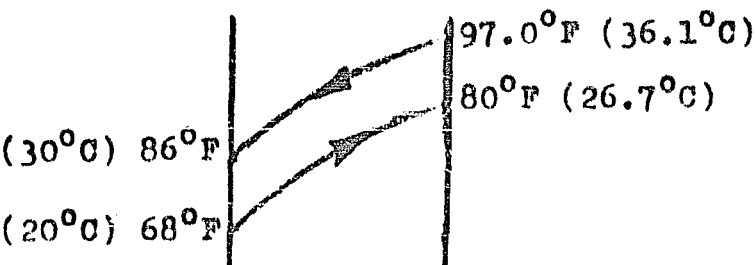


$$\text{LMTD}_1 = 11.5^\circ \text{ F}$$

$$A_1 = 5,550 \text{ ft}^2$$

además:

$$q_2 = (152,375)(0.85)(97.0 - 86)$$



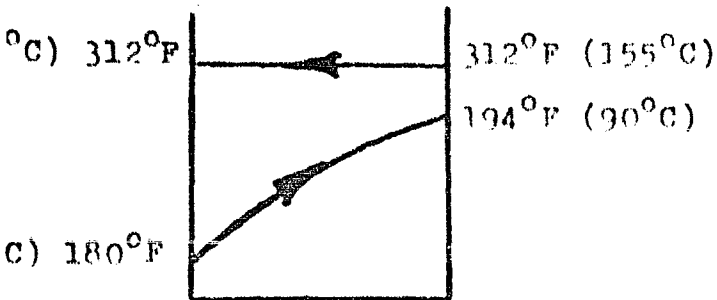
$$q_2 = 1,423,000 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{LMTD}_2 = 19.6^\circ \text{ F}$$

$$A_2 = 362 \text{ ft}^2$$

además:  $q_3 = (159,725)(0.85)(194-180)$

$$q_3 = 1.900,000 \text{ Btu/hr}$$



$$\text{LMTD}_3 = 124.0^\circ \text{ F}$$

$$A_3 = 38.3 \text{ ft}^2$$

Costo de los cambiadores a razón de \$200/ft<sup>2</sup>:

$$\text{CC-1} = \$ 1.110,000.00$$

$$\text{CC-2} = " \quad 72,400.00$$

$$\text{CC-3} = " \quad \underline{7,660.00}$$

$$\text{Costo Total Equipo} \quad \$ 1.190,000.00$$

$$\text{Depreciación anual} \quad \underline{\underline{" \quad 11,900.00}}$$

Agua necesaria en CC-2: 118,500 lb/hr

Costo del agua: 0.5 \$/1000 Gal. = 0.00006 \$/lb

Costo anual del agua: \$ 51,200.00

Vapor necesario en CC-3:  $q_3/H_v = 2,560 \text{ lb/hr}$

Costo vapor: 12 \$/ton.

Costo anual vapor: \$ 82,600.00

Sumando las cantidades doblemente subrayadas, obtenemos el costo de operación para los tres cambiadores:

**Costo Anual de Operación: \$ 253,000.00**

Los tanteos previos a la obtención de estos resultados mínimos se indican en la siguiente tabla y gráfica # 7.

Para el cálculo económico de la tabla # 7 se usaron los siguientes datos de costos:

- 1).- Costo del vapor: 12.00 \$/ton.
- 2).- Costo del agua: 0.5 \$/1000 Gal.
- 3).- Costo de cambiadores: 200 \$/ft<sup>2</sup> (instalado)
- 4).- Depreciación en 10 años

**NOTA: Los datos de Costo Equipo fueron proporcionados por un Bufete de construcción.**



TABLA # 5

	$t_2$ °F	170° (77°C)	177° (81°C)	180° (82°C)	186° (85°C)
CC-1	(ft <sup>2</sup> )	2865	4310	5550	11,800
CC-2	(ft <sup>2</sup> )	596	450	362	248
CC-3	(ft <sup>2</sup> )	62.5	45.25	38.3	23.3
necesario	(lb/hr)	216,000	137,000	118,500	43,200
or necesario	(lb/hr)	3,620	2,560	2,110	1,350
to de Equipo	(\$)	704,700	959,000	1,190,000	2,414,260
to Anual Agua	(\$)	93,400	59,200	51,200	18,600
to Anual Vapor	(\$)	142,000	100,500	82,600	53,000
ración	(\$)	306,000	256,000	<u>253,000</u>	313,000

1-2) Conclusiones: Como puede observarse en la tabla obtenida, el menor costo anual se obtuvo a  $t_2 = 180^\circ \text{ F}$  ( $82^\circ \text{ C}$ ) y representa la temperatura de salida en el cambiador CC-1 que equilibra económicamente el costo de operación y adquisición de los cambiadores para dar un mínimo costo anual.

Sumario de Resultados Obtenidos:

Area CC-1	5550 ft <sup>2</sup>
Area CC-2	362 ft <sup>2</sup>
Area CC-3	38.3 ft <sup>2</sup>

Costo de Adquisición: \$ 1.190,000.00 (de los tres cambiadores)

Costo Anual de Agua: \$ 51,200.00 (en CC-2)

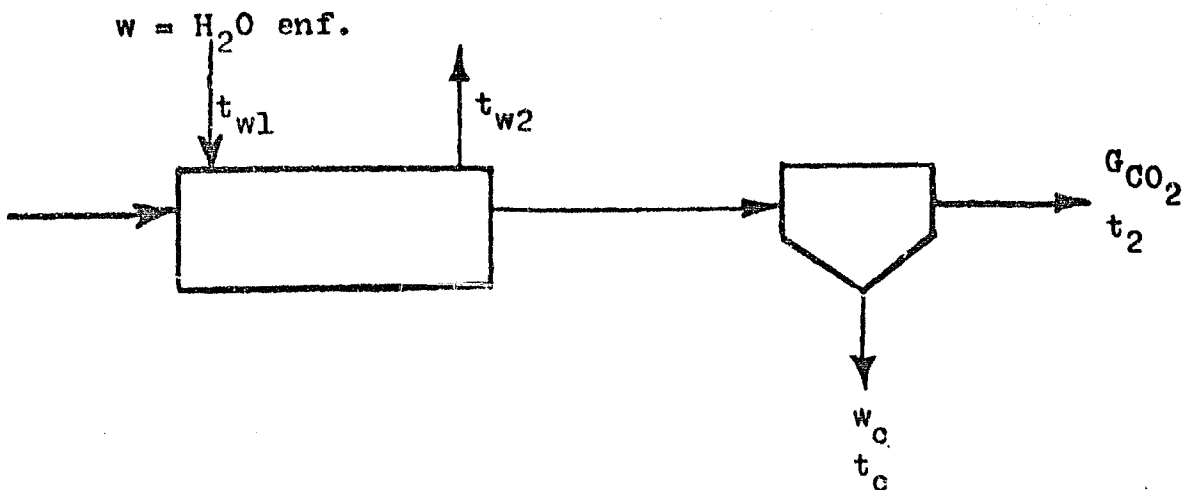
Costo Anual de Vapor: \$ 82,600.00 (en CC-3)

Costo Anual de Operación: \$ 253,000.00

## 2.- Cálculo del Condensador-Enfriador de Superficie:

El propósito de este equipo es separar el anhídrido carbónico de el vapor de agua que lo acompaña, para ésto la mezcla antes mencionada se hace pasar por un condensador en el que fluye agua a contracorriente que enfría los gases a la temperatura necesaria para la condensación de el vapor y enfriamiento del  $\text{CO}_2$ .

Nuestra variable de decisión es la temperatura de salida del agua de enfriamiento por lo que se realizan cálculos alternativos hasta encontrar la temperatura que equilibra el sistema económicamente (Tabla # 6).



2-1).- Condiciones:

$$G_1 = 20,100 \text{ lb/hr} = w_{\text{CO}_2} + w_v$$

$$w_v = 13,600 \text{ lb/hr} = w_c$$

$$w_{\text{CO}_2} = 6,500 \text{ lb/hr}$$

$$t_1 = 194^\circ \text{ F} = 90^\circ \text{ C}$$

$$t_{w1} = 68^\circ \text{ F} = 20^\circ \text{ C}$$

$$p_1 = 14.7 \text{ psia} = 1 \text{ atm.}$$

2-2).- En el mismo condensador enfriaremos el  $\text{CO}_2$  hasta ( $t_2 = t_c$ )  $80^\circ \text{ F}$ , y para la determinación del condensador más económico se harán cálculos alternativos variando la temperatura de salida del agua de refrigeración.

$$t_2 = t_c = 80^\circ \text{ F} = 26.7^\circ \text{ C}$$

2-3).- Calor que es necesario quitar para la condensación del vapor y el enfriamiento del  $\text{CO}_2$ :

$$-Q = w_v (H_g - H_1) + w_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} (194 - 80) + w_{\text{CO}_2} C_{p\text{CO}_2} (194 - 80)$$

Determinemos el  $C_{p\text{CO}_2}$  a la temperatu-

ra media ( $142^{\circ} \text{ F} = 61^{\circ} \text{ C}$ ) por el Perry  
pág. 3-127

$$C_{\text{PCO}_2} = 0.23 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$H_g = \text{entalpia del vapor} = 1150.4 \text{ Btu/lb}$$

$$H_l = \text{entalpia del líquido} = 180.07 \text{ Btu/lb}$$

$$H_g - H_l = 970.33 \text{ Btu/lb}$$

Sustituyendo en la ecuación anterior por  
sus valores:

$$-Q = (13,600)(970.33) + (13,600)(1)(114) + (6,500)(0.23)(114)$$

$$Q = -14,921,000 \text{ Btu/lb}$$

2-4).- Fijando  $t_{w2} = 110^{\circ}$  (agua enfriamiento)

$$Q = w C_p (t_{w2} - t_{w1})$$

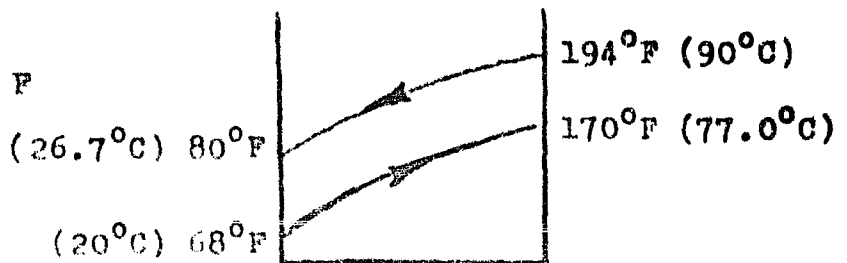
$$w = \frac{-14,921,000}{170 - 68} = 14,600 \text{ lb/hr}$$

Costo del agua: 0.00006 \$/lb

$$C_1 = (1.460)(6)(7200) = \$ 63,100.00$$

2-5).- Media Logarítmica de Temperaturas:

$$D = \frac{24 - 12}{2.3 \log \frac{24}{12}} = 19.9^{\circ} \text{ F}$$



2-6).- Area del Condensador-Enfriador de Superficie:

$$A = \frac{Q}{(U)(LMTD)}$$

$$A = \frac{14,921,000}{(500)(19.9)} = 1500 \text{ ft}^2$$

Costo del mismo: 200 \$/ft<sup>2</sup>

$$C_2 = (1500)(200) = \$ 360,000.00$$

2-7).- Depreciación a los 10 años sin valor de rescate:

$$D = \$ 30,000.00$$

2-8).- Costo de Operación Anual:

$$C_t = C_1 + D$$

$$C_t = \$ 93,100.00$$

2-9).- Para poder llegar a la elección definitiva de  $t_{w2} = 170^{\circ}$  F se hicieron los siguientes cálculos alternativos, usando los siguientes costos:

1).- Costo del Agua: 0.5 \$/1000 Gal.

2).- Costo de Cambiadores: 200 \$/ft<sup>2</sup> (instalado)

3).- Depreciación en 10 años

Características	$t_{w2}$ 160° F	$t_{w2}$ 170° F	$t_{w3}$ 180° F
w (lb/hr)	162,000	146,000	133,000
$C_{H_2O}$	70,000	63,100	57,500
LMTD	21.2	19.9	11.4
A (ft <sup>2</sup> )	1410	1500	2610
$C_H$ (\$)	282,000	300,000	522,000
Deprec. (\$)	28,200	30,000	52,200
$C_{op}$ (\$)	98,000	<u>93,000</u>	110,000



### 3).- Cálculo del Cambiador de Calor CO-5:

3-1).- El propósito de este cambiador de calor es enfriar los gases provenientes de la chimenea de una temperatura de  $90^{\circ}\text{C}$  a  $30^{\circ}\text{C}$  para así alimentarlos a la torre de absorción y mantener ésta isotérmica.

3-2).- Condiciones:

$$G_1 = 10,000 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$t_1 = 90^{\circ}\text{C} = 194^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$t_{w1} = 20^{\circ}\text{C} = 68^{\circ}\text{F}$$

$$t_{w2} = 38^{\circ}\text{C} = 100^{\circ}\text{F}$$

$$C_{pO_2} = 0.23 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$C_{pN_2} = 0.255 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$C_{pCO_2} = 0.23 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$C_p \text{ mezcla} = 0.25 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

3-3).- Calor que es necesario eliminar para el enfriamiento de los gases a  $30^{\circ}\text{C}$ .

$$-Q = w C_p (t_1 - t_2)$$

Sustituyendo por sus valores:

$$-Q = (48,750)(0.25)(194-86)$$

$$-Q = 1,316,000 \text{ Btu/hr}$$

3-4).- Cálculo del agua de enfriamiento necesaria:

$$Q = w C_{\text{PH}_2\text{O}} (t_{w2} - t_{w1})$$

$$w = \frac{1,316,000}{32} = 41,000 \text{ lb/hr}$$

Costo del Agua:

$$C_1 = (41,000 \text{ lb/hr})(0.00006 \text{ \$/lb})(7,200 \text{ hr/año})$$

$$C_1 = 17,700.00 \text{ \$/año}$$

3-5).- Media logarítmica de temperaturas:

$$\text{LMTD} = \frac{94 - 18}{2.3 \log \frac{94}{18}}$$

$$\text{LMTD} = 46^\circ \text{ F}$$



3-6).- Area del Cambiador de Calor:

$$Q = U A (\text{LMTD})$$

$$A = \frac{Q}{U (\text{LMTD})}$$

$$A = \frac{1,316,000}{(40)(45)} = 712.5 \text{ ft}^2$$

3-7).- Costo del Cambiador de Calor:

$$C_2 = (712.5 \text{ ft}^2)(200 \text{ \$/ft}^2) = 142,500$$

$$C_2 = \$ 142,500.00$$

3-8).- Depreciación a los 10 años sin valor de rescate:

$$D = \$ 14,250.00$$

3-9).- Costo de Operación Anual:

$$C_t = 17,700.00 + 14,250.00 = \$ 32,000.00$$

**3-10).- Conclusiones:**

Como puede observarse se operarán el condensador y el cambiador de calor CC-5 a las temperaturas de salida del agua de enfriamiento a  $170^{\circ}\text{F}$  y  $100^{\circ}\text{F}$  respectivamente, ya que son estas temperaturas las que equilibran el sistema económicamente para dar un mínimo costo anual.

## NOMENCLATURA

$q$  = Cantidad de calor Btu/hr

$C_p$  = Calor específico a presión constante  $\frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$

$U$  = Coeficiente de transferencia de calor  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr} - \text{ft}^2 - ^\circ\text{F}}$

$H_v$  = Entalpia del vapor  $\frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$

$t$  = Temperatura,  $^\circ\text{C}$ ,  $^\circ\text{F}$

IMTD = Media logarítmica de temperatura,  $^\circ\text{F}$ ,  $^\circ\text{C}$

$w_v$  = Gasto de vapor, lb/hr

$H_g$  = Entalpia del gas, Btu/lb

$H_l$  = Entalpia del líquido, Btu/lb

$A$  = Area,  $\text{ft}^2$

## VI.- FLUJO DE FLUIDOS

### 1).- Diseño Isométrico y Distribución del Sistema:

Este inciso está ilustrado en la Figura # 9.

### 2).- Cálculo de Tuberías y Bombas:

a).- Cálculo de Tuberías:

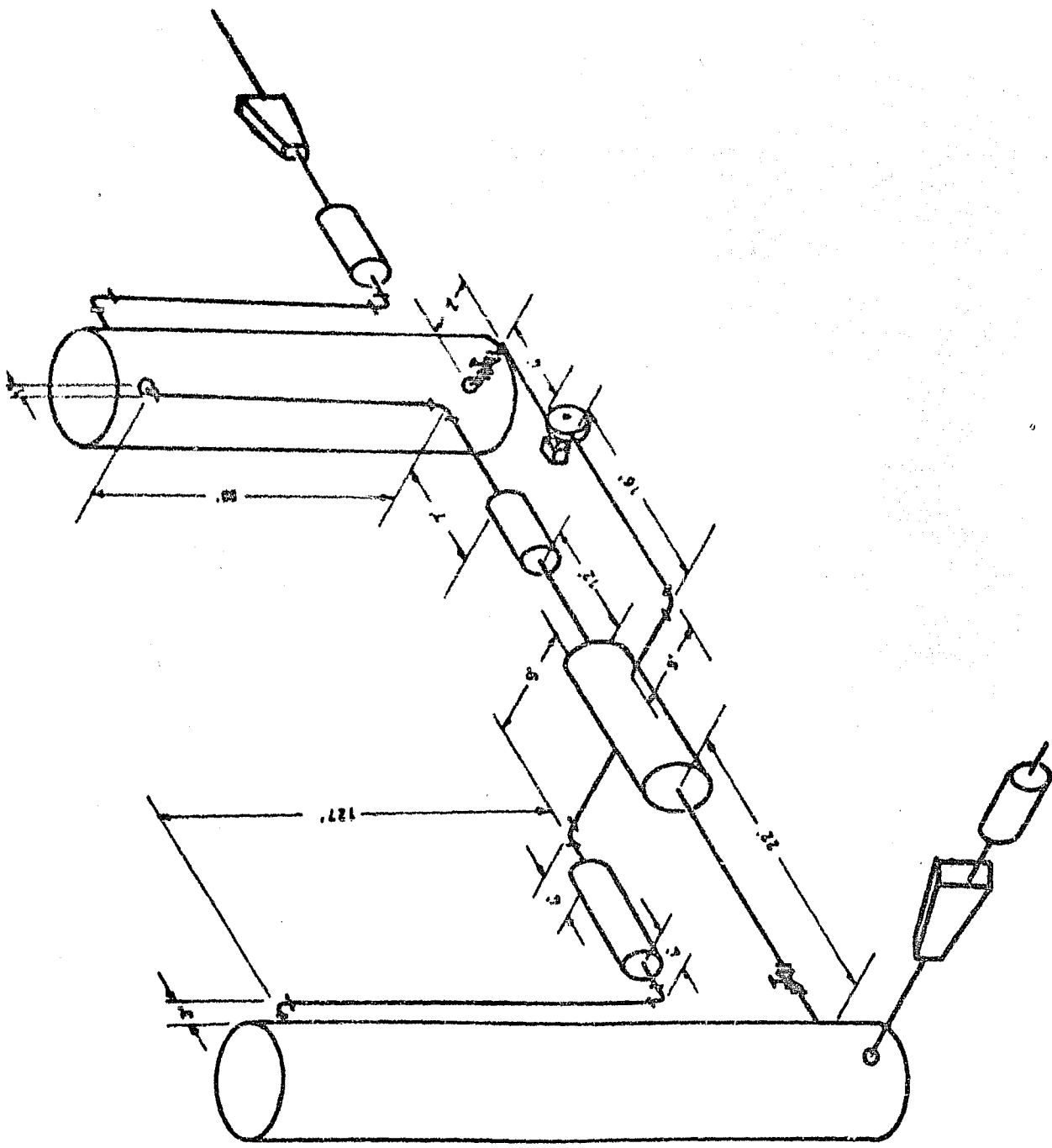
2-1).- Observando el Manual Crane pag. B-la encontramos que para un gasto de:

$$Q = 251 \text{ Gpm. (ver cálculo bomba)}$$

se disponen de diámetros de: 3", 3 1/2", 4", 5", 6" y 8". Por lo que se seleccionó:

---Tubería para torre de absorción - torre de desorción: En este tramo se decidió el uso de tubería de 3" de diámetro, en virtud de que además de ser más económica, contribuye a disminuir la presión del fluido que pasa de la torre de absorción (10.2 atm) a la torre de desorción (1 atm).

---Tubería torre de desorción - torre de absorción: Se decidió por balance económico, (ver cálculo de bombas), la de 3", ya que el aumento de caída de presión en esta tubería con respecto a la de 4", no justificó el aumento de precio para la misma.



**DIBUJO ISOMETRICO**

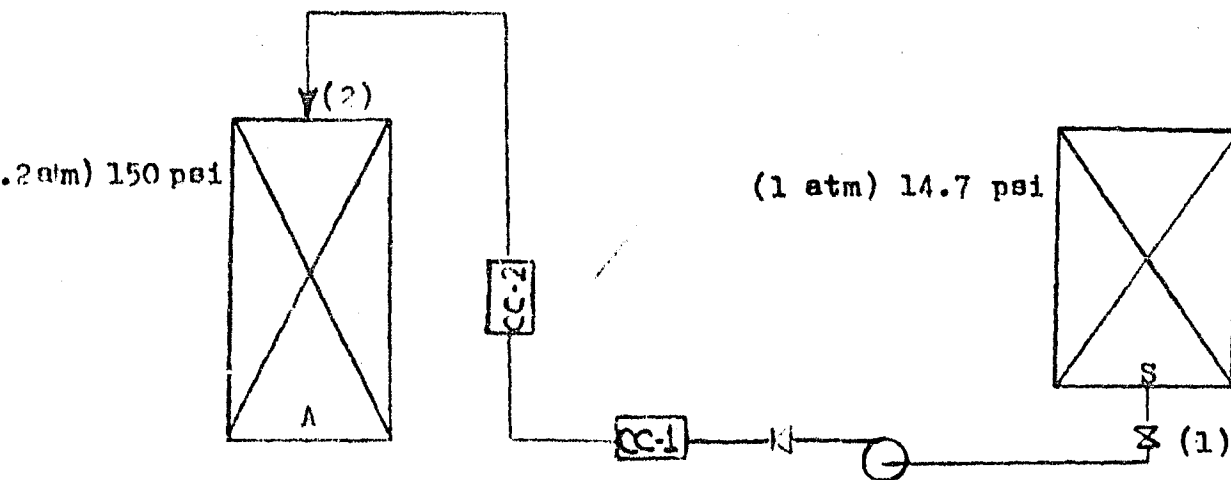
## 2-2).- Costos y Longitudes de Tuberías:

Las longitudes de tuberías se estimaron a partir del diagrama isométrico, distribuyendo el equipo de una manera apropiada. Los resultados fueron los siguientes:

Torre de Absorción = 180 ft  
 Torre de Desorción = 140 ft  
 Longitud total = 320 ft = 98 m. (3")

Costo Tubería Instalada:

$$C_{tu} = (725 \text{ \$/m})(98\text{m}) = 71,000.00$$



## b).- Cálculo de Bomba:

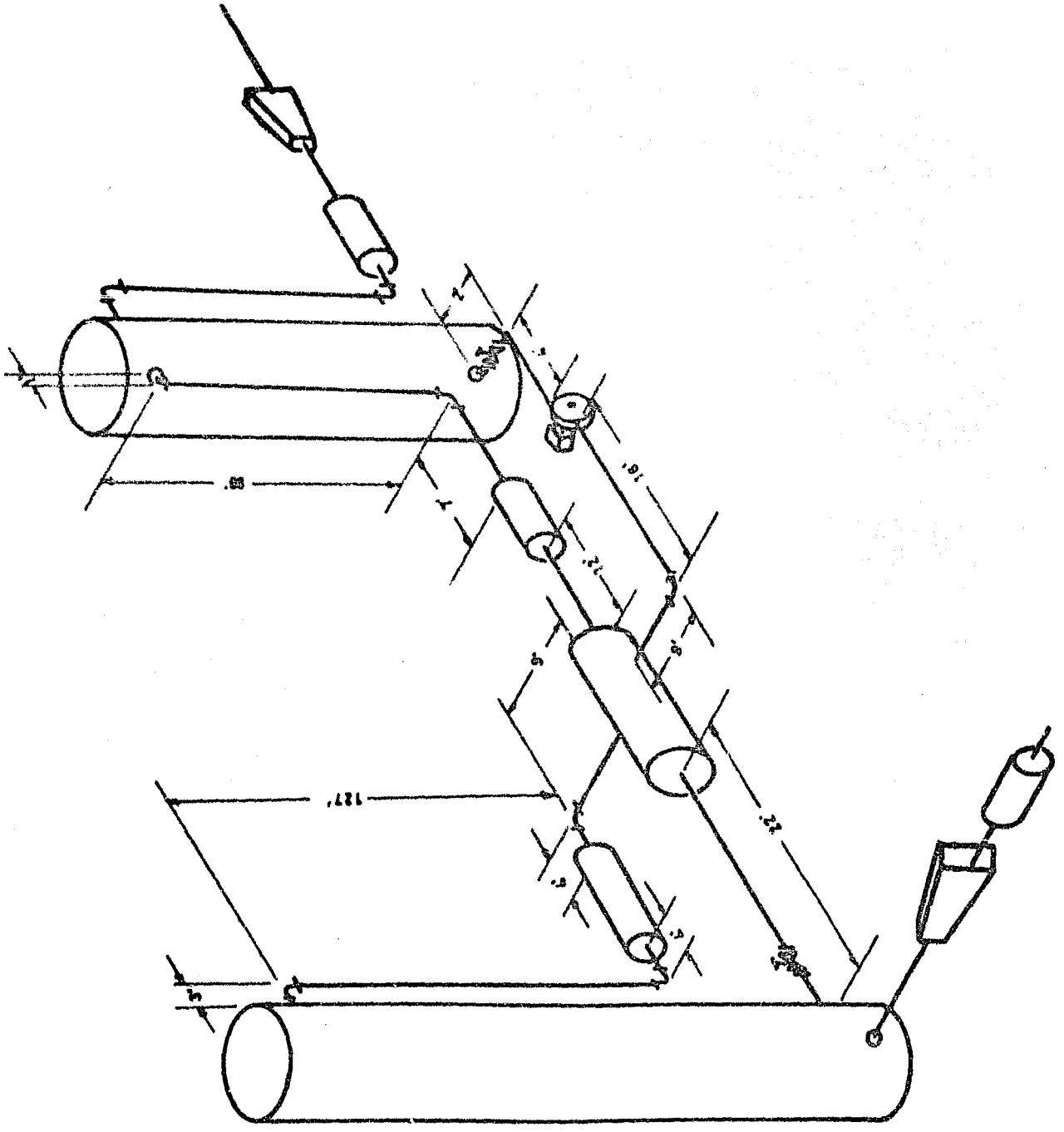
Datos:

Longitud Tramos Rectos: 180 ft

Caida de Presión Cambiadores: 20 psi (2)



DIBUJO ISOMETRICO



Cuatro Codos de  $90^\circ$

Una válvula de Compuerta

Una válvula Check

Viscosidad líquido: 3 cps.

Densidad líquido: 76 lb/ft<sup>3</sup>

2-3).- Caudal de líquido:

$$w = \frac{152.375}{3.600} = 42.5 \text{ lb/seg}$$

2-4).- Cálculo de las presiones en lb/ft<sup>2</sup>:

$$P_1 = (14.7)(144) = 2120 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_2 = (150)(144) = 21,600 \text{ lb/ft}^2$$

2-5).- Balance de Energía:

$$\frac{gz_1}{g_0} + P_1 v + W_{n1} = \frac{gz_2}{g_0} + P_2 v + \text{Fricciones} + dP_{\text{camb.}}$$

De donde:

$$W_{n1} = \frac{K}{d_1} (z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{d_1} + \text{Fricc.} + dP_{\text{camb.}}$$

$$g(z_2 - z_1)/g_0 = 127 \text{ ft } \overline{\text{lb}}/\text{lb}$$

$$(P_2 - P_1)/d_1 = 19,480/76 = 257 \text{ ft } \bar{\text{lb}}/\text{lb}$$

$$dP_{\text{comb.}} = (20 \text{ psi})(144 \text{ in}^2/\text{ft}^2)/76 \text{ lb}/\text{ft}^3 = 38 \bar{\text{lb}} \text{ ft}/\text{lb}$$

2-6).- Gasto en volumen:

$$Q = \left( \frac{42.5 \text{ lb/seg}}{76 \text{ lb}/\text{ft}^3} \right) (7.481 \text{ gal}/\text{ft}^3) (60 \text{ seg}/\text{min}) = 251 \text{ Gpm}$$

2-7).- Cálculo de las caídas de presión por  
Fricción:

Para ello se usó el manual del Instituto Hidráulico de los Estados Unidos.

a).- La caída de presión por conexiones y válvulas se determinó usando un factor K característico de cada conexión que está en función de la energía cinética

Conexión	K	número de conexiones	total
Codo 90°	0.25	4	1.0
Válvula Compuerta	0.22	1	0.22
Válvula Check	2.00	1	2.00
Contracción	0.50	1	0.50
Expansión	1.00	1	1.00

$$\text{Suma } nK = 4.72$$

La energía cinética a 251 Gpm en tubería de 3" es:

$$E_k = 2.0 \text{ lb ft/lb}$$

Pérdidas por conexiones y válvulas:

$$\text{Fricc.}_{\text{con.}} = (4.72)(2) = 9.44 \text{ lb ft/lb}$$

b).- La caída de presión en tramos rectos de tuberías se determinó en función del factor de fricción por cada 100 ft de tubería. Al no ser agua pura el líquido manejado, se obtuvo por gráfico el módulo de corrección en función del gasto en Gpm y de la viscosidad cinemática en centistokes.

$$n = \frac{\text{Viscosidad}}{\text{densidad}} = \left( \frac{3 \text{ cps}}{76 \text{ lb/ft}^3} \right) (60.2 \text{ lb/ft}^3 / \text{g/cm}^3)$$

$$n = 2.38 \text{ centistokes}$$

$$G = 251 \text{ gpm}$$

Con ello se obtuvo un factor de fricción de:

$$h_f = (2.31)(6.50) = 15 \text{ (por cada 100 ft)}$$

La longitud en tramos rectos es de 180 ft, o sea la caída por cada 100 ft será:

$$\text{Fricc. tramos rectos} = (15)(1.8) = 27 \text{ lb ft/lb}$$

La pérdida total por fricciones es:

$$\text{Fricc.}_{\text{total}} = 9.44 + 27.0 = 36.44 \text{ lb ft/lb}$$

2-8).- Sustituyendo en la ecuación de balance de energía:

$$W_{o1} = 127 + 257 + 30 + 36.44 = 450.44 \text{ lb ft/lb}$$

Para el tipo de bombas aquí usadas se considera una eficiencia del 70%:

$$W_{b \text{ bomba}} = \frac{450.44}{0.7} = 643 \text{ lb ft/lb}$$

La potencia de la bomba será:

$$P = \frac{(W_{ob})(w)}{550} = \frac{(643)(42.5)}{550}$$

$$P = 50 \text{ H.P.}$$

La bomba se coloca a una distancia vertical entre la parte superior del líquido a bombear y la succión de la bomba que permita al líquido ejercer una presión mayor a la presión de vapor del agua a 90°C para evitar así el fenómeno de cavitación, además de usar un tipo de bomba tal, que disminuya este efecto.

2-9).- Costo de Bomba:

$$C_b = (251 \text{ Gpm})(100 \text{ \$/Gpm}) = \$ 25,000.00$$

$$U_b = \$ 25,000.00$$

2-10).- Costo del Motor, por dato dado a 50 H.P.  
 cuesta:

$$C_m = \$ 27,000.00$$

2-11).- Costo de la electricidad consumida al año:

$$C_{el} = (50 \text{ H.P.})(0.746 \text{ Kw/H.P.})(7200 \text{ hr/año})(0.22 \text{ \$/Kw hr})$$

$$C_{el} = 59,000.00 \text{ \$/año}$$

2-12).-El costo de operación anual del equipo de bombeo torre de desorción-torre de absorción, incluyendo el costo de la tubería en ese tramo será:

Depreciación:	2,510 + 2,700 + 3,990 =	\$ 9,200.00
Electricidad consumida		= <u>59,000.00</u>
<b>Total.....</b>		<b>\$68,200.00</b>

2-13).-La tabla comparativa de resultados para la decisión del diámetro más conveniente económicamente, se da a continuación. Para la construcción de esta tabla se usaron los siguientes datos de costo:

1) Costo de electricidad: 0.22 \\$/Kw hr

2) Costo del equipo de bombeo: 100 \\$/Gpm.

3) Eficiencia de bombas: 70%

4) Precios de motores:

H.P.	Costo instalado
3	2,300.00
5	3,100.00
7 1/2	4,050.00
10	5,600.00
15	7,100.00
20	11,400.00
30	16,800.00
50	27,000.00
100	44,700.00

5) Precios de tuberías:

D (pulg.)	Costo (instalado) \$/m.
1	187.00
2	332.00
3	725.00
4	1,000.00

TABLA # 7

Característica	3" (Ø)	4" (Ø)
$h_f$ (Fricción)	15	7.3
(Su) nK (Fricción)	9.44	8.92
P (H. P.)	50	48
$C_{\text{bom.}}$ (\$)	25,100.00	25,100.00
$C_{\text{tub.}}$ (\$)	39,900.00	55,000.00
$C_{\text{mot.}}$ (\$)	27,000.00	27,000.00
$C_{\text{el.}}$ (\$)	59,000.00	59,000.00
$C_{\text{op.}}$ (\$)	<u>68,000.00</u>	70,000.00



2-14).- La tubería de la torre de absorción-torre de desorción, no requirió de la instalación de una bomba ya que la diferencia de presiones es lo suficientemente grande para que el líquido pase por sí solo de una torre a otra. Será necesario además, instalar una válvula de expansión que disminuya exactamente la presión hasta una atmósfera que es la presión de operación de la torre de desorción.

2-15)- Conclusiones:

Tubería de 3" y bomba de 50 H.P. en el segundo ramal.

3).- Cálculo de los Compresores:

3-1).- Turbo-Compresor para los gases de entrada:

a) Condiciones de Succión:

$$T = 86^{\circ}\text{F} (30^{\circ}\text{C})$$

$$P = 14.7 \text{ psia} (1 \text{ atm})$$

b) Masa de gases succionada:

$$w = \frac{48,750 \text{ lb/hr}}{3,600 \text{ seg/hr}} = 13.6 \text{ lb/seg}$$

c) Ecuación usada: (Perry 6-16, 4a Edic.)

$$\text{H.P.} = \frac{k}{k-1} \times \frac{w R T_1}{550} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right]$$

En donde:

$$k = 1.4 = C_p / C_v$$

$$R = 53.3 \text{ lb ft/lb } ^\circ\text{R} \quad (\text{Aire})$$

$$T_1 = 546 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$p_2 = 150 \text{ psia}$$

$$p_1 = 14.7 \text{ psia}$$

$$w = 13.6 \text{ lb/seg}$$

Sustituyendo:

$$\text{H.P.} = 2380 \text{ HP}$$

d) Se recomienda para compresión de aire por etapas (los gases son prácticamente aire)(1.4) Perry 6-21, 4a Edic.

En este sistema tenemos una relación de compresión de:

$$p_2 / p_1 = 10.2$$

Por lo que se necesitarán:

$$N_{et} = \frac{10.2}{1.4} = 8 \text{ etapas}$$

Para cada etapa se requerirá un motor igual:

$$\text{motor}_{etapa} = \frac{2380}{8} = 300 \text{ HP}$$

El motor de 2380 HP cuesta (instalado):

\$ 1.000,000.00

Y los ocho motores restantes de 300 HP cuestan (Instalados):

$$(8)(100,000) = \$ 800,000.00$$

Por lo que usamos un tubo-compresor de ocho etapas o bien, dos de cuatro etapas c/u (Perry).

Costo Compresor C1	\$ 1.250,000.00
Costo Motores	" <u>800,000.00</u>
Costo Total Sistema turbo-compresor.	\$ 2.050,000.00

3-2).- Compresor de CO<sub>2</sub>:

a) Volumen de gas que entra:

a 80°F y 14.7 psia (1 atm)

$$d\rho = \left(\frac{44}{359}\right)\left(\frac{422}{540}\right)\left(\frac{4.7}{14.7}\right) = 0.0358 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = (144)(44)(1/60)(1/0.0358) = 2950 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

b) Costo Compresor:

$$C_c = (2950 \text{ ft}^3/\text{min})(200 \text{ \$/ft}^3/\text{min})$$

$$C_c = \$ 590,000.00$$

c) Cálculo de la Potencia y Costo del Motor:

Condiciones de Succión:

$$T = 80^\circ\text{F} (26.7^\circ\text{C})$$

$$P = 14.7 \text{ psia} (1 \text{ atm})$$

Masa de gases succionada:

$$m = (144 \text{ lb mol/hr})(44 \text{ lb/lb mol})(1 \text{ hr}/3600 \text{ seg})$$

$$m = 1.76 \text{ lb/seg}$$

Usando la siguiente ecuación dada con antelación:

$$\text{H.P.} = \frac{k}{k-1} \times \frac{w R T_1}{550} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right]$$

En donde:

$$k = 1.288 = C_p/C_v$$

$$R = 35.2 \text{ lb ft/lb } ^\circ\text{R}$$

$$T_1 = 540^\circ \text{ R}$$

$$p_2 = 64.7 \text{ psia}$$

$$p_1 = 14.7 \text{ psia (1 atm)}$$

Sustituyendo:

$$H. P. = 232 \text{ HP}$$

Debido a que el  $\text{CO}_2$  es un gas muy compresible, se pueden obtener relaciones de compresión mucho más altas, que para gases más ligeros como el aire (véase compresor para gases de entrada), por ello este compresor de  $\text{CO}_2$  trabajará en una sola etapa.

Costo Compresor:	\$ 590,000.00
Costo Motor:	" 100,000.00
Costo Total Sistema	<hr/>
Compresor de $\text{CO}_2$	\$ 690,000.00

3-3).- Consumo de electricidad de ambos sistemas de compresión:

Turbo-Compresor de gases:

$$\text{Elec.} = (2400 \text{ HP})(0.746 \text{ Kw/HP})(7200 \text{ hr/año})(0.22 \text{ \$/Kw hr})$$

$$\text{Elec.} = \$ 2.840,000.00 \text{ anuales}$$

Compresor de  $\text{CO}_2$ :

$$\text{Elec.} = (300 \text{ HP})(0.746 \text{ Kw/HP})(7200 \text{ hr/año})(0.22 \text{ \$/Kw hr})$$

$$\text{Electricidad} = \$ 355,000.00$$

$$\text{Consumo Total Anual} = \$ 3.195,000.00$$

3-4).- Conclusiones:

La necesidad de usar compresores como los aquí calculados, no es más que una consecuencia del gran volumen de gases manejados en ambos compresores.

## N O M E N C I A T U R A

$w$  = Gasto del líquido, lb/seg

$P$  = Presión, lb/ft<sup>2</sup>

$z$  = Altura, ft

$v$  = Volúmen específico, ft<sup>3</sup>/lb

$dP$  = Caída de presión, lb ft/lb

$W_B$  = Potencia de la bomba, lb ft/lb

$Q$  = Gasto en volúmen, Gpm

$E_K$  = Energía cinética, lb ft/lb

$n$  = Viscosidad cinemática, centistokes

$C_b$  = Costo de la bomba, \$

$C_m$  = Costo de motor, \$

$C_{el}$  = Costo de electricidad, \$

$C_p$  = Calor específico a presión constante, Btu/lb °F

$C_v$  = Calor específico a volúmen constante, Btu/lb °F

$R$  = Constante de los gases,  $\bar{lb} \text{ ft/lb } ^\circ R$

$N_{ot}$  = Número de etapas

$d_g$  = Densidad del gas,  $\text{lb/ft}^3$

$m$  = Gasto en masa de gases,  $\text{lb/seg}$

$C_o$  = Costo del compresor,  $\$$

$T_1$  = Temperatura,  $^\circ R$



## VII- INVERSION INICIAL Y COSTOS ANUALES POR SERVICIOS

En el presente capítulo, se informará sobre el monto de la inversión inicial y el costo total de servicios anuales. (En las cifras de costo de equipo, está ya incluido el concepto de instalación del mismo).

1.- A continuación describiremos el procedimiento de cálculo del costo de los conceptos no incluidos anteriormente, correspondientes a la inversión inicial:

**Instrumentación.-** De acuerdo con la literatura, para este tipo de equipo se considera un 5% de la inversión para el renglón correspondiente a instrumentación.

**Pintura.-** Por concepto de pintura, se considera, usualmente, un 0.25% de la inversión.

**Aislamiento.-** El costo del aislamiento, para este tipo de equipo, es a razón de 30 \$/ft<sup>2</sup>, lo que nos da un desembolso, por este concepto, correspondiente a \$ 75,000.00.

### Inversión Inicial:

a) Estructura	\$ 342,000.00
b) Cimentación	85,000.00

c) Drenajes	\$ 42,700.00
d) Torre de Absorción	2.652,000.00
e) Torre de Desorción	1.309,000.00
f) Cambiador CC-1	1.110,000.00
g) Cambiador CC-2	72,400.00
h) Cambiador CC-3	7,660.00
i) Cambiador CC-5	142,500.00
j) Condensador-Enfriador CC-4	360,000.00
k) Compresor C1	1.250,000.00
l) Compresor C2	590,000.00
m) Bomba B	25,000.00
n) Motor para Compresor C1	800,000.00
o) Motor para Compresor C2	100,000.00
p) Motor para Bomba B	27,000.00
q) Tubería	71,000.00
r) Solución de Carbonato	41,000.00



s) Instrumentación	\$ 427,000.00
t) Pintura	21,400.00
u) Aislamiento	75,000.00
<b>Total Inversión Inicial</b>	<b>\$ 9.550,000.00</b>
<b>Depreciación</b>	<b>955,000.00</b>

2.- Gastos Anuales por Servicios:

a).- Agua:

Del Cambiador CC2	51,200.00
Del Condensador-Enfriador CC4	63,100.00
Del Cambiador CC5	<u>17,100.00</u>
Subtotal de H <sub>2</sub> O:	\$ 131,400.00

b).- Vapor:

Del Cambiador CC3	82,600.00
De la Torre de Desorción	<u>535,000.00</u>
Subtotal de Vapor:	\$ 617,600.00

c).- Electricidad:

Del Motor de la Bomba B	59,000.00
Del Motor del Compresor C1	2,840,000.00
Del Motor del Compresor C2	<u>355,000.00</u>
Subtotal de Electricidad:	\$ 3,254,000.00

d).- Mano de Obra: Para este renglón consideraremos tres turnos de dos obreros cada uno, pagando 31.6 \$/día, por lo que el subtotal de mano de obra asciende a;

\$ 68,400.00

e).- Supervisión: Por concepto de supervisión, consideraremos un supervisor por turno, con un sueldo de 62.50 \$/día, dándonos un subtotal de \$ 67,500.00

f).- Mantenimiento: En la literatura se ha encontrado que los gastos anuales por servicios de mantenimiento, se pueden estimar como un 4.0% sobre la inversión inicial en equipo, por lo que el subtotal por este concepto será de  
 ..... 382,000.00

total de Servicios:	\$ 4,521,000.00
Depreciación anual	955,000.00
	<hr/>

Costo Total Anual	\$ 5,476,000.00
-------------------	-----------------

Recuperación anual de CO <sub>2</sub> (lb/año)	46,800.00
---	-----------

Costo unitario \$/lb : 0.117

\$/kg : 0.257

### VIII.-CONCLUSIONES GENERALES

En el presente estudio se concluye que para la recuperación de anhídrido carbónico, primero por absorción con reacción química en una solución carbonatada y su recuperación por calentamiento usando el principio de desorción, para las condiciones mencionadas en un principio señaladas y tomando bases económicas en cada equipo para la decisión final, se decidió entre las alternativas de operación y equipo propuestas anteriormente, operar de la siguiente manera:

- 1°) Operar la torre de absorción a una presión constante 10.2 atm (150 psia)
- 2°) Mantener la torre de absorción isotérmica a 30°C
- 3°) Usar anillos Raschig de 1" como empaque en el absorbedor
- 4°) Usar como líquido absorbente una solución de carbonato de sodio al 25% en peso
- 5°) Usar placas de 3/4" de espesor en la construcción de la torre de absorción
- 6°) Operar la torre de desorción a la presión de 1 atm

- 7<sup>o</sup>) Operar con escape del tipo *Whinnig* de 10" en la torre de absorción.
- 8<sup>o</sup>) Usar placa de 1/16" de espesor en el condensador.
- 9<sup>o</sup>) Operar los cambiadores de calor y condensadores a las temperaturas indicadas en los capítulos correspondientes.
- 10<sup>o</sup>) Distribuir el equipo de la manera indicada en la Figura # 1.
- 11<sup>o</sup>) Usar tubería de 3" de diámetro en las líneas por las que fluye la solución carbonatada.
- 12<sup>o</sup>) Usar bomba de 50 H.P. en la tubería que alimenta la solución carbonatada de la torre de absorción a la torre de absorción.

De acuerdo a los costos anuales por concepto de servicios y depreciación determinados, y a la capacidad anual de recuperación de CO<sub>2</sub>, se deduce un costo por el logro de CO<sub>2</sub> a la salida del compresor C2 de \$ 0.257 según los cálculos adjuntos a las 1

Depreciación anual (2/año)	\$ 1,000.00
Costo servicios (\$/año)	\$ 2,000.00

Recuperación anual de  $\text{CO}_2$  (lb/año) 46.300,000

De donde el costo unitario (\$/kg) será: 0.257

En la consideración de que el precio de venta por kilogramo de  $\text{CO}_2$  l.a.b. en México, D.F. - on de \$1.67 (fuente: Líquid Carbonic de México S.A.) podemos concluir que el presente estudio puede ser de consideración para el establecimiento definitivo de un proyecto de éste tipo .



#### IX.-Bibliografía

- 1.- "Chemical Engineering Handbook". J.H. Perry  
(3a. y 4a. Ediciones)
- 2.- "Applied Process Design for Chemical &  
Petrochemical Plants", Ernest E. Ludwig  
(Volumen # 2)
- 3.- "Mass Transfer Operations", R.E. Treybal
- 4.- "Principles of Unit Operations", A.S. Foust
- 5.- "Process Heat Transfer", D.C. Kern
- 6.- "Problems on Thermodynamics", V.S. Faires
- 7.- "Flow of Fluids", Crane Co.
- 8.- "American Hydraulic Institute", Flow of  
Fluids
- 9.- "Centrifugal Pumps", I. Karassik