

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



DISEÑO DE UN SISTEMA DE SECADO DE CLORO

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA
BASILIO BERNABE BARRETO ROSALES
MEXICO, D. F. 1982



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.

I N D I C E

	Pág.
1. INTRODUCCION	1
1.1.- Objetivos.	2
1.2.- Descripción del proceso.	3
2. BASES GENERALES DE DISEÑO	5
2.1.- Capacidad.	6
2.2.- Condiciones de límites de batería.	6
2.3.- Balance general de materia y energía.	7
3. SELECCION Y DISEÑO DEL SISTEMA DE SECADO	18
3.1.- Consideraciones preliminares.	19
3.2.- Análisis de alternativas.	21
3.3.- Cálculo del número de etapas.	47
3.4.- Diagrama de flujo de proceso.	58
4. DISEÑO DE LAS TORRES DE ABSORCION	66
4.1.- Selección del empaque	67
4.2.- Cálculo de la altura de la sección empacada.	69

	Pág.
4.3.- Cálculo de la caída de presión (ΔP).	104
4.4.- Diseño mecánico de las torres.	109
5. DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO AUXILIAR	121
5.1.- Cambiadores de calor.	122
5.2.- Tanques y recipientes.	137
5.3.- Cálculo hidráulico del sistema.	143
6. DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION	153
6.1.- Dimensionamiento de líneas.	154
6.2.- Sistema de control.	157
6.3.- Elaboración del Diagrama de Tubería e Instrumentación.	162
7. CONCLUSIONES	169
8. BIBLIOGRAFIA	172
9. APENDICE	175

C A P I T U L O 1.

I N T R O D U C C I O N

1.1. OBJETIVOS.

2.2. DESCRIPCION DEL PROCESO.

1. INTRODUCCION.

1.1. Objetivos.

En la producción de cloro-sosa por medios electroquímicos, por lo general se obtiene una corriente gaseosa de cloro con un alto contenido de humedad. La humedad presente en el cloro gaseoso lo convierte en un producto químico altamente corrosivo; por tal motivo en los procesos de obtención, el cloro es sometido a un tratamiento para eliminarle la humedad tan pronto como se genera en las celdas electrolíticas.

El cloro libre de humedad prácticamente no es corrosivo para muchos materiales comunes de construcción como lo es el acero al carbón.

Uno de los objetivos del presente trabajo es seleccionar y diseñar un sistema de secado de cloro que utilice ácido sulfúrico como agente desecante.

Debido a la falta de datos técnicos para el diseño de un proceso de secado de cloro, por lo general la tecnología se compra a una firma extranjera que tenga amplia experiencia en plantas productoras de cloro-sosa. En vista de lo anterior surge un interés por contar con un método de cálculo confiable para dimensionar las torres de absorción, que es donde se lleva a cabo el secado del cloro, siendo la etapa de absorción la parte

más importante de este proceso.

Complementaremos el diseño del sistema de secado, dimensionando todos los equipos auxiliares como lo son, los cambiadores de calor, los tanques y recipientes, así como el sistema hidráulico que incluye el cálculo de las bombas requeridas y el dimensionamiento de líneas; terminando con la elaboración de un Diagrama de Tubería e Instrumentación, donde quedará resumida la información generada en todo el diseño.

Para poder ejemplificar el sistema de secado de cloro, dimensionaremos los equipos requeridos tomando como base una producción nominal de 28 ton/hr de cloro húmedo, y suponiendo que la planta de proceso se localizará en el puerto industrial de Coatzacoalcos, Ver.

1.2. Descripción del proceso.

El sistema de secado de cloro que diseñaremos en la presente Tesis es tan sólo una parte del proceso de obtención de cloro.

El cloro producido en las celdas electrolíticas sale saturado con vapor de agua a una temperatura de 185 a 200°F, y por lo tanto arrastra una gran cantidad de agua, la cual debe ser removida. El primer paso para eliminar el agua consiste en enfriar el gas, con el fin de condensar una parte grande del vapor. El enfriamiento puede efectuarse haciendo pasar el gas a través de

intercambiadores de calor de tubos y coraza. Los tubos de estos equipos generalmente se fabrican de titanio.

Después del enfriamiento, el gas debe ser secado hasta alcanzar 20 ppm ó menos de vapor de agua. El secado del gas se efectúa en varias torres de absorción en serie, poniendo el gas en contracorriente con ácido sulfúrico concentrado. El ácido sulfúrico físicamente absorbe el agua del cloro. El ácido tiene una gran afinidad por el agua, y por tal motivo es capaz de absorber el agua del cloro gaseoso hasta convertir se en una solución diluida de ácido. La razón por la que el ácido sulfúrico tiene afinidad por el agua, es porque el ácido tiene una presión parcial de vapor de agua mucho más baja que la del vapor de agua en el cloro gaseoso. A causa de esto, el vapor de agua se difundirá desde el cloro gaseoso hasta el ácido sulfúrico, hasta que el equilibrio se alcance en la presión de vapor del agua de las dos sustancias.

Muchas plantas productoras de cloro acostumbran usar torres empacadas para la operación de secado porque resultan más económicas. A veces se utiliza un arreglo en serie para las torres de absorción, con un sistema de recirculación de ácido en cada torre, obteniendo un ácido sulfúrico diluido de aproximadamente 50% de concentración en la última torre.

C A P I T U L O 2.

BASES GENERALES DE DISEÑO

2.1. CAPACIDAD.

2.2. CONDICIONES EN LIMITES DE BATERIA.

2.3 BALANCE GENERAL DE MATERIA Y ENERGIA.

2. BASES GENERALES DE DISEÑO.

2.1. Capacidad.

El diseño del sistema de secado de cloro será ejemplificado para una producción nominal de 28 ton/hr de cloro húmedo, proveniente de un proceso de descomposición electrolítica de salmuera saturada.

2.2 Condiciones en límites de batería.

La corriente de cloro que se obtiene del proceso electrolítico, se enfría aproximadamente a 11°C antes de entrar al sistema de secado. Las características de la corriente de cloro en los límites de batería son:

Temperatura:	11°C
Presión:	0.98 Kg/cm ² A
Peso molecular promedio:	69.16 Kg/Kg mol
Densidad a las condiciones:	2.81 Kg/m ³
Viscosidad:	0.0136 cps

Composición de la corriente (% en peso)

Cl ₂ :	98.313
O ₂ :	0.941
CO ₂ :	0.320
H ₂ :	0.006
N ₂ :	0.076
H ₂ O :	<u>0.345</u>
TOTAL	100.00 %

Las condiciones finales del proceso de secado se fijan en base a las necesidades de las siguientes etapas de procesamiento del cloro, y también en base a un criterio de protección contra la corrosión, porque como se sabe el cloro húmedo es altamente corrosivo. En base a lo anterior es necesario eliminar la humedad hasta un nivel de 20 ppm, ya que a esta concentración de humedad el cloro prácticamente ya no es corrosivo para muchos materiales (1).

Con respecto al ácido sulfúrico, éste se suministra a una concentración del 98%.

2.3 Balance general de materia y energía

2.3.1. Balance de materia.

Con el fin de tener en cuenta una perspectiva del proceso total, es conveniente calcular el balance de materia de todo el sistema. Este balance se representa por los siguientes términos:

<u>Entran</u>	<u>Salen</u>
1) Cloro seco	1) Cloro seco
H ₂ O en el cloro	Gases inertes en el
Gases inertes en el cloro	cloro (O ₂ , CO ₂ , H ₂ ,
(O ₂ , CO ₂ , H ₂ , N ₂)	N ₂)
2) H ₂ SO ₄	2) H ₂ SO ₄
H ₂ O en el H ₂ SO ₄	H ₂ O en el H ₂ SO ₄

De acuerdo a las condiciones en los límites de batería mencionadas anteriormente, procederemos a calcular el balance de materia total.

A) Corriente de cloro que entra (G_1)

Base: 28 000 Kg/hr de Cl_2

Peso de Cl_2 :	28 000	Kg/hr =	394.84	Kg mol/hr
Peso de O_2 :	268	Kg/hr =	8.38	Kg mol/hr
Peso de CO_2 :	91.1	Kg/hr =	2.07	Kg mol/hr
Peso de H_2 :	1.7	Kg/hr =	0.85	Kg mol/hr
Peso de N_2 :	21.6	Kg/hr =	0.77	Kg mol/hr
Peso de H_2O :	<u>98.3</u>	Kg/hr =	<u>5.46</u>	Kg mol/hr

Peso total

de G_1 28 480.7 Kg/hr = 412.37 Kg mol/hr .

B) Corriente de cloro que sale (G_2)

En virtud de que solamente el H_2O se absorbe en el H_2SO_4 , las cantidades másicas del resto de los componentes serán las mismas que la corriente G_1 que entra, por lo tanto:

Peso de Cl_2 :	28 000	Kg/hr	=	394.84	Kg mol/hr
Peso de O_2 :	268	"	=	8.38	" "
Peso de CO_2 :	91.1	"	=	2.07	" "
Peso de H_2 :	1.7	"	=	0.85	" "
Peso de N_2 :	21.6	"	=	0.77	" "
Peso de H_2O :	<u>< 1</u>	"	=	<u>-</u>	

Peso total

de G_2 = 28 382.4 Kg/hr = 406.91 Kg mol/hr

c) Corrientes de H_2SO_4 que entra (L_1) y que sale (L_2).

La concentración de ácido sulfúrico disponible para la absorción es de 98%. La concentración final de 49% se fijó en base a las limitaciones de equilibrio como se explicará mas adelante.

Para calcular las dos corrientes, L_1 y L_2 es necesario realizar un balance total y un balance parcial de H_2O en el siguiente bloque representativo del sistema.

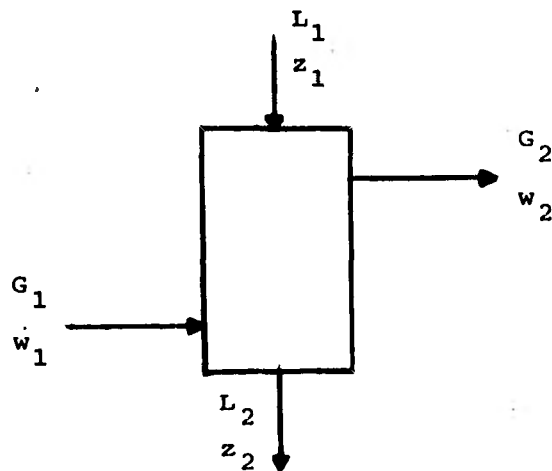


Fig. 2.1.

Donde:

$G_1 = 28\ 480.7$ Kg/hr (corriente total de cloro húmedo).

$L_1 =$ Cantidad de H_2SO_4 al 98% que entra.

$G_2 = 28\ 382.4$ Kg/hr (corriente total de cloro que sale).

$L_2 =$ Cantidad de H_2SO_4 al 49% que sale.

$w_1 = 0.00345$ fracción másica del H_2O en la corriente gaseosa G_1 .

$w_2 = 0$ fracción másica del H_2O en la corriente gaseosa G_2 .

$z_1 = 0.02$ fracción másica del H_2O en la corriente líq L_1 .

$z_2 = 0.51$ fracción másica del H_2O en la corriente líq L_2 .

Haciendo un balance total:

$$G_1 + L_1 = G_2 + L_2 \quad (2.1)$$

Balance de H_2O :

$$G_1 w_1 + L_1 z_1 = G_2 w_2 + L_2 z_2$$

como $w_2 = 0$

$$G_1 w_1 + L_1 z_1 = L_2 z_2 \quad (2.2)$$

despejando L_2 de (2.1)

$$L_2 = G_1 + L_1 - G_2 \quad (2.3)$$

sustituyendo en (2.2)

$$G_1 w_1 + L_1 z_1 = (G_1 + L_1 - G_2) z_2 \quad . . . (2.4)$$

sustituyendo valores en (2.4) y despejando L_1 obtenemos:

$$L_1 = 98.21 \text{ Kg/hr de } H_2SO_4 \text{ al } 98\%$$

$$L_1 z_1 = 1.96 \text{ Kg/hr de } H_2O$$

$$L_1 (1 - z_1) = 96.25 \text{ kg/hr de } H_2SO_4 \text{ (100\%)}$$

De la ecuación (2.3)

$$L_2 = G_1 + L_1 - G_2$$

$$L_2 = 196.51 \text{ Kg/hr de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 49\%}$$

$$L_2 z_2 = 100.26 \text{ Kg/hr de H}_2\text{O}$$

$$L_2(1-z_2) = 96.25 \text{ Kg/hr de H}_2\text{SO}_4 \text{ (100\%)}$$

El balance de materia anterior se encuentra resumido en la fig. 2.2. y en la Tabla 2.1.

Número de corriente y descrip.	1 Cloro húmedo entrada		2 Cloro seco salida		3 H ₂ SO ₄ conc. entrada		4 H ₂ SO ₄ Dil. salida	
	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr
Cl ₂	28 000.	394.84	28 000.	394.84				
O ₂	268.	8.38	268.	8.38				
CO ₂	91.1	2.07	91.1	2.07				
H ₂	1.7	0.85	1.7	0.85				
N ₂	21.6	0.77	21.6	0.77				
H ₂ O (v)	98.3	5.46	< 1					
H ₂ O (l)					1.96		100.26	
H ₂ SO ₄ 100%					96.25		96.25	
Flujo total	28 480.7	412.37	28 382.4	406.91	98.21		196.51	

Tabla 2.1.

Observaciones: (V) = vapor
(l) = líquido

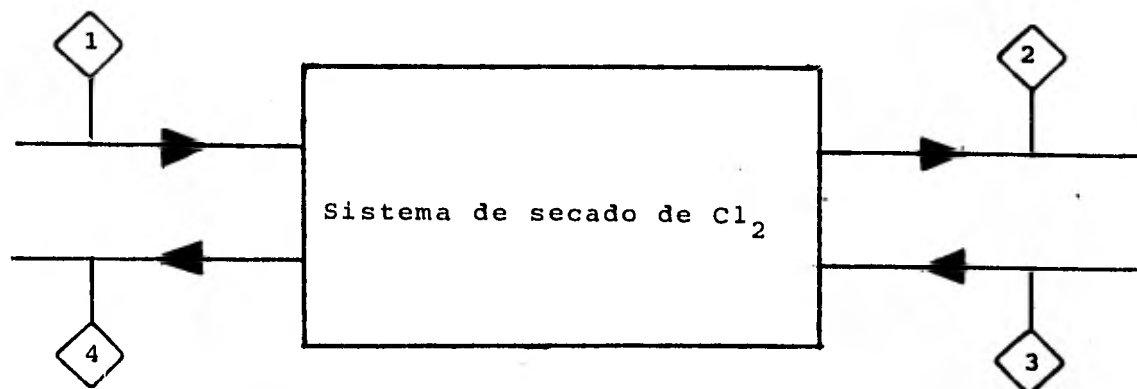


Fig. 2.2. Balance de materia
(Ver Tabla 2.1.)

2.3.2. Balance de energía.

La fuente de energía en el sistema comprende el calor desarrollado al diluirse el ácido sulfúrico.

El efecto calorífico neto por las variaciones de concentración en el proceso de absorción puede calcularse:

1.- A partir de los datos del calor integral de disolución, que se define como la variación de entalpia del sistema cuando una mol de soluto se disuelve en n moles de disolvente a una temperatura constante de 25°C y 1 atm. El valor

numérico del calor integral de disolución depende del valor de n . En la siguiente gráfica (fig. 2.3) aparecen los valores del calor de disolución para el H_2SO_4 (2).

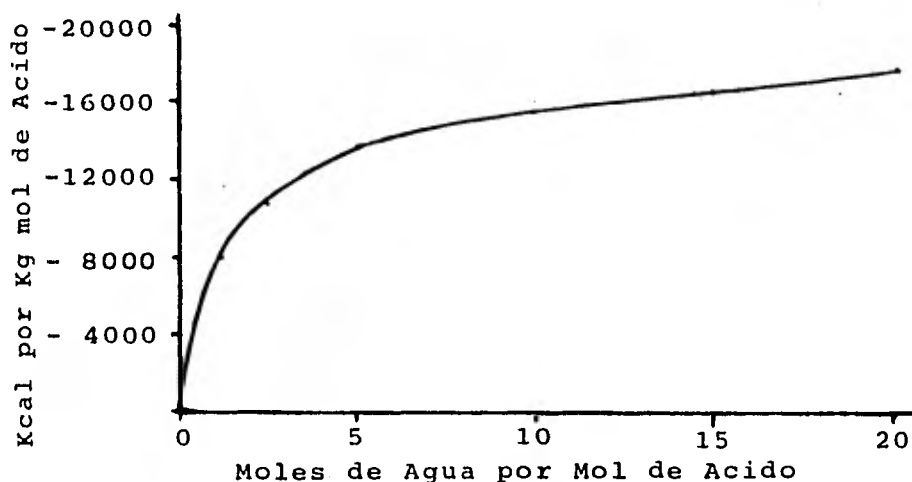


Fig. 2.3

2.- Otra forma de calcular el efecto calorífico es utilizando los diagramas de entalpia-concentración para disoluciones binarias. En tales diagramas se representa la entalpia por unidad de peso de disolución contra la concentración para una serie de líneas de temperatura y presión constantes. El diagrama relativo al sistema Acido Sulfúrico-Agua, se muestra en la fig. A.1. del Apéndice.

Para efectuar el balance de energía global utilizaremos este último método.

En base a la fig. 2.1 haremos un bloque representativo del sistema para realizar el balance.

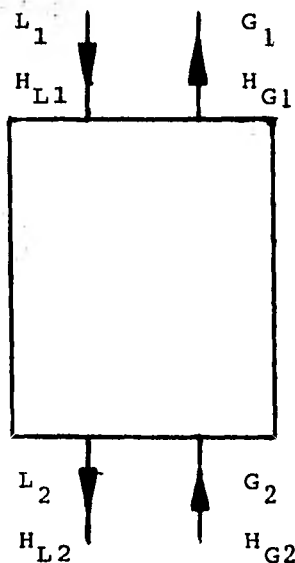


Fig. 2.4.

Donde:

H = Entalpia de las corrientes en BTU/lb.

El calor generado durante la operación en BTU/hr es:

$$Q = H_{G2} G_2 + H_{L1} L_1 - (H_{G1} G_1 + H_{L2} L_2) \dots (2.5)$$

utilizando los datos de la fig. 2.2. tenemos:

$$\% \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ en } L_1 = 98\%$$

$$T_1 = 35^\circ\text{C} \quad (95^\circ\text{F})$$

la entalpia H_{L1} se lee de la fig. A.1. del Apéndice, conociendo el % de H_2SO_4 y la temperatura, entonces:

$$H_{L1} = 9.3 \text{ BTU/lb}$$

$$L_1 = 216.45 \text{ lb/hr}$$

$$H_{L1} L_1 = 2013 \text{ BTU/hr} \dots\dots (2.6.)$$

de la fig. 2.2. tenemos que

$$\% H_2SO_4 \text{ en } L_2 = 49\%$$

la temperatura T_2 en L_2 será aproximadamente de $13^\circ C$ ($55.4^\circ F$) porque como se demostrará más adelante es la temperatura óptima de absorción.

De la fig. A.1, $H_{L2} = -111.6 \text{ BTU/lb}$

$$L_2 = 433.1 \text{ lb/hr}$$

$$H_{L2} L_2 = -48\,334 \text{ BTU/hr} \dots\dots (2.7.)$$

Para que exista congruencia en el balance total, calcularemos la entalpia H_{G1} y H_{G2} utilizando las mismas condiciones de referencia que se usaron en la construcción del diagrama de entalpia-concentración para el sistema $H_2SO_4 - H_2O$, las cuales son $T_0 = 0^\circ C$ y $P_0 = 1 \text{ atm}$.

$$H_{G2} = \bar{C}_p (T_2 - T_0)$$

de las bases generales de diseño tenemos que:

$$T_2 = 11^\circ C (51.8^\circ F) \text{ por lo tanto:}$$

$$\bar{T} = (T_1 + T_0)/2 = 41.9^\circ F$$

se considera el \bar{C}_p de la mezcla gaseosa ω_2 igual al C_p del cloro a las mismas condiciones, por lo tanto a $T = 41.9^\circ\text{F}$

$$\bar{C}_p = .115 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$H_{G2} = 2.28 \text{ BTU/lb}$$

$$G_2 = 62\,771.5 \text{ lb/hr}$$

$$H_{G2} G_2 = 143\,119 \text{ BTU/hr} \dots\dots\dots(2.8.)$$

$$H_{G1} = \bar{C}_p (T_1 - T_0), T_1 = 13^\circ\text{C} (55.4^\circ\text{F})$$

$$\bar{T}_1 = 43.7^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p = .117 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$H_{G1} = 2.74 \text{ BTU/lb}$$

$$G_1 = 62\,554.8 \text{ lb/hr}$$

$$H_{G1} G_1 = 171\,400.2 \text{ BTU/hr} \dots\dots\dots(2.9.)$$

sustituyendo (2.6.), (2.7.), (2.8.) y (2.9.)

en (2.5.)

$$Q = 22\,065.8 \text{ BTU/hr}$$

Este valor de Q nos representa en una forma global la carga calorífica que de alguna manera hay que eliminar del sistema para mantener las condiciones óptimas de temperatura para llevar a cabo la absorción.

REFERENCIAS DEL CAPITULO 2.

1. Perry, John. Manual del Ingeniero Químico.
3a. ed., p. 2300-2303.

2. Hougen y Watson. Principios de los Procesos Químicos. Vol. I p. 334.

C A P I T U L O 3.

SELECCION Y DISEÑO DEL SISTEMA DE SECADO

- 3.1. CONSIDERACIONES PRELIMINARES.
- 3.2. ANALISIS DE ALTERNATIVAS.
- 3.3. CALCULO DEL NUMERO DE ETAPAS.
- 3.4. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

3. SELECCION Y DISEÑO DEL SISTEMA DE SECADO.

3.1. Consideraciones preliminares.

Antes de efectuar el diseño de las torres analizaremos las limitaciones que se presentan en la absorción de un gas en un líquido.

La solubilidad de cualquier gas es influenciada por la temperatura de una manera descrita por la ley de Van't Hoff del equilibrio móvil. También se ha comprobado que en la mayoría de los casos la solubilidad de un gas decrece al aumentar la temperatura.

En vista de lo anterior, para seleccionar la temperatura de operación debemos tomar en cuenta los siguientes factores:

- 1.- La temperatura de operación debe ser lo más baja posible ya que al disminuir la temperatura, la presión de vapor del agua también disminuye, existiendo un mayor gradiente de concentraciones que implicará operar con un equipo de transferencia de menores dimensiones.
- 2.- Al disminuir la temperatura del H_2SO_4 existe el riesgo de llegar al punto de congelación, como se puede observar en la curva del punto de congelación para el H_2SO_4 (ver la fig. 3.1.), por tal motivo hay que tener cuidado al seleccionar la temperatura de operación.

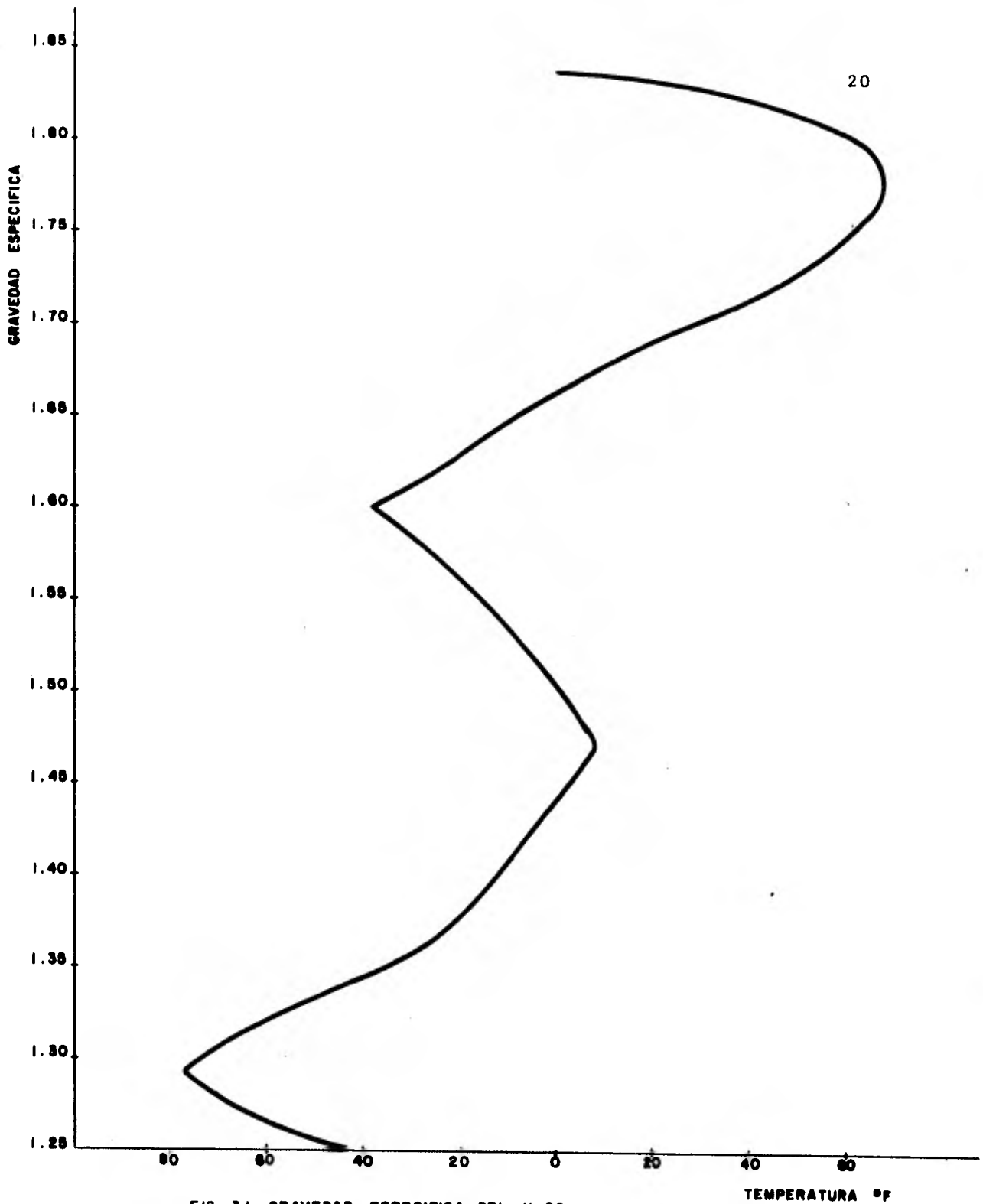


FIG. 3.1 GRAVEDAD ESPECIFICA DEL H₂O.
V.S. PUNTO DE CONSELACION.

TEMPERATURA °F

3.2. Análisis de alternativas.

Para llevar a cabo la absorción tenemos varias alternativas las cuales analizaremos con detalle para seleccionar la mas viable.

La primera opción es efectuar la absorción en la forma más simple, que sería en una sola etapa, es decir, poner en contacto la corriente de cloro en contracorriente con una corriente líquida de H_2SO_4 (ver la fig. 3.2.). Una de las desventajas de este arreglo sería la dificultad de eliminar el calor generado al diluirse el H_2SO_4 . Para eliminar este problema efectuaríamos la misma operación pero en n-etapas, de tal manera que pudiéramos intercambiar calor entre las etapas (ver la fig. 3.3.), pero lógicamente la suma de las alturas empacadas de las n torres sería igual a la altura del arreglo de una sola etapa (fig. 3.2.)

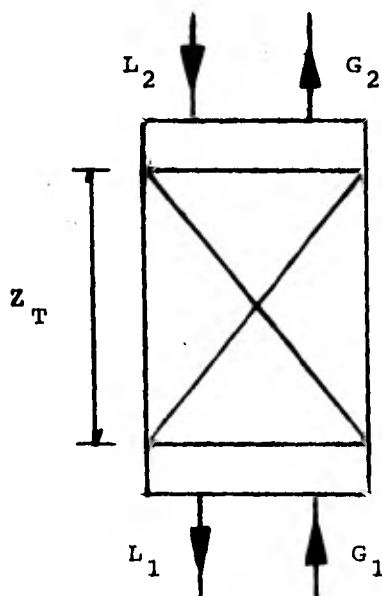
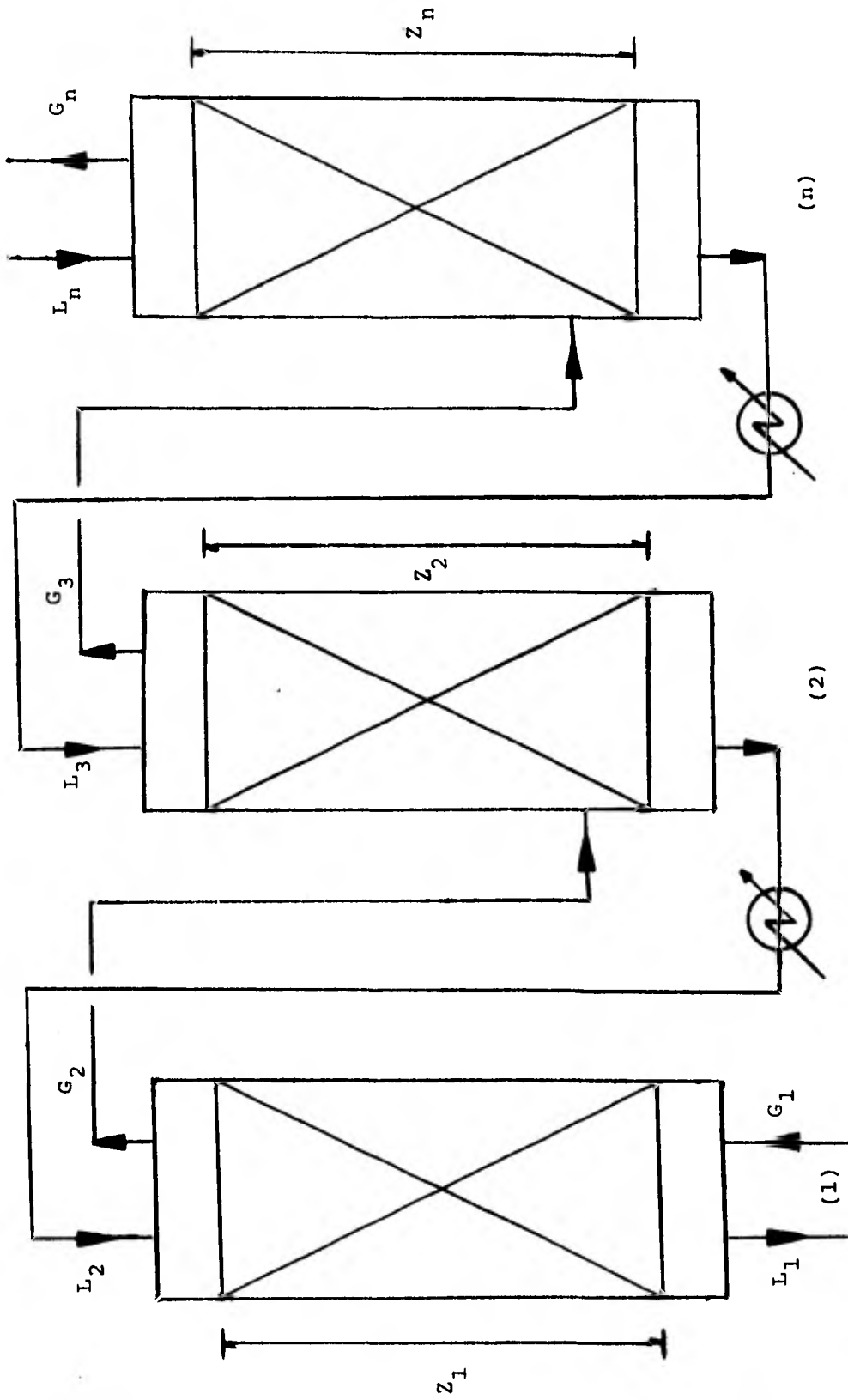


Fig. 3.2.



$$z_1 + z_2 + \dots + z_n = z_T$$

Fig. 3.3.

Para poder evaluar la funcionalidad del arreglo mostrado en la fig. 3.2. y 3.3., calcularemos la altura de la sección empacada $Z_T = N_{TG} H_{TG}$, tomando como base las condiciones en los límites de batería y el balance de materia del capítulo 2.

De acuerdo a la fig. 3.1. la temperatura de operación será de 13°C. Primero calcularemos las condiciones terminales del sistema.

Para las corrientes gaseosas:

$$G_1 = 909.3 \text{ lb mol/hr}$$

$$Y_1 = 0.0132 \text{ lb mol H}_2\text{O/lb mol totales}$$

$$Y_1 = 0.0134 \text{ lb mol H}_2\text{O/lb mol Cl}_2$$

$$G_S = 870.62 \text{ lb mol Cl}_2/\text{hr}$$

$$G_2 = 897.2 \text{ lb mol/hr}$$

$$Y_2 = 7.782 \times 10^{-5} \quad Y_2 \approx Y_2$$

para la corriente líquida, se dispone de H_2SO_4 al 98%

$$x_2 = (2/18) / (2/18 + 98/98) = 0.1 \text{ lb mol H}_2\text{O/lb mol tot.}$$

$$x_2 = .111 \text{ lb mol H}_2\text{O/ lb mol H}_2\text{SO}_4$$

Según las bases generales de diseño la concentración final mínima de H_2SO_4 debe ser 49%, pero si utilizamos esta concentración final, entonces quedaría fijada la cantidad de flujo de H_2SO_4 y a la vez la relación líquido-gas, que tal vez no fuera válida debido a los límites de equilibrio, por tal motivo la concentra

ción final que usaremos para el diseño, la calcularemos en base al criterio de operar el sistema con una relación líquido-gas de 1.5, y además ese valor será preliminar.

Las condiciones terminales las podemos resumir en la fig. 3.4.

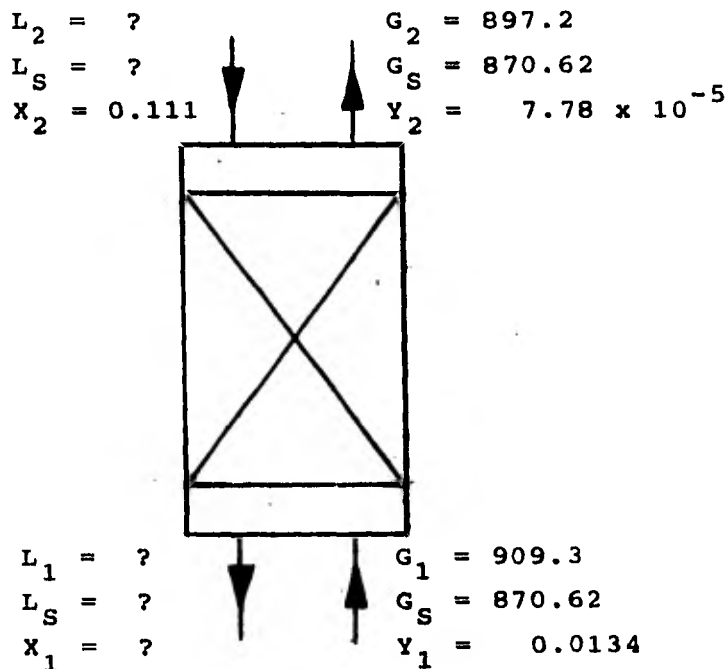


Fig. 3.4.

Para calcular la mínima relación líq.-gas, necesitamos construir en una gráfica la curva de equilibrio y la curva de operación del sistema $H_2SO_4 - H_2O - Cl_2$.

De la tabla A.1 del Apéndice obtenemos los valores de las constantes A y B de la ecuación de Antoine a diferentes concentraciones de H_2SO_4 , para calcular la presión de vapor total a la temperatura de diseño,

utilizaremos la siguiente ecuación:

$$\text{Log } P = A - B/T$$

$$P = 10^{(A-B/T)}$$

Donde: $T_{op} = 13 + 273 = 286^{\circ}\text{K}$

los valores de la presión de vapor a diferentes concentraciones de H_2SO_4 se encuentran resumidos en la tabla 3.1.

% H_2SO_4	A	B	P _{vap.} mm Hg
95	9.790	3 888	1.57×10^{-4}
90	9.255	3 390	2.52×10^{-3}
85	9.239	3 175	1.37×10^{-2}
80	9.293	3 040	4.61×10^{-2}
75	9.034	2 810	0.1617
70	9.032	2 688	0.43
65	8.853	2 533	0.9916
60	8.841	2 458	1.764
55	8.827	2 400	2.725
50	8.832	2 357	3.897
45	8.809	2 322	4.899
40	8.844	2 299	6.39
35	8.873	2 286	7.586
30	8.864	2 271	8.384
20	8.922	2 268	9.816
10	8.925	2 259	10.627

Tabla 3.1.

La presión de vapor (P_{vap}) de la tabla anterior rigurosamente es la suma de la P_{vap} del H_2O más la P_{vap} del H_2SO_4 , pero a la temperatura de diseño (13°C) la P_{vap} del H_2SO_4 prácticamente es cero, por lo tanto P_{vap} total aproximadamente es igual a P_{vap} del H_2O .

Como la línea de operación es recta solamente cuando se grafica en términos de unidades de relación mol, por lo tanto los datos de la tabla anterior los convertiremos a relación mol (X, Y). Ver tabla 3.2.

% H_2O	$x = \frac{n \text{ H}_2\text{O}}{n \text{ tot.}}$	$P_{\text{vap}} \text{ H}_2\text{O}$	$y = \frac{P_{\text{vap}}}{760}$	$X = \frac{x}{1-x}$	$Y = \frac{y}{1-y}$
5	0.2227	0.000157	2.066×10^{-7}	0.2865	2.066×10^{-7}
15	0.490	0.0137	1.803×10^{-5}	0.961	1.803×10^{-5}
25	0.6447	0.1617	2.128×10^{-4}	1.815	2.128×10^{-4}
35	0.7457	0.9916	1.305×10^{-3}	2.932	1.306×10^{-3}
45	0.817	2.725	3.585×10^{-3}	4.46	3.598×10^{-3}
55	0.8694	4.899	6.446×10^{-3}	6.66	6.488×10^{-3}
65	0.910	7.586	9.982×10^{-3}	10.111	1.008×10^{-2}
80	0.956	9.816	1.292×10^{-2}	21.727	1.309×10^{-2}
90	0.98	10.627	1.398×10^{-2}	49.0	1.418×10^{-2}

Tabla 3.2.

Con los valores anteriores X y Y construimos la curva de equilibrio (ver la fig. 3.5.), la pendiente de la curva de operación A-B nos indica la mínima relación líq.-gas. De la gráfica anterior tenemos que:

$$\frac{L_S}{G_S} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.0134 - 7.78 \times 10^{-5}}{12.9 - 0.111} = 1.04 \times 10^{-3}$$

$$L_S \text{ mín.} = G_S \times 1.04 \times 10^{-3} = 870.62 \times 1.04 \times 10^{-3}$$

$$L_S \text{ mín.} = 0.905 \text{ lb mol/hr de H}_2\text{SO}_4 \text{ (100\%)}$$

considerando que $L_S \text{ op.} = 1.5 L_S \text{ mín.}$

$$L_S \text{ op.} = 1.5 \times 0.905 = 1.3575$$

$$\frac{L_S \text{ op.}}{G_S} = \frac{1.3575}{870.62} = 1.56 \times 10^{-3}$$

$$1.56 \times 10^{-3} = \frac{0.0134 - 7.78 \times 10^{-5}}{X_1 - 0.111}$$

donde: $X_1 = 8.63$

con este valor de X_1 construimos la línea de operación A-C

$$L_S = \frac{L}{1 + X}$$

$$L_1 = L_S \text{ op.} (1 + X_1) = 1.3575 (1 + 8.63)$$

$$L_1 = 13.072 \text{ lb mol/hr de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 38.7 \%}$$

$$L_2 = L_S \text{ op.} (1 + X_2) = 1.3575 (1 + 0.111)$$

$$L_2 = 1.508 \text{ lb mol/hr de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 98\%}$$

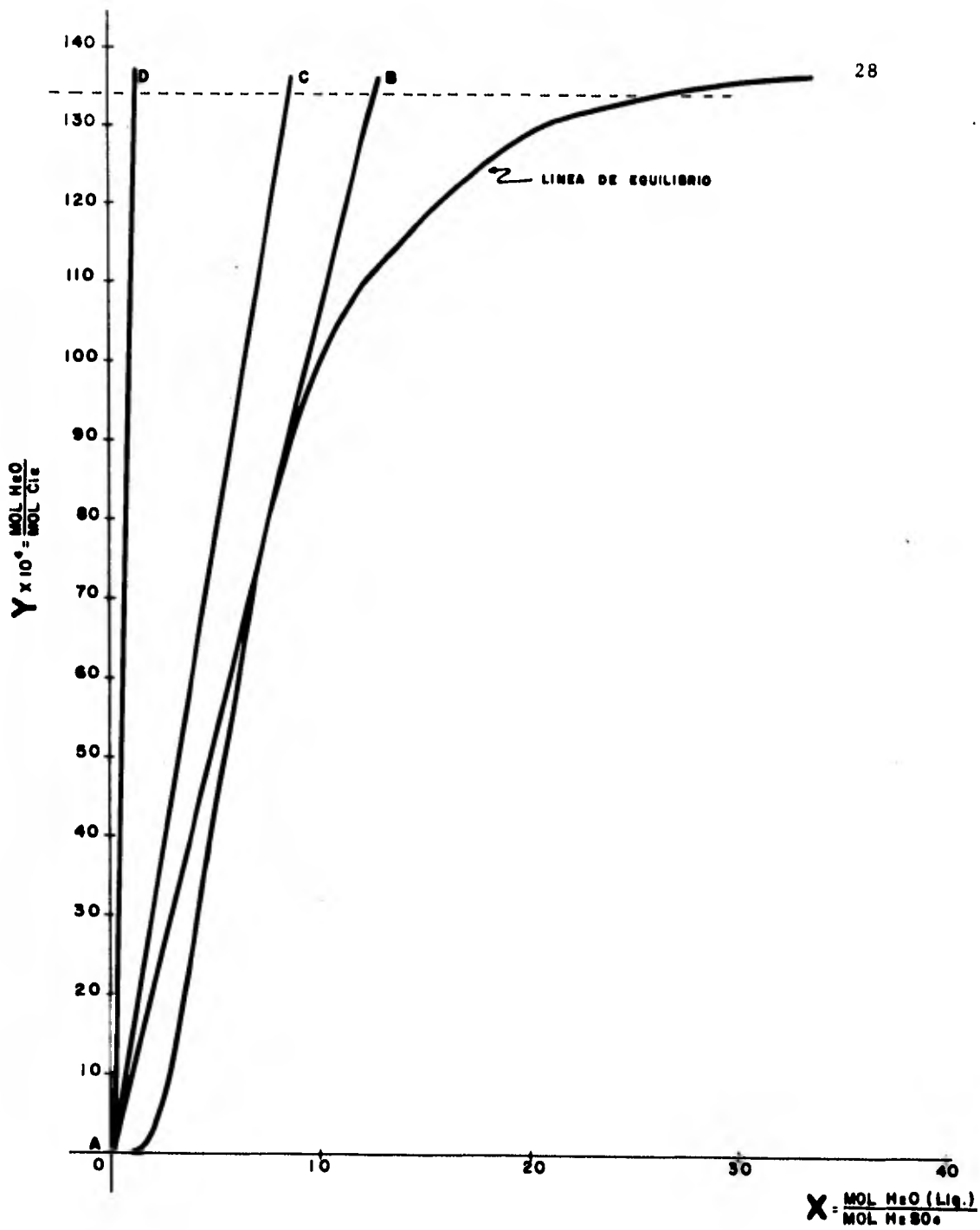


FIG. 3.5 CURVAS DE EQUILIBRIO Y DE OPERACION PARA EL SISTEMA H₂SO₄-H₂O-Cl₂ (UNIDADES DE REL.MOL)

Cálculo del diámetro de la torre.

Puesto que las cantidades de flujo son más grandes en el fondo de la torre, el diámetro será calculado para esas condiciones.

Como las cantidades de L_1 y L_2 anteriores son preliminares, calcularemos el diámetro con las condiciones indicadas en la fig. 2.2., haciendo la aclaración que el diámetro obtenido será corregido posteriormente.

$$L'_1 = 433.3 \text{ lb/hr}$$

$$G'_1 = 62\,800 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_L (\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 49\%, } T = 13^\circ\text{C}) = 87.42 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_G (\text{Cl}_2, T = 13^\circ\text{C}) = 0.168 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L'_1}{G'_1} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} = 3.02 \times 10^{-4}$$

con este valor leemos en la fig. A.2 del Apéndice, la ordenada 0.22

para silletas Berl de 1.5" $C_f = 65$

$$G' \text{ de inund.} = \left[\frac{0.22 g_c' \rho_G \rho_L \rho_L}{C_f \mu_L'^{0.2} \rho_w} \right]^{0.5}$$

$$G' = \left[\frac{0.22 (4.18 \times 10^8) (0.168) (87.42)^2}{65 (7.5)^{0.2} (62.3)} \right]^{0.5} = 4414.26$$

$$G' \text{ inund.} = 4414.26 \text{ lb/hr ft}^2$$

considerando un 60% de la velocidad de inundación,

$$G' = 0.60 (4414.26) = 2648.556 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$S = \frac{62\,800 \text{ lb/hr}}{2648.556 \text{ lb/hr ft}^2} = 23.71 \text{ ft}^2$$

$$d = [4 (23.71)/4]^{0.5} = 5.5 \text{ ft}$$

Diámetro de la torre = 5.5 ft

Cálculo de los coeficientes de transferencia de masa.

Para poder calcular el número de unidades de transferencia y la altura de la unidad de transferencia es necesario conocer el valor de los coeficientes de transferencia de masa.

Las condiciones promedio son:

a) Para la corriente gaseosa

\overline{PM}	=	69.38	lb/lb mol
Viscosidad	=	0.0138	cps
Temp.	=	56.12°F	
Presión	=	680	mm Hg
G'	=	2639.65	lb/hr ft ²

El cálculo del coeficiente de difusión D_{AB} del H_2O en la corriente de cloro se calcula según la modificación de Wilke-Lee al método de Hirshfelder-Bird-Spotz (1) de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D_{AB} = \frac{(0.00107 - 0.000246 \sqrt{1/MA + 1/MB}) T^{3/2} \sqrt{1/MA + 1/MB}}{P_t (\gamma_{AB})^2 [f(k T/\epsilon_{AB})]}$$

sustituyendo valores obtenemos:

$$D_{AB} = 0.128 \text{ cm}^2/\text{seg} = 0.495 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

b) Para la corriente líquida:

$$\begin{aligned} \overline{PM} &= 58.16 \text{ lb/lb mol} \\ \text{Viscosidad} &= 7.5 \text{ cps} \\ \text{Densidad} &= 95.5 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Tensión sup.} &= 79.5 \text{ Din/cm} \\ L' &= 17.85 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

de acuerdo a la ecuación de Wilke (2), la difusividad de la corriente líquida es:

$$D_L = \frac{T}{F \mu} = \frac{286.5}{0.98 \times 10^7 \times 7.5} = 3.898 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{seg}$$

$$D_L = 1.51 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

con las condiciones promedio anteriores y las correlaciones de Shulman (3) tenemos que para el gas:

$$\mu_G'' = 0.0138 (2.42) = 0.0334 \text{ lb/ft hr}$$

$$\rho_G = \frac{69.377}{359} \times \frac{680}{760} \times \frac{492}{(460 + 56)} = 0.165 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_{CG} = \frac{\mu_G''}{\rho_G D_G} = \frac{0.0334}{(0.165)(0.495)} = 0.4089$$

para el líquido:

$$S_{CL} = \frac{\mu_L''}{\rho_L D_L} = 12\,586$$

líquido retenido (Holdup), de la tabla A.2

$$ds = 0.155 \text{ ft}, \quad \beta = 0.965 ds^{0.376} = 0.477$$

$$\phi_{tw} = \frac{2.50 \times 10^{-5} L' \beta}{ds^2} = \frac{2.50 \times 10^{-5} (17.85)^{0.477}}{(0.155)^2}$$

$$\phi_{tw} = 4.114 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{sw} = \frac{0.00032}{ds^{1.56}} = 5.864 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw}$$

esta última ecuación no es válida para los valores de ϕ_{tw} y ϕ_{sw} ya que la diferencia sería negativa; esto se debe básicamente a la cantidad tan pequeña de corriente líquida (L) a través de la torre. Para tener valores de ϕ_{ow} dentro de los rangos recomendados es necesario incrementar el flujo del líquido considerablemente.

$$\phi_{tw} = \frac{2.50 \times 10^{-5} (L)^{0.477}}{(0.155)^2} > 5.864 \times 10^{-3}$$

resolviendo esta desigualdad obtenemos un valor mínimo de L

$$L \approx 50 \text{ lb/hr ft}^2$$

con este nuevo valor de L corregiremos los cálculos anteriores; respecto al diámetro de la torre prácticamente es el mismo ya que la velocidad de inundación no varía considerablemente.

Calculando de nuevo ϕ_{tw} tenemos:

$$\phi_{tw} = \frac{2.50 \times 10^{-5} (50)^{0.477}}{(0.155)^2} = 6.725 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 6.725 \times 10^{-3} - 5.864 \times 10^{-3}$$

$$\phi_{ow} = 8.61 \times 10^{-4}$$

Como $\mu_L' < 20$

$$H = \frac{1.291 L'^{0.57} \mu_L'^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (0.212 L'^{0.413} - 1)} \left[\frac{\sigma'}{73} \right]^{1.033 - 0.262 \log L'}$$

sustituyendo valores:

$$H = 5.348,$$

$$\phi_o = \phi_{ow} H = 8.61 \times 10^{-4} (5.348) = 4.6 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_s = \frac{1.641 \times 10^{-4} (\mu_L')^{0.04} \sigma'^{0.55}}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}}$$

sustituyendo valores:

$$\phi_s = 6.696 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 4.6 \times 10^{-3} + 6.69 \times 10^{-3}$$

$$\phi_t = 0.01129 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

para calcular el área interfacial:

$$G'' = 2639.65 (0.075/0.165)^{0.5} = 1779.65$$

de la tabla A.3 del Apéndice:

$$m = 0.613, \quad n = -0.0508, \quad p = 0.455$$

$$A_{aw} = m G''^n L^p = 2.485$$

$$A_a = A_{aw} \frac{\phi_o}{\phi_{ow}} = 13.276 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

de la tabla A.4 del Apéndice:

$$E = 0.75 \quad E_o = E - \phi_t = 0.75 - 0.01129 = 0.7387$$

$$\frac{F_G S_{CG}^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{ds G'}{\mathcal{M}_G'' (1 - E_o)} \right]^{-0.36}$$

sustituyendo valores y despejando F_G :

$$F_G = 1.72 \text{ lb mol/ hr ft}^2$$

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds L'}{\mu_L''} \right]^{0.45} S_{CL}^{0.5}$$

sustituyendo valores y despejando K_L :

$$K_L = 0.187 \text{ lb mol/hr ft}^2 \text{ (lb mol/ft}^2\text{)}$$

$$F_L = K_L C \quad \text{donde } C = \frac{95.5 \text{ lb/ft}^2}{58.16 \text{ lb/lb mol}} = 1.642 \frac{\text{lb mol}}{\text{ft}^3}$$

por lo tanto:

$$F_L = 0.187 (1.642) = 0.307 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

los coeficientes volumétricos son:

$$F_G A_a = 1.72 (13.276) = 22.83 \text{ lb mol/hr ft}^3 = K_G A_a \rho_{BM}$$

$$F_L A_a = 0.307 (13.276) = 4.076 \text{ lb mol/hr ft}^3 = K_L A_a \times_{BM} C$$

Cálculo del N_{tu} y H_{tu} .

En la estimación de los coeficientes de transferencia fue necesario ajustar el flujo de la corriente líquida (H_2SO_4) a 50 lb/hr ft^2 ; por tal motivo debemos construir una curva de operación con las nuevas condiciones.

$$L'_{av} = 50 \text{ lb/hr ft}^2 \times 23.75 \text{ ft}^2 = 1187.5 \text{ lb/hr}$$

$$L'_{av} = \frac{L_1 + L_2}{2} = 1187.5 \dots\dots\dots(3.1.)$$

haciendo un balance tenemos que:

$$L_2 + (G_1 y_1 - G_2 y_2) = L_1$$

sustituyendo valores:

$$L_2 + 214.74 = L_1 \quad \dots\dots\dots(3.2.)$$

sustituyendo (3.2.) en (3.1.) obtenemos:

$$L_1 = 1294.87 \text{ lb/hr de } H_2SO_4 \text{ al } 98\% \text{ base } H_2SO_4$$

$$L_2 = 1080.13 \text{ lb/hr de } H_2SO_4 \text{ al } 81.73\% \text{ base } H_2SO_4$$

$$L_s \text{ op} = (1058.13) (0.98) / 98 = 10.8 \text{ lb mol/hr}$$

$$\frac{L_s \text{ op}}{G_s} = \frac{10.8}{870.62} = 0.0124 = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$$

despejando x_1 :

$$x_1 = 1.18$$

Con este valor de x_1 construimos la nueva curva de operación A-D en la fig. 3.5

Para calcular el Ntu y el Htu usaremos una gráfica equivalente a la fig. 3.5. pero en unidades de fracción mol.

Los valores de la línea de equilibrio y la línea

de operación A-D de la fig. 3.5. los transformaremos a unidades de fracción mol usando las siguientes ecuaciones.

$$x = \frac{X}{1 + X} ; \quad y = \frac{Y}{1 + Y}$$

las dos nuevas líneas están representadas en la fig. 3.6., las condiciones terminales completas están resumidas en la fig. 3.7

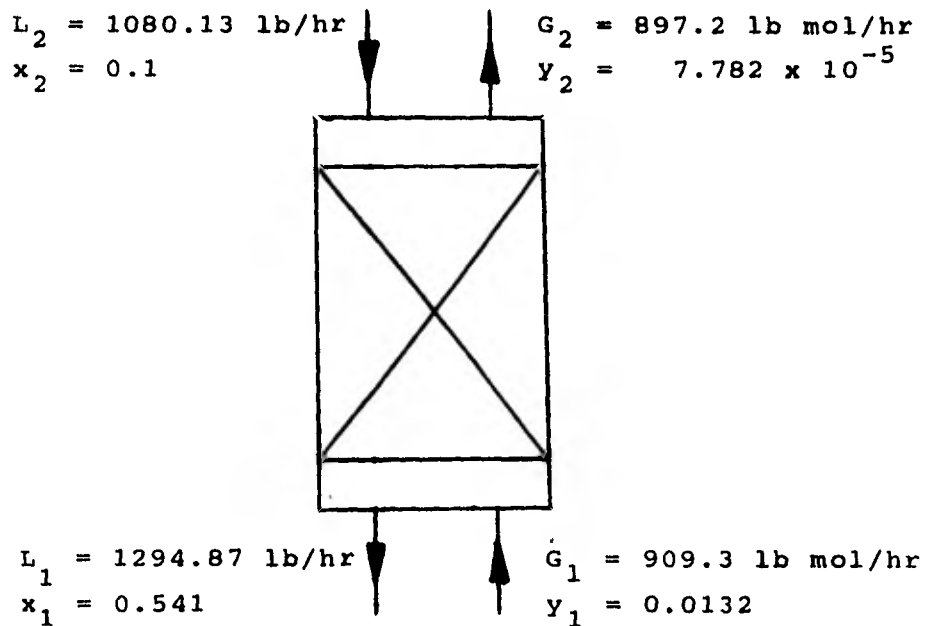


Fig. 3.7.

En el punto D de la gráfica 3.6. tenemos que:

$$1 - y = 0.9868 \quad 1 - x = 0.459$$

como una aproximación estos valores pueden ser tomados como $(1-y)_M$ y $(1-x)_M$ respectivamente, entonces:

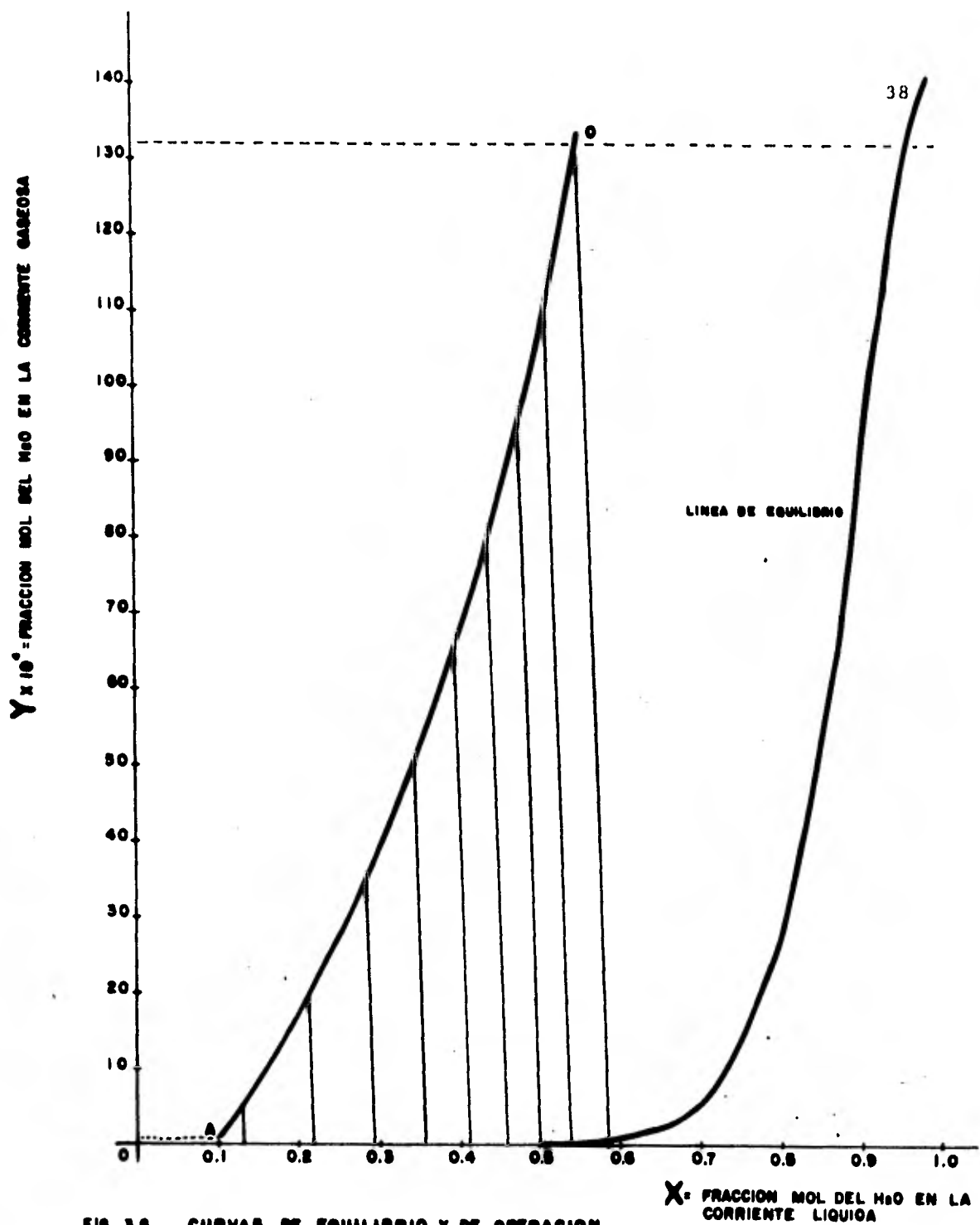


FIG. 3.6 CURVAS DE EQUILIBRIO Y DE OPERACION PARA EL SISTEMA H₂SO₄-H₂O-Cl₂ (UNIDADES DE REL.MOL)

$$k_{ya} = \frac{F_{Ga}}{(1-y)_i M} = 23.135 \text{ moles/hr ft}^3 \text{ fracción mol}$$

$$k_{xa} = \frac{F_{La}}{(1-x)_i M} = 8.88 \text{ moles/hr ft}^3 \text{ fracción mol}$$

$$- \frac{k_{xa}}{k_{ya}} = - \frac{8.88}{23.135} = - 0.384$$

el resultado anterior representa el valor de la pendiente de las líneas de unión, para dibujar las líneas de unión partimos del punto D (x_1, y_1) de la fig. 3.6., fijando un valor arbitrario de $x_2 = 0.575$ y utilizando el dato de la pendiente obtenemos y_2 .

$$- 0.384 = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} = \frac{134 \times 10^{-4} - y_2}{0.5489 - 0.575}$$

$$y_2 = 3.195 \times 10^{-3}$$

con los dos puntos (x_1, y_1) y (x_2, y_2) dibujamos la primera línea de unión en la fig. 3.6. Para las siguientes líneas de unión dibujamos líneas paralelas a la primera, dejando un intervalo arbitrario de Δy entre cada línea hasta llegar al punto A.

La ecuación de diseño para calcular la altura de la zona empacada es la siguiente:

$$Z = H_{tg} N_{tg} = \frac{G}{F_{Ga}} \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_i M dy}{(1-y)(y-y_i)}$$

para estimar el valor de N_{tg} calcularemos la integral por el método de integración numérica. De la fig. 3.6. obtenemos los datos mostrados en la tabla 3.3

$$N_{tg} = \sum (\Delta y)_i (A_{av})_i = 6.89$$

$$G_{av} = \frac{897.2 + 909.3}{2} = 903.25 \text{ lb mol/hr}$$

$$G = \frac{903.25 \text{ lb mol/hr}}{23.75 \text{ ft}^2} = 38.032 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$H_{tg} = \frac{G}{F_{Ga}} = \frac{38.032 \text{ lb mol/hr ft}^2}{22.83 \text{ lb mol/hr ft}^3} = 1.666 \text{ ft}$$

$$Z = H_{tg} N_{tg} = 1.666 \times 6.89 = 11.5 \text{ ft}$$

$Z = 11.5 \text{ ft}$ de altura empacada

Conclusiones de la primera alternativa.

Las características de la primera alternativa, obtenidas después de haber calculado las dimensiones de la torre de absorción son las siguientes:

En el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa, resultó que el flujo másico de ácido (L) correspondiente a una dilución final de 49%, era demasiado pequeño siendo necesario aumentarlo considerablemente, y por consiguiente se obtuvo una dilución menor de ácido, el cambio anterior fue con el fin de obtener unos coeficientes de transferencia dentro de

$y \times 10^4$	y_i	(1-y)	(1-y _i)	(1-y) iM	$(y-y_i) \times 10^4$	$A = \frac{(1-y) iM}{(1-y)(y-y_i)}$	$\Delta y \times 10^3$	Aav.	(Δy) (Aav)
0.7779	0	0.9999	1	0.9999	0.778	12855.12			
5.0	0	0.9995	1	0.9997	5.0	2000.4	0.422	7427.76	3.135
20.0	0	0.998	1	0.999	20.0	500.5	1.5	1250.45	1.876
35.0	0	0.9965	1	0.998	35.0	286.14	1.5	293.32	0.590
50.0	0	0.995	1	0.997	50.0	200.4	1.5	243.27	0.365
65.0	0	0.9935	1	0.9967	65.0	154.34	1.5	177.37	0.266
80.0	0	0.992	1	0.996	80.0	125.5	1.5	139.92	0.210
95.0	2.5×10^{-5}	0.9905	1	0.995	94.75	106.02	1.5	115.76	0.174
110.0	4.0×10^{-5}	0.989	1	0.994	109.6	91.7	1.5	98.86	0.148
132.2	7.5×10^{-5}	0.9868	1	0.993	131.0	76.815	2.22	84.26	0.26
									<hr/> = 6.89

Tabla 3.3.

un rango aceptable.

Según las bases de diseño, la concentración recomendable de dilución del ácido debe ser aproximadamente de 49%, y por lo tanto si operamos el sistema a una concentración final del ácido arriba de 49%, el sistema será deficiente ya que estaremos utilizando un exceso de ácido, aún cuando realicemos la misma faena (secar el cloro hasta los límites deseados); por otro lado la ventaja de operar el sistema con una concentración de ácido mayor implica que las dimensiones del equipo para efectuar la transferencia de masa serían menores. Lo anterior es fácil de explicar porque al utilizar ácido más concentrado su presión de vapor total es menor, existiendo un mayor gradiente entre esa presión y la presión del vapor de agua en la corriente gaseosa, que facilitaría la transferencia de masa.

En base a lo anterior nuestra primera alternativa mostrada en la fig. 3.2. y 3.3. tiene el inconveniente de que opera con una concentración final de ácido de 81.7% contra un 49% requerido, lo que implica que el consumo total de ácido sea aproximadamente tres veces mayor que si operamos a una dilución final de 49%.

Otro factor muy importante es la operación hidráulica del sistema, porque aunque tengamos el volumen de empaque suficiente si el líquido no se distribuye uniformemente a través de ese empaque, la transferencia de masa no será eficiente, y por tal motivo se corre

el riesgo de no llegar a la humedad final requerida. Si analizamos la relación entre el flujo líquido y el flujo gaseoso (aprox. 0.02), podemos asegurar que esta remos en el caso anterior, es decir con una operación hidráulica deficiente.

Segunda alternativa.

Las características de la primera alternativa nos dan la clave para formar un arreglo más eficiente. Como pudimos observar, es necesario reunir dos condiciones importantes; primero necesitamos un flujo másico de ácido (L) lo suficientemente grande, de tal manera que el valor del coeficiente K_L sea aceptable (K_L es directamente proporcional a L); y también que la re lación L/G (pendiente de la curva de operación), esté dentro de un rango permisible. La segunda condición sería la de operar con una concentración final de ácido lo más cercano a 49%.

Es obvio que con el arreglo de la primera opción no alcanzaríamos las dos condiciones anteriores, ya que la concentración final del ácido depende del valor de L.

Un nuevo arreglo en el cual reunimos las dos condiciones requeridas es recirculando el ácido como se muestra en la fig. 3.8.

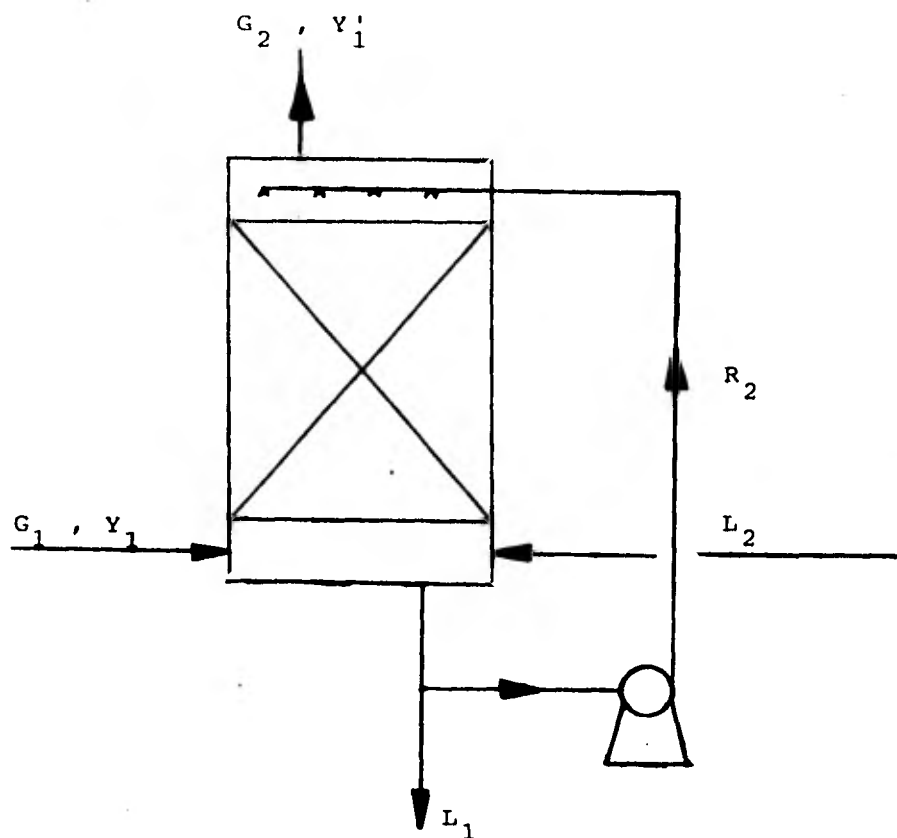


Fig. 3.8.

Con este arreglo, variando la cantidad de reflujo R obtenemos los valores de (L) requeridos.

Operando con un reflujo elevado, la curva de operación sería de la forma mostrada por la curva A-B de la fig. 3.9. Debido a que la curva de operación es casi vertical el cambio de concentraciones en el ácido es muy pequeño y por lo tanto se puede considerar una concentración puntual en el lado del ácido. Como podemos observar en esta figura el efecto del reflujo tan solo nos permite secar la corriente de cloro

desde Y_1 hasta Y_1' donde $Y_1 > Y_1'$, debido a las limitaciones del equilibrio.

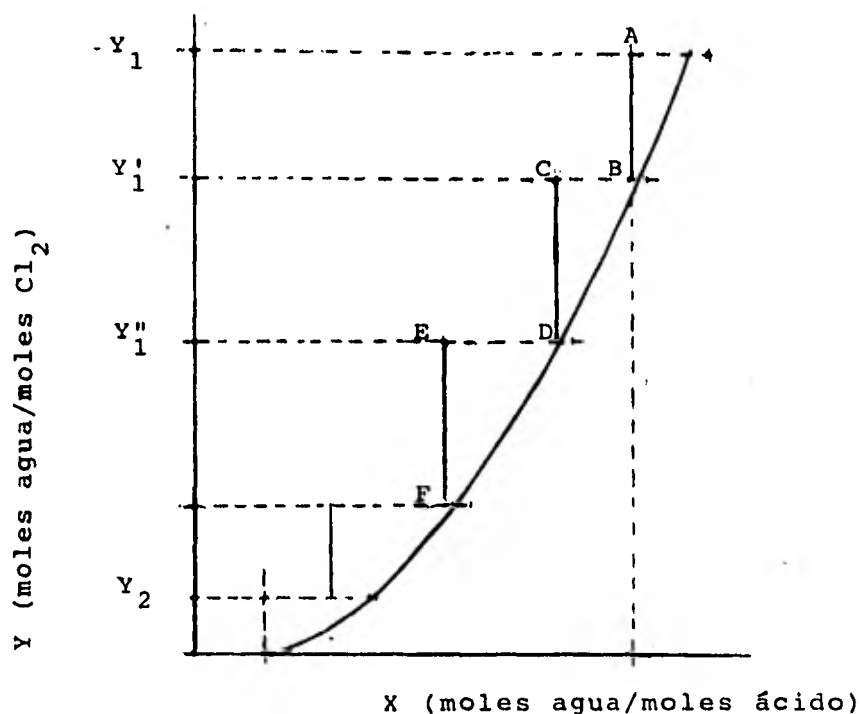


Fig. 3.9.

Para poder alcanzar concentraciones de agua más bajas en la corriente de cloro es lógico que necesitamos adicionar otra etapa y operar con ácido más concentrado, es decir con valores de X (rel. mol) más bajos. La segunda etapa adicional significa que debemos agregar otra torre en serie al arreglo de la fig. 3.8.; y por supuesto las corrientes líquida y gaseosa estarían en contracorriente a lo largo de las torres I y II (ver la fig. 3.10.). El ácido que sale de la torre

No. II entra a la torre No. I, ya que este ácido tiene una concentración lo suficientemente alta para los requerimientos de equilibrio de la torre No. I. La curva de operación de la torre No. II está representada por la curva C-D en la fig. 3.9.

Con la segunda etapa podemos secar el cloro desde Y_1' hasta Y_1'' donde $Y_1' > Y_1''$ y por lo tanto si adicionamos n-etapas sucesivamente como se muestra en las figs. 3.9. y 3.10., alcanzaríamos el valor final Y_2 .

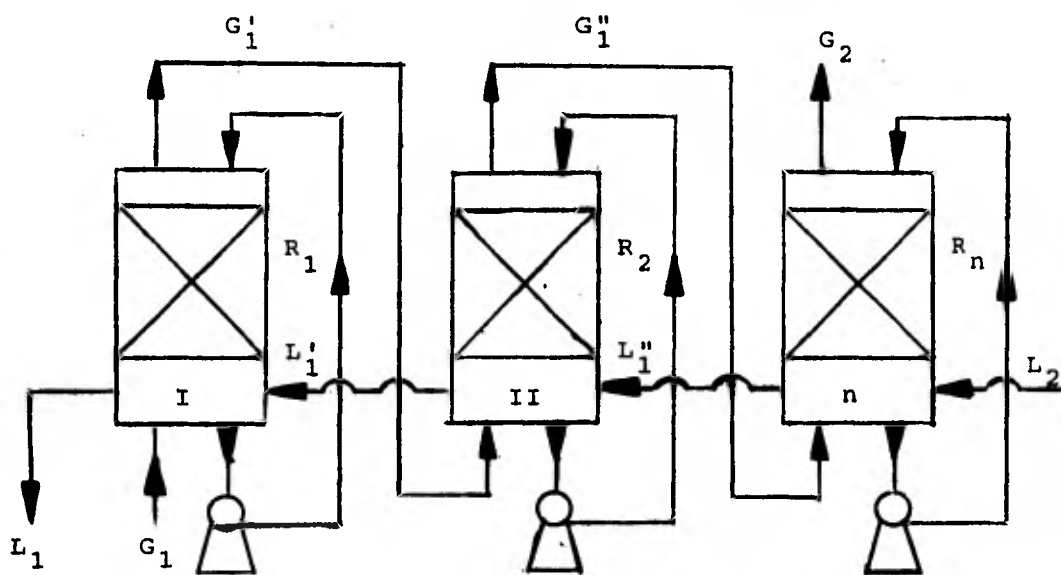


Fig. 3.10.

Después de haber explicado las características del nuevo arreglo, procederemos a calcular primero el número de etapas ó torres de absorción y después el diámetro y la altura de la zona empacada para cada torre.

3.3. Cálculo del número de etapas.

Primero fijaremos el reflujo de ácido "R"; como habíamos dicho anteriormente debemos cumplir la condición de que el valor de "R" sea alto, es decir que se cumpla la relación $R > G$. Por otro lado sabemos que si aumentamos el flujo másico de ácido manteniendo constante el flujo de gas, la ΔP a través del lecho empacado también aumentará, dando por resultado que tendríamos mayores costos de operación, es decir un mayor consumo de energía eléctrica debido a que el ventilador ó el compresor que movería el gas sería de mayor potencia. Otro factor que debemos tomar en cuenta es la velocidad de inundación, siendo recomendable operar a un 60% de esa velocidad. Si aumentamos el flujo de ácido manteniendo el flujo de gas constante, la velocidad de inundación sería menor, y para poder operar a un 60% de esa velocidad necesitaríamos tener un diámetro de la torre más grande; por tal motivo el flujo de ácido "R" no debe ser demasiado grande ya que repercutiría en el diámetro de la torre.

Tomando en cuenta todos los factores anteriores trabajaremos con un valor de "R" preliminar e igual a $75 \text{ m}^3/\text{hr}$, y que podremos variar de acuerdo a nuestras necesidades.

Para determinar el número de etapas aplicaremos la secuencia de cálculo descrito anteriormente.

El diagrama esquemático de la primera etapa se muestra en la fig. 3.11.

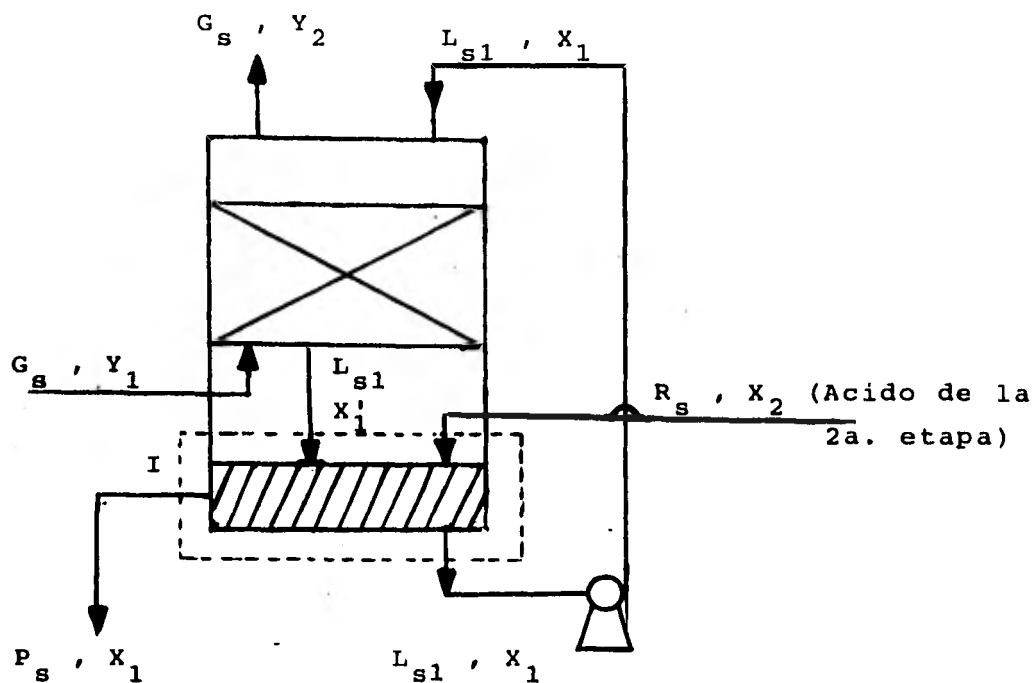


Fig. 3.11. Etapa No. 1

Donde:

G_s = lb mol/hr de Cl_2 seco.

L_{s1} = lb mol/hr de H_2SO_4 (100%) de recirculación.

X = rel. mol, lb mol H_2O /lb mol H_2SO_4 (100%).

Y = rel. mol, lb mol H_2O /lb mol Cl_2 seco.

R_s = lb mol/hr de H_2SO_4 (100%) de reposición.

P_s = lb mol/hr de H_2SO_4 (100%) de desecho.

En esta primera etapa se alimenta la corriente de cloro con la humedad más alta y, como el sistema es a contracorriente, se obtiene la corriente de ácido más diluido (49%), según se fijó en las bases de diseño.

La densidad del H_2SO_4 (49%) a $13.4^\circ C$ es $1\ 400\ Kg/m^3$ y como la recirculación se fijó a $75\ m^3/hr$ por lo tanto:

$$75 \times 1\ 400 \times 2.205 = 231\ 525\ lb/hr. \text{ de ácido (49\%).}$$

$$L_{s1} = \frac{231\ 521 \times 0.49}{98} = 1\ 157.6\ lb\ mol/hr$$

de la fig. 3.4.:

$$G_s = 870.62\ lb\ mol/hr$$

$$Y_1 = 0.0134$$

de la fig. 2.2.:

$$P_s = 96.5 \times 2.205/98 = 2.1656\ lb\ mol/hr$$

$$x_1 = \frac{100.26/18}{100.26/18 + 96.25/98} = 0.85, \quad X_1 = 5.666$$

Para conocer el valor de Y_2 , utilizaremos la gráfica de la fig. 3.12. En esta gráfica dibujamos la línea vertical A-B desde el punto (X_1, Y_1) hasta la curva de equilibrio, como el punto Y_2 debe localizarse arriba de la curva de equilibrio, fijamos un rango de acercamiento preliminar conveniente y obtenemos que $Y_2 = 57.5 \times 10^{-4}$.

La línea vertical A-B representa la curva de operación de la primera etapa. Para comprobar que la curva de operación es vertical calcularemos el valor de X_1' utilizando la ecuación de la línea de operación.

CALCULO DEL NUMERO DE ETAPAS
(METODO NUMERICO)

50

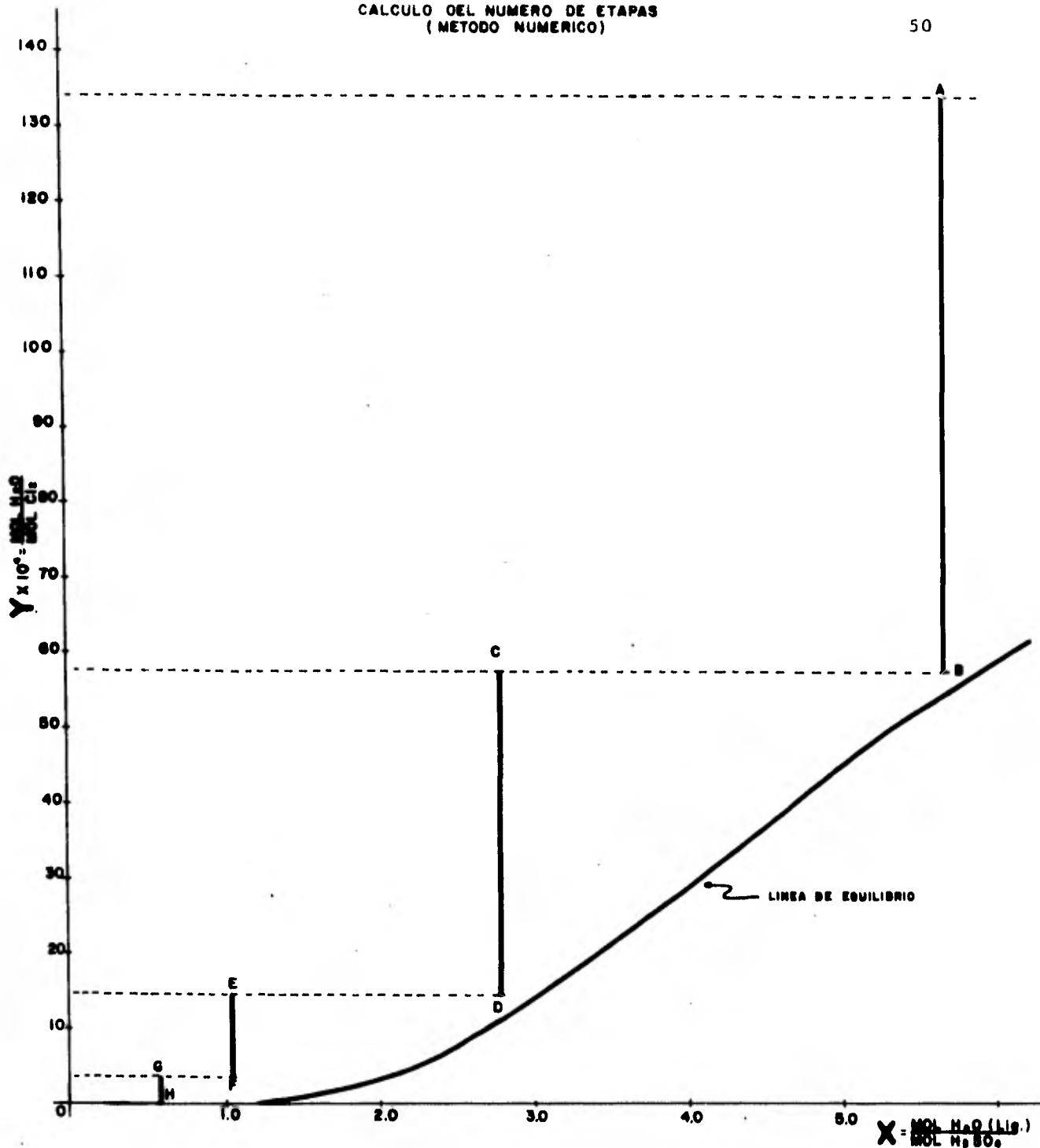


FIG. 3.12 CURVAS DE EQUILIBRIO Y DE OPERACION
PARA EL SISTEMA H₂SO₄-H₂O-Cl₂
(UNIDADES DE REL. MOL)

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{X'_1 - X_1} \dots\dots\dots(3.3.)$$

sustituyendo valores:

$$X'_1 = 5.6714$$

Como X'_1 casi es igual a X_1 , comprobamos que la línea de operación si es una línea vertical.

Lo que nos interesa ahora es conocer la concentración del ácido de reposición X_2 .

Haciendo un balance para el H_2O en el bloque No. I de la fig. 3.11.

$$L_{s1} X'_1 + R_s X_2 = P_s X_1 + L_{s1} X_1 \dots\dots\dots(3.4.)$$

el balance para el ácido es el siguiente:

$$L_s + R_s = P_s + L_s$$

$$R_s = P_s \dots\dots\dots(3.5.)$$

sustituyendo valores en la ecuación (3.4.)

$$(1157.6)(5.6714) + (2.1656) Y_2 = (2.1656)(5.666) + 1157.6 (5.666)$$

donde: $X_2 = 2.7798$ (correspondiendo a una concentración de 66.25% de ácido).

Este valor de X_2 representa la concentración del ácido que se alimenta a la etapa No. 1, y también es la concentración del ácido saliente de la etapa No. 2.

El siguiente paso es calcular las condiciones de la etapa No. 2, el diagrama esquemático de la segunda etapa se muestra en la fig. 3.13.

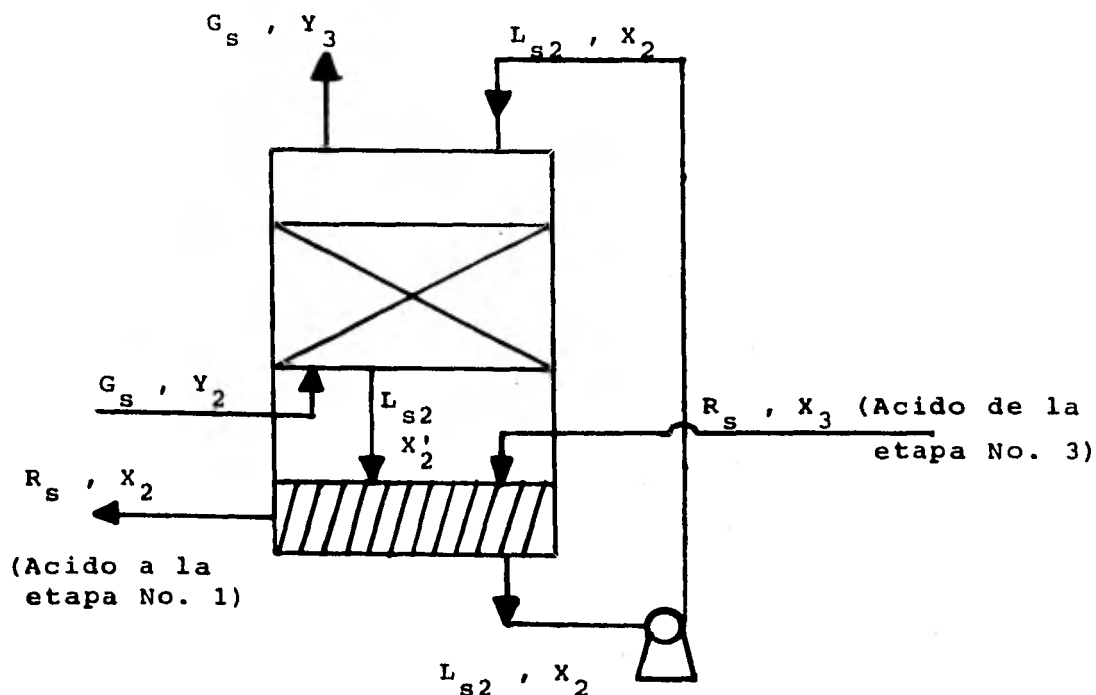


Fig. 3.13. Etapa No. 2

La densidad del H_2SO_4 (66%) a $13.4^\circ C$ es $1\ 530\ Kg/m^3$, y como la recirculación se fijó a $75\ m^3/hr$, por lo tanto:

$$75 \times 1\ 530 \times 2.205 = 253\ 023.75\ lb/hr$$

$$L_{s2} = \frac{253\ 023.75 \times 0.6625}{98} = 1\ 710.492\ lb\ mol/hr$$

de ácido 100%

$$L_{s2} = 1\ 710.492\ lb\ mol/hr$$

$$G_s = 870.62\ lb\ mol/hr$$

$$R_s = 2.1656\ lb\ mol/hr$$

$$Y_2 = 57.5 \times 10^{-4}$$

$$X_2 = 2.7798$$

Para encontrar el valor de Y_3 , procederemos de la misma forma que en la etapa No. 1. Como ya conocemos la concentración del ácido X_2 en esta segunda etapa, localizamos este punto en la fig. 3.12. y dibujamos la línea de operación C-D para la segunda etapa, obteniendo el valor de:

$$Y_3 = 14.5 \times 10^{-4}$$

la ecuación de la línea de operación para la etapa No. 2 es:

$$\frac{L_{s2}}{G_s} = \frac{Y_2 - Y_3}{X_2' - X_2} \quad \text{sustituyendo valores:}$$

$$X_2' = 2.782$$

La concentración del ácido de reposición X_3 la calcularemos haciendo un balance de H_2O en la sección inferior de la torre de la fig. 3.13.

$$L_{s2} X_2' + R_s X_3 = R_s X_2 + L_{s2} X_2$$

$$(1710.492)(2.782) + (2.1656) X_3 = (2.1656)(2.7798) + 1710.492 (2.7798)$$

donde: $X_3 = 1.042$ (correspondiente a una concentración del ácido de 83.94%)

Este valor de X_3 representa la concentración del ácido que se alimenta a la etapa No. 2, y que proviene de la etapa No. 3.

Como podemos observar en la fig. 3.12., con dos etapas no alcanzaríamos a eliminar la humedad del cloro hasta el nivel deseado, siendo necesario adicionar una tercera etapa, mostrada en la fig. 3.14.

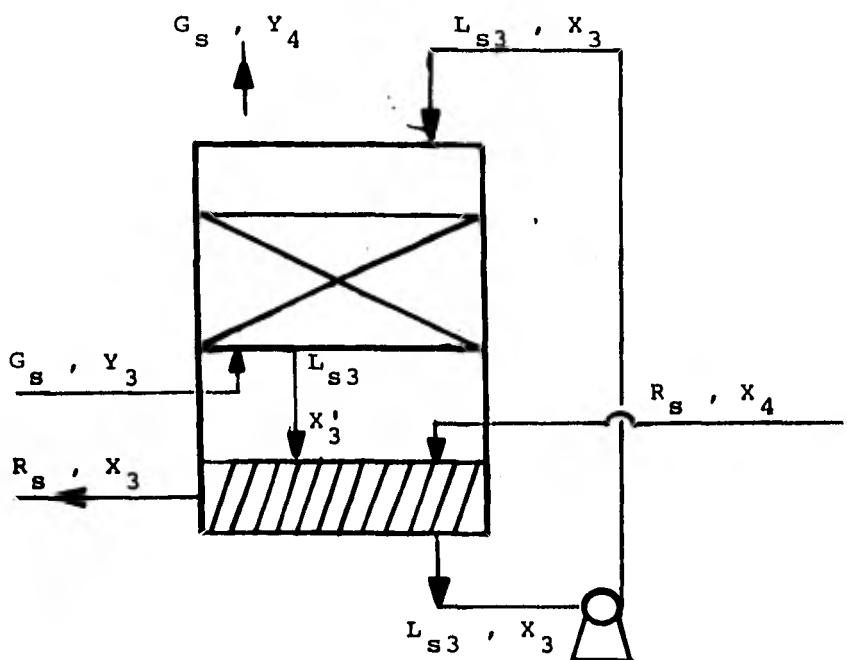


Fig. 3.14. Etapa No. 3

La densidad del H_2SO_4 (84%) a 16.6°C es $1\,770\text{ Kg/m}^3$, y como la recirculación es de $75\text{ m}^3/\text{hr}$ por lo tanto:

$$75 \times 1\,770 \times 2.205 = 292\,713.75\text{ lb/hr.}$$

$$L_{s3} = 2\,504.05\text{ lb mol/hr de ácido}$$

$$G_s = 870.62\text{ lb mol/hr}$$

$$R_s = 2.1656\text{ lb mol/hr}$$

$$Y_3 = 14.5 \times 10^{-4}$$

$$X_3 = 1.042$$

La concentración Y_4 la obtenemos de la fig. 3.12., dibujando la tercera línea de operación E-F en el punto X_3 .

$$\text{De la fig. 3.12., } Y_4 = 3.5 \times 10^{-4}$$

La ecuación de la línea de operación para la etapa No. 3 es:

$$\frac{L_{s3}}{G_s} = \frac{Y_3 - Y_4}{X'_3 - X_3}, \text{ sustituyendo valores:}$$

$$X'_3 = 1.0424$$

la concentración del ácido de reposición X_4 la calculamos haciendo un balance de H_2O en la sección inferior de la torre de la fig. 3.14.

$$L_{s3} X'_3 + R_s X_4 = R_s X_3 + L_{s3} X_3$$

sustituyendo valores:

$$X_4 = 0.5794 \text{ (correspondiente a una concentración de ácido del 90.38\%)}$$

este valor de X_4 representa la concentración del ácido que se alimenta a la etapa No. 3, y que proviene de la etapa No. 4.

El diagrama esquemático de la cuarta etapa se muestra en la fig. 3.15.

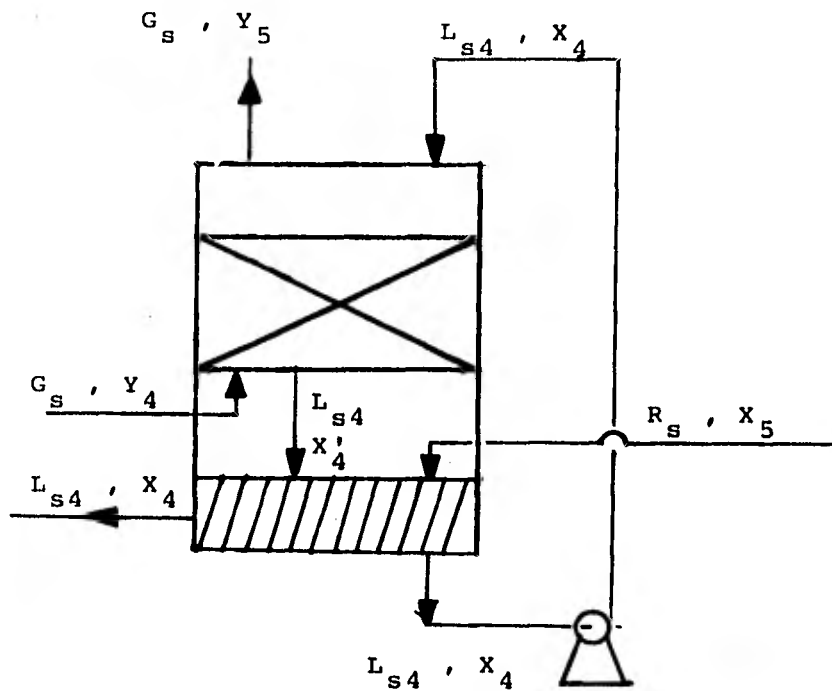


Fig. 3.15. Etapa No. 4

La densidad del H_2SO_4 (90%) a 13.4°C es $1\,830\text{ kg/M}^3$
y por lo tanto:

$$75 \times 1\,830 \times 2.205 = 302\,636.25 \text{ lb/hr}$$

$$L_{s4} = 2\,791.15 \text{ lb mol/hr}$$

$$G_s = 870.62 \text{ lb mol/hr}$$

$$R_s = 2.1656 \text{ lb mol/hr}$$

$$Y_4 = 3.5 \times 10^{-4}$$

$$X_4 = 0.5794$$

La concentración Y_5 la obtenemos de la fig. 3.12.,
dibujando la cuarta línea de operación G-H en el punto

X_4 . De la fig. 3.12 $Y_5 = 7.78 \times 10^{-5}$ que es la concentración final de la corriente gaseosa, y por lo tanto esta es la última etapa.

La ecuación de la línea de operación para la etapa N° 4 es:

$$\frac{L_{s4}}{G_s} = \frac{Y_4 - Y_5}{X'_4 - X_4}, \text{ sustituyendo valores:}$$

$$X'_4 = 0.5795$$

Finalmente calcularemos X_5 , que es la concentración del ácido de alimentación a la última etapa.

$$L_{s4} X'_4 + R_s X_5 = R_s X_4 + L_{s4} X_4$$

sustituyendo valores:

$$X_5 = 0.4505 \text{ (correspondiente a una concentración de ácido del 92.36 \%)}$$

En virtud de que en esta etapa alcanzamos la concentración final de H_2O (10 ppm) en la corriente gaseosa de cloro, podemos resumir que nuestro sistema de secado constará de cuatro etapas o torres.

3.4. Diagrama de flujo de proceso.

Una vez seleccionada la alternativa más adecuada, y después de haber calculado el número de torres de absorción, elaboraremos el diagrama de flujo de proceso final.

Un diagrama de flujo de proceso debe tener las siguientes características (4).

a) Debe poseer la suficiente información para la resolución de problemas de diseño y operación, como son los balances de materiales y energía, y el diagrama de flujo donde se muestra todo el equipo involucrado en el proceso.

b) Debe estar dibujado de manera que el flujo y las operaciones de proceso destaquen de inmediato. Esto se logra omitiendo todo, excepto los detalles esenciales, utilizando frecuentes flechas para indicar la dirección del flujo, empleando líneas más gruesas para las líneas principales de flujo.

c) A menudo se usan símbolos convencionales para renglones estándar de equipo, tales como bombas y cambiadores de calor. Excepto cuando se necesitan para darle claridad al proceso, las válvulas y líneas de servicio se omiten. Únicamente se ilustran instrumentos esenciales al control de proceso.

d) Los principales criterios para un buen diagrama de flujo de proceso son la claridad, la exactitud y la utilidad.

Identificación del equipo.

A todas las unidades del equipo se les debe asignar un número individual que debe aparecer sobre ó junto al equipo de que se trate. Si el sistema de numeración individual se planea con cuidado, ayuda en forma considerable en el uso del diagrama de flujo y en la ejecución de todas las fases del trabajo de diseño y construcción. Un sistema típico (5) que ha sido empleado con éxito en casos en donde la unidad de proceso está dividida en áreas ó secciones, utiliza una clave, como por ejemplo B-101. La letra indica el tipo de equipo, en este caso una bomba; el 101 indica que la bomba es la número 1 en el área 100. En nuestro caso particular como el sistema de secado no es muy grande, no lo dividiremos en áreas.

Las designaciones a base de letras para los diversos equipos serán las siguientes:

<u>Equipo</u>	<u>Clave</u>
Cambiadores de calor	CC-
Bombas	B-
Torres y recipientes a presión	V-
Tanques de almacenamiento	T-
Demister	F-

Tomando en cuenta las consideraciones anteriores, el diagrama de flujo de proceso final se muestra en la fig. 3.16.

Descripción del equipo.

La lista de equipo de proceso del Sistema de Secado de Cloro que aparece en el diagrama de flujo de la fig. 3.16. es el siguiente:

<u>Número de equipo</u>	<u>Descripción.</u>
V - 101	Torre de secado No. 1
V - 102	Torre de secado No. 2
V - 103	Torre de secado No. 3
V - 104	Torre de secado No. 4
B - 101	Bomba de recirculación de ácido para la torre No. 1
B - 102	Bomba de repuesto de la torre No.1
B - 103	Bomba de recirculación de la torre No. 2
B - 104	Bomba de repuesto de la torre No.2
B - 105	Bomba de recirculación de la torre No. 3
B - 106	Bomba de repuesto de la torre No.3
B - 107	Bomba de recirculación de la torre No. 4
B - 108	Bomba de repuesto de la torre No.4
CC- 101	Enfriador de ácido de la torre No.1
CC- 102	Enfriador de ácido de la torre No.2

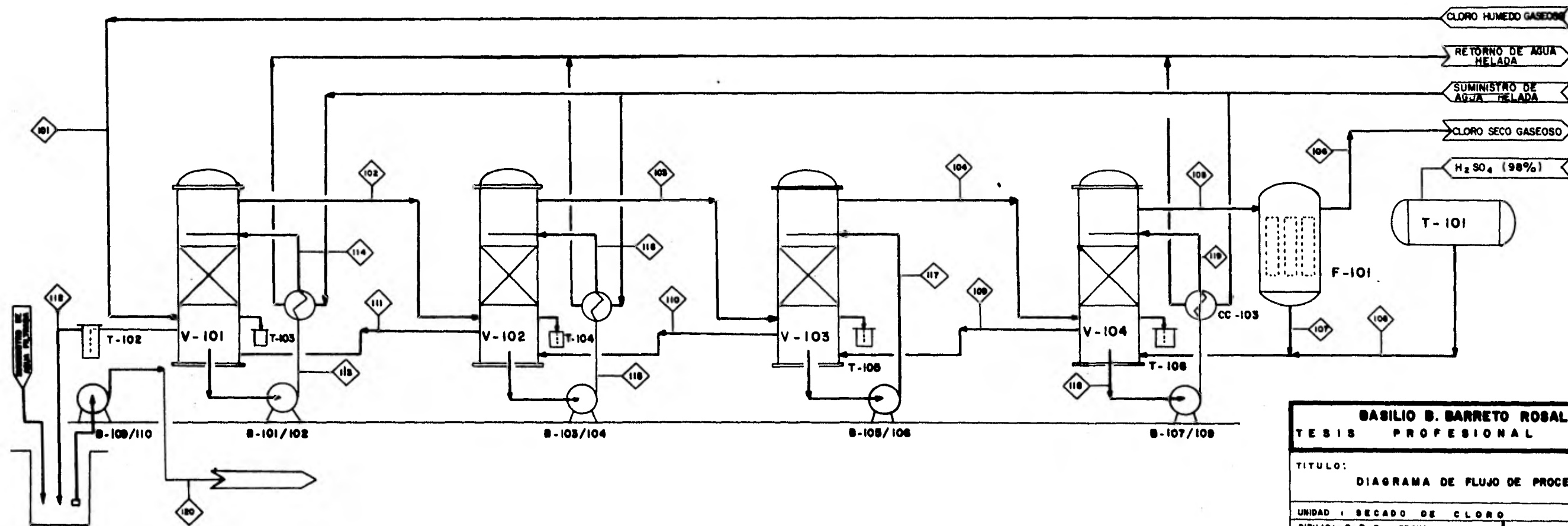
<u>Número de equipo</u>	<u>Descripción</u>
CC - 103	Enfriador de ácido de la torre N° 4
CC - 104	Enfriador de ácido de repuesto de la torre N° 4
F -101	Demister de cloro seco
T - 101	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico concentrado.
B - 109	Bomba de transferencia de ácido sulfúrico diluido
B - 110	Bomba de transferencia de H ₂ SO ₄ (repuesto)
T - 102	Fosa de H ₂ SO ₄ diluido.

En la tabla 3.4 se indica el cuadro de corrientes con el balance de materia y energía. En esta etapa del diseño no se tienen fijadas todas las características de las corrientes del proceso, sin embargo incluimos aquí esta tabla porque, generalmente en los diagramas de flujo de proceso va incluido su cuadro de corrientes.

CUADRO DE CORRIENTES

NO. DE CORRIENTE Y DESCRIPCION	101		102		103		104		105		106		107		108		109		
	Kg Hr	Mol Hr	Kg Hr	Mol Hr	Kg Hr	Mol Hr	Kg Hr	Mol Hr	Kg Hr	Mol Hr	Kg Hr	Mol Hr	v Mol	Kg Hr	Mol Hr	Kg Hr	Mol Hr	Kg Hr	Mol Hr
TEMPERATURA °C	11.0		13.4		13.4		16.6		13.4		13.4					35.0		13.4	
PRESION Kg/cm ² A	0.98		0.975		0.970		0.965		0.960										
PESO MOLECULAR PROMEDIO	69.16		69.407		69.651		69.68		69.74		69.74								
DENSIDAD Kg/M ³	2.81		2.69		2.628		2.606		2.60		2.60					1830.0		1830.0	
VISCOSIDAD CPS	0.0136		0.0138		0.0139		0.0141		0.0138		0.0138					17.0		31.5	
POR CIENTO H ₂ SO ₄														93.15		98.0		93.15	
FLUJO																			
Cl ₂	28000.0	394.84	28000.0	394.84	28000.0	394.84	28000.0	394.84	28000.0	394.84	28000.0	394.84	97.3						
O ₂	268.0	8.38	268.0	8.38	268.0	8.38	268.0	8.38	268.0	8.38	268.0	8.38	2.059						
CO ₂	91.1	2.07	91.1	2.07	91.1	2.07	91.1	2.07	91.1	2.07	91.1	2.07	0.509						
H ₂	1.7	0.85	1.7	0.85	1.7	0.85	1.7	0.85	1.7	0.85	1.7	0.85	0.209						
N ₂	21.6	0.77	21.6	0.77	21.6	0.77	21.6	0.77	21.6	0.77	21.6	0.77	0.189						
H ₂ O (v)	98.3	5.46	49.7	2.76	21.3	1.85	5.328	0.296	< 1		0.296								
H ₂ O (l)														< 1		1.96		7.078	
H ₂ SO ₄ (100%)														< 1		96.25		96.25	
FLUJO TOTAL	28480.7	412.37	28432.1	409.67	28403.7	408.1	28387.7	407.21	28382.4	406.91	28382.4	406.91	100			98.21		101.03	

Tabla 3.4 Cuadro de corrientes de la fig. 3.16



BASILIO B. BARRETO ROSALES		
TESIS PROFESIONAL UNAM 1982		
TITULO:		
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO		
UNIDAD :	SECADO DE CLORO	ESCALA :
DIBUJO :	B.B.R. FECHA:	SIN REV.
APROBO :	FIG. 5. 16	

REFERENCIAS DEL CAPITULO 3.

1. Treybal, R.E. Mass Transfer Operations, 2a. ed., p. 25
2. Foust, A.S., et al. Principles of Unit Operations, 1a. ed. p. 110
3. Treybal, R.E. Mass Transfer ... op. cit p. 165
4. Rase, H.F. y Barrow M.H. Ingeniería de Proyectos p. 84, 85
5. Ibid, p. 88

C A P I T U L O 4.

DISEÑO DE LAS TORRES DE ABSORCION

- 4.1. SELECCION DEL EMPAQUE.
- 4.2. CALCULO DE LA ALTURA DE LA SECCION EMPACADA.
- 4.3. CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION (ΔP).
- 4.4. DISEÑO MECANICO DE LAS TORRES.

4. DISEÑO DE LAS TORRES DE ABSORCIÓN.

4.1. Selección de empaque.

El corazón de una torre empacada es el empaque, por tal razón es muy importante seleccionar adecuadamente el tipo de empaque para un proceso dado. El mercado ofrece una gran variedad de empaques como son los anillos Raschig, anillos Lessing, anillos de Partición, silletas Berl, silletas Intalox etc. Hacer la selección basándonos solamente en el precio sería tan erróneo si sólo consideramos el área ofrecida. Una selección debe tomar en cuenta todos los factores que influyen la operación.

Las propiedades que debe poseer un empaque son las siguientes (1):

1. Una área superficial grande por unidad de volumen.
2. Una relación alta de área efectiva por área total.
3. Un porcentaje alto de espacio vacío (voidage).
4. Ser de forma irregular, para prevenir que el empaque se acomode de tal manera que disminuyan los espacios vacíos.
5. Favorecer la distribución del líquido.
6. Tener una baja densidad aparente y una dureza alta.
7. Ser de bajo costo.
8. Operar con una caída de presión baja.
9. Durabilidad.

El tipo de empaque usado comunmente en sistemas de secado de cloro con ácido sulfúrico son las silletas Berl de cerámica ó porcelana, ya que estos materiales son inertes a casi todos los medios corrosivos.

Las silletas Berl se fabricaron por primera vez en cantidades industriales por la compañía americana Maurice A. Knight Co. en 1934. El inventor de este tipo de empaque fue el Dr. Ernst Berl's; esta forma de silleta superó en eficiencia a los empaques usados en esa época, como lo fueron los anillos Raschig, los anillos de Partición y de Espiral (2).

Uno de los motivos por el cual se utilizan las silletas Berl en estos sistemas, es porque este empaque forma una estructura de piezas entrelazadas ó engranadas, lo cual le dá estabilidad a la columna empacada, y por otro lado reduce la canalización e incrementa el área superficial útil. Sin embargo tienen una desventaja ya que las piezas son simétricas, algunas se acomodarán entre ellas formando pequeñas columnas de elementos apilados, resultando una reducción del área efectiva.

Las silletas Berl se manufacturan por moldeo, generalmente se utiliza una masa de arcilla relativamente seca, la cual se comprime en un molde, y como consecuencia el cuerpo resultante es menos denso que los empaques elaborados por otros métodos. El método de moldeo

es un poco lento, dando por resultado un costo unitario más alto (3).

Las características del empaque seleccionado son las siguientes (4).

Empaque: Silletas Berl.
 Diámetro Nominal: $1\frac{1}{2}$ plg.
 Material: Cerámica (Chemical Stoneware)*
 Número aprox. por ft^3 : 660
 Peso aprox. en lb/ft^3 : 45
 Area por ft^3 en ft^2 : 46
 Por ciento de espacio libre: 70

* El material Chemical Stoneware (Knight-Ware) es producido por Maurice A. Knight Co., es una cerámica vítrea que no requiere de un esmalte adicional para hacerlo inerte a los ácidos.

Este tipo de cerámica es resistente a los ácidos excepto para el ácido fluorhídrico y sosa caústica concentrada.

4.2. Cálculo de la altura de la sección empacada.

Como ya sabemos que nuestro sistema requiere de 4 etapas, por lo tanto procederemos a calcular las dimensiones de todas las etapas, basándonos en las condiciones mostradas en la fig. 3.12.

a) Etapa No. 1:

La línea A-B de la fig. 3.12. representa nuestra primera etapa, las condiciones las podemos resumir en la fig. 4.1.

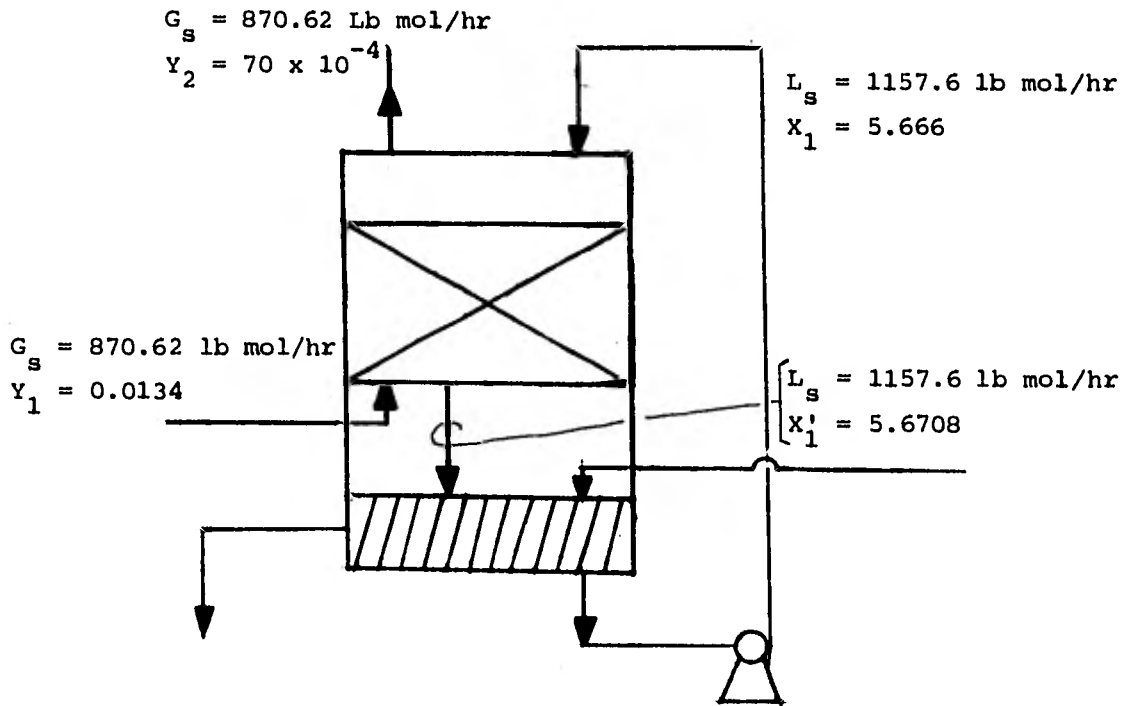


Fig. 4.1. Etapa No. 1

Haciendo un balance en la torre de la fig. 4.1. calculamos X'_1

$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s X'_1 - X_1$$

$$870.62 (0.0134 - 70 \times 10^{-4}) = 1157.6 (X'_1 - 5.666)$$

$$\text{donde: } X'_1 = 5.6708$$

Cálculo del diámetro de la torre.

Utilizaremos las condiciones del fondo de la torre de la fig. 4.1. para calcular el diámetro.

$$L'_1 = L_s (98) + (L_s X'_1) 18$$

$$L'_1 = (1157.6) (98) + (1157.6) (5.6708) \quad (18)$$

$$L'_1 = 231\,606.125 \text{ lb/hr}$$

de la tabla 2.2.

$$G' = 62\,800 \text{ lb/hr}$$

$$\rho \left[\begin{array}{l} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 49\%} \\ T = 13.4^\circ\text{C} \end{array} \right] = 87.42 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho \left[\begin{array}{l} \text{Cl}_2 \\ T = 13.4^\circ\text{C} \end{array} \right] = 0.168 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} = 0.1617 \text{ (Abcisa)}$$

En la fig. A.2 del Apéndice "Correlación Generalizada de Caída de Presión" y con el valor de la abcisa anterior obtenemos un valor de ordenada igual a 0.12, por lo tanto:

$$G' \text{ inund.} = \left[\frac{0.12 g_c \rho_G \rho_L}{C_f \mu_L^{0.2}} \frac{\rho_L}{\rho_w} \right]^{0.5}$$

sustituyendo valores:

$$G' \text{ inund.} = 3\,395.05 \text{ lb/hr ft}^2$$

considerando que la torre operará alrededor del 40% de la velocidad de inundación:

$$G_{op} = (0.4) (3395.05) = 1395.87 \text{ lb/hr ft}^2$$

por lo tanto la sección transversal y el diámetro será:

$$S = \frac{62\,800 \text{ lb/hr}}{1\,395.87 \text{ lb/hr ft}^2} = 44.954 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro de la torre} = 7.565 \text{ ft}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de masa. (8)

Las condiciones promedio son:

Para la corriente gaseosa:

$$\overline{PM} = 69.21 \text{ lb/lb mol}$$

$$\text{Visc. av.} = 0.0137 \text{ cps}$$

$$\text{Temp.} = 56.12^\circ\text{F}$$

$$\text{Presión} = 713 \text{ mm Hg}$$

$$G'_{av} = 1\,395.87 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_{AB} = 0.495 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

Para la corriente líquida:

$$\overline{PM} = 30 \text{ lb/lb mol}$$

$$\text{Visc.} = 5.0 \text{ cps}$$

$$\text{Densidad} = 87.42 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tensión Sup.} = 76.9 \text{ Dinas/cm}$$

$$L' = 5151.17 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_L = \frac{T}{F \mu} = \frac{286.5}{(.98 \times 10^7) (5)} (3.87) = 2.26 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

para el gas: $\mu_G'' = 0.0137 (2.42) = 0.0332 \text{ lb/ft hr}$

$$\rho_G = \frac{69.2105}{359} \frac{680}{760} \frac{492}{460 + 56.12} = 0.1644 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_{CG} = \frac{\mu''}{\rho_G D_G} = \frac{0.0332}{(0.1644) (0.495)} = 0.408$$

$$G' = 1395.87 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$G = 20.17 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

para el líquido: $L'_{av} = 5151.17 \text{ lb/hr ft}^2$

$$\rho_L = 87.42 \text{ lb/ft}^3, \mu_L' = 5.0 \text{ cp}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu''}{\rho_L D_L} = \frac{5.0 (2.42)}{(87.42) (2.26 \times 10^{-5})} = 6124.4$$

$$\sigma' = 76.9 \text{ Dina/cm}$$

líquido retenido en el empaque (Hold Up) tabla A.2

$$d_s = 0.155 \text{ ft}; \beta = 0.965 d_s^{0.376} = 0.4787$$

$$\phi_{tw} = \frac{2.50 \times 10^{-5} L' \rho}{d_s^2} = 0.0622$$

$$\phi_{sw} = \frac{0.00032}{d_s^{1.56}} = 5.865 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.0622 - 5.865 \times 10^{-3} = 0.0563$$

como $\mu_L' > 20$

$$H = \frac{(1.291) L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (0.212 L'^{0.413} - 1)} \left[\frac{\sigma'}{73} \right]^{1.033 - 0.262 \log L'}$$

sustituyendo valores:

$$H = 0.7821$$

$$\phi_o = \phi_{ow} H = (0.0563) (0.7821) = 0.044 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_s = \frac{(1.641 \times 10^{-4}) \mu_L^{0.04} \sigma'^{0.55}}{ds^{1.56} \rho_L^{0.37}} = 6.679 \times 10^{-3}$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 0.044 + 6.679 \times 10^{-3} = 0.0507$$

$$G'' = G' (0.075 / \rho_G)^{0.5} = 942.525 \text{ lb/hr ft}^2$$

de la tabla A.3 del Apéndice:

$$m = 46.5, n = (0.325 \times 10^{-4}) L' - 0.0996 = 0.0678$$

$$p = -0.1355$$

$$A_{aw} = m G''^n L'^p = 23.235, A_a = A_{aw} \frac{\phi_o}{\phi_{ow}} = 18.16$$

$$E_o = E - \phi_t = 0.75 - 0.0507 = 0.6993$$

$$\frac{F_G S_{CG}^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{ds G'}{\mu_G'' (1-E_o)} \right]^{-0.36}$$

sustituyendo valores:

$$F_G = 1.2015 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds L'}{\mu_L''} \right]^{0.45} S_{CL}^{0.5}$$

donde: $K_L = 1.26 \text{ lb mol/hr ft}^2 \text{ (lb mol/ft}^3\text{)}$

$C = \text{densidad molar (lb mol/ft}^3\text{)}$

$$C = \frac{87.42 \text{ lb/ft}^3}{30 \text{ lb/mol}} = 2.914 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$F_L = k_{LC} = (1.26) (2.914) = 3.67 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

los coeficientes volumétricos son:

$$F_G A_a = 1.2015 \times 18.16 = 21.82 \text{ lb mol/hr ft}^3$$

$$F_L A_a = 3.67 \times 18.16 = 66.6 \text{ lb mol/hr ft}^3$$

$$Y_1 = 0.0102, \quad y_1 = 0.0101$$

$$Y_i = 54.2 \times 10^{-4}, \quad y_i = 5.391 \times 10^{-3}$$

$$(1 - y) iM = 0.9922$$

$$(1 - x) iM = (1 - 0.85) = 0.15$$

$$k_{ya} = \frac{F_{Ga}}{(1 - y) iM} = \frac{21.82}{0.9922} = 21.99 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (frac. mol)}$$

$$k_{xa} = \frac{F_{La}}{(1 - x) iM} = \frac{66.6}{0.15} = 444.0 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (frac. mol)}$$

como el cambio de concentraciones en las dos corrientes es muy pequeño, consideraremos que la línea de equilibrio es recta.

De la fig. 3.12.A.

$$m = \frac{6.446 \times 10^{-3} - 5.127 \times 10^{-3}}{0.869 - 0.845} = 0.0549$$

de la ecuación 16.49 del Foust (5):

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} + \frac{m}{k_{xa}} = \frac{1}{21.99} + \frac{0.0549}{444.0} = 0.0456$$

$$K_{ya} = 21.9 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

la ecuación de diseño para calcular la altura empacada es:

$$Z = N_{TOG} H_{TOG}$$

primero calcularemos el número de unidades de transferencia N_{TOG} .

$$N_{TOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1 - Y) * M \, dY}{(1 - Y) (Y - Y^*)} \dots\dots\dots (4.1.)$$

$$\text{donde: } Y_1 = 134 \times 10^{-4}$$

$$Y_2 = 70 \times 10^{-4}$$

resolviendo la ecuación anterior por un método numérico (ver la tabla 4.a):

$$N_{TOG} = 1.67$$

$$H_{TOG} = \frac{G}{K_{ya} (1 - y) * M} = \frac{20.17}{(21.9) (0.9922)} = 0.9282$$

$$Z = 0.9282 \times 1.67 = 1.55 \text{ ft}$$

altura de la sección empacada de la torre No. 1 = 1.55 ft

Y $\times 10^4$	Y^* $\times 10^4$	$(1 - Y)$	$(1 - Y^*)$	$(1 - Y) * M$	$(Y - Y^*)$ $\times 10^4$	$A =$ $(1 - Y)(Y - Y^*)$ $\times 10^3$	$B =$ $\frac{(1 - Y) * M}{A}$	ΔY $\times 10^4$	B_{av}	$(\Delta Y)(B_{av})$
134	54.5	0.9866	0.9945	0.9905	79.5	7.84	126.339			
130	"	0.987	"	0.9907	75.5	7.45	132.98	4	129.659	0.0519
120	"	0.988	"	0.9912	65.5	6.47	153.199	10	143.089	0.1431
110	"	0.989	"	0.9917	55.5	5.49	180.637	10	166.918	0.1669
100	"	0.990	"	0.9922	45.5	4.50	220.489	10	200.563	0.2006
90	"	0.991	"	0.9927	35.5	3.52	282.017	10	251.253	0.2513
80	"	0.992	"	0.9932	25.5	2.53	392.569	10	337.293	0.3373
70	"	0.993	"	0.9937	15.5	1.54	645.26	10	518.915	0.5189
										<u>1.67</u>

Tabla 4.1. Integración numérica de la ecuación (4.1.)

b) Etapa No. 2:

La línea C-D de la fig. 3.12. representa nuestra segunda etapa, las condiciones las podemos resumir en la fig. 4.2.

$$L_S = \frac{(75) (1\ 530) (2.205) (0.645)}{98} = 1\ 665.31 \text{ lb mol/hr}$$

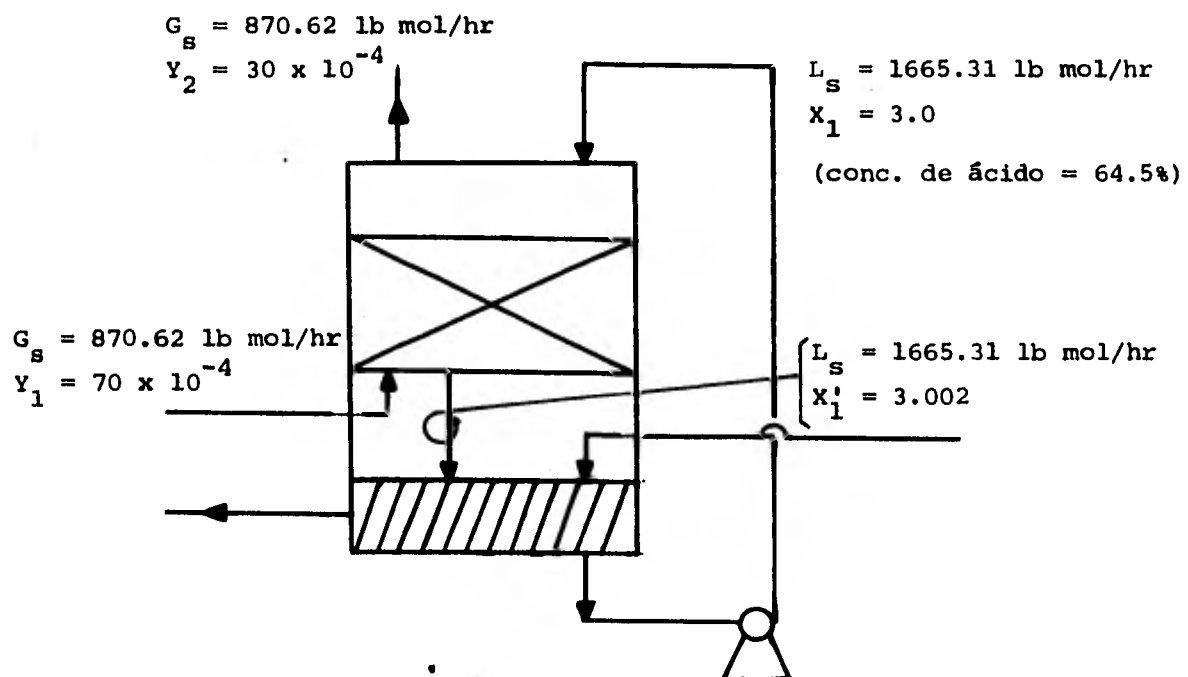


Fig. 4.2. Etapa No. 2

Siguiendo el mismo procedimiento que en la etapa No. 1:

$$G_S (Y_1 - Y_2) = L_S (X'_1 - X_1)$$

donde: $X'_1 = 3.002$

Cálculo del diámetro de la torre:

$$L'_1 = L_s 98 + L_s X'_1 18 = 253\,187.07 \text{ Lb/hr}$$

$$G'_1 = G_s 70.914 + G_s Y_1 18 = 61\,848.85 \text{ lb/hr}$$

$$\rho \begin{cases} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ (64.5\%)} \\ T = 13.4^\circ\text{C} \end{cases} = 95.52 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho \begin{cases} \text{Cl}_2 \\ T = 13.4^\circ\text{C} \end{cases} = 0.1679 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} = 0.1716 \text{ (Abcisa)}$$

en la fig. A.2. del Apéndice y con el valor de la abcisa anterior obtenemos un valor de ordenada igual a 0.1, y por lo tanto:

$$G' \text{ inund.} = \left[\frac{0.1 \frac{g'_c \rho_G \rho_L}{c_f \mu^{0.2}} \frac{\rho_L}{\rho_w}}{\rho_w} \right]^{0.5} = 3\,250.88 \text{ lb/hr ft}^2$$

consideraremos que la segunda torre tendrá el mismo diámetro que la primera, por lo tanto calcularemos el porcentaje de la velocidad de inundación con el cual operará la segunda torre.

De la primera torre:

$$\text{diámetro} = 7.565 \text{ ft y } S = 44.954 \text{ ft}^2$$

$$G_{op} = \frac{61\,848.85 \text{ lb/hr}}{44.954 \text{ ft}^2} = 1\,375.83 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\% \text{ inund.} = \frac{1\,375.83}{3\,250.88} \times 100 = 42.3\%$$

usando el mismo diámetro de la torre No. 1, obtenemos un 42.3% de la velocidad de inundación y por lo tanto es aceptable.

Cálculo del coeficiente de transferencia de masa.

Las condiciones promedio son:

Para la corriente gaseosa:

$$PM_{av} = 69.529 \text{ lb/lb mol}$$

$$\text{Visc.} = 0.0139 \text{ cps}$$

$$\text{Temp.} = 56.2^\circ\text{F}$$

$$\text{Presión} = 0.9486 \text{ Kg/cm}^2$$

$$G'_{av} S = 61\,817.505 \text{ lb/hr}$$

$$G'_{av} = 1\,375.13 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_{av} = 0.495 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

Para la corriente líquida:

$$PM_{av} = 38 \text{ lb/lb mol}$$

$$\text{Visc.} = 7.5 \text{ cps}$$

$$\text{Densidad} = 95.52 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tensión Sup.} = 78.5 \text{ Dinas/cm}$$

$$L' = 5\,632.14 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_L = 1.51 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

para el gas:

$$\mu_G'' = 0.0335 \text{ lb/ft hr}$$

$$\rho_G = 0.1694 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_{CG} = \frac{\mu''}{\rho_G D_G} = 0.3995$$

$$G' = 1\,375.13 \text{ lb/hr ft}^2, \quad G = 19.778 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

para el líquido:

$$L'_{av} = 5\,632.14 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\rho_L = 95.52 \text{ lb/ft}^3, \quad \mu'_L = 7.5 \text{ cps}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu''}{\rho_L D_L} = 12\,583.61, \quad \sigma' = 78.5 \text{ Dinas/cm}$$

líquido retenido en el empaque (Hold Up), tabla A.2.

$$d_s = 0.155 \text{ ft} \quad \beta = 0.965 d_s^{0.376} = 0.4787$$

$$\phi_{tw} = \frac{2.50 \times 10^{-5} L'^{\beta}}{d_s^2} = 0.06497$$

$$\phi_{sw} = \frac{0.00032}{d_s^{1.56}} = 5.865 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.0591 \quad \text{como } \mu'_L < 20$$

$$H = \frac{(1.291) L'^{0.57} \mu'_L{}^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (0.212 L'^{0.413} - 1)} \left[\frac{\sigma'}{73} \right]^{1.033 - 0.262 \log L'}$$

donde: $H = 0.772$

$$\phi_o = \phi_{ow} H = 0.0456 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_s = \frac{(1.641 \times 10^{-4}) \mu'_L{}^{0.04} \sigma'^{0.55}}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}} = 6.644 \times 10^{-3}$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 0.052$$

$$G'' = G' (0.075 / \rho_L)^{0.5} = 914.993 \text{ lb/hr ft}^3$$

de la tabla A.3. del Apéndice:

$$m = 46.5, \quad n = 0.0834, \quad p = -0.1355$$

$$A_{aw} = m G''^n L^p = 25.48$$

$$A_a = A_{aw} \frac{\phi_o}{\phi_{ow}} = 19.66 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

de la tabla A.4. del Apéndice:

$$E_o = E - \phi_t = 0.75 - 0.052 = 0.698$$

$$\frac{F_G S_{CG}^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{ds G'}{\mu_G'' (1-E_o)} \right]^{-0.36}$$

$$\text{donde } F_G = 1.2117 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$\frac{k_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds L'}{\mu_L''} \right]^{0.45} S_{CL}^{0.5}$$

$$\text{donde } k_L = 1.567 \text{ lb mol/hr ft}^2 \text{ (lb mol/ft}^3)$$

$$C = 2.51 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$F_L = k_L C = 3.93 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

Los coeficientes volumétricos son:

$$F_G A_a = 1.2117 \times 19.66 = 23.82 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$F_L A_a = 3.93 \times 19.66 = 77.26 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$\bar{Y} = 50 \times 10^{-4}, \quad \bar{y} = 4.975 \times 10^{-3}$$

$$\bar{Y}_i = 14 \times 10^{-4}, \quad \bar{y}_i = 1.398 \times 10^{-3}$$

$$(1 - y) iM = 0.9968$$

$$(1 - x) iM = (1 - 0.75) = 0.25$$

$$k_{ya} = \frac{F_{Ga}}{(1 - y) iM} = 23.896 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

$$k_{xa} = \frac{F_{La}}{(1 - x) iM} = 309.04 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

la pendiente de la curva de equilibrio es:

$$m = 0.0423$$

De la ecuación 16.49 del Foust (5):

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} + \frac{m}{k_{xa}} = \frac{1}{23.896} + \frac{0.0423}{309.04} = 0.042$$

$$K_{ya} = 23.8 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

la ecuación de diseño es:

$$Z = N_{TOG} H_{TOG}$$

primero calcularemos el número de unidades de transferencia N_{TOG} .

$$N_{TOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1 - Y) * M \, dY}{(1 - Y) (Y - Y^*)} \dots\dots\dots (4.2.)$$

$$\text{donde } Y_1 = 70 \times 10^{-4}$$

$$Y_2 = 30 \times 10^{-4}$$

resolviendo la ecuación anterior por un método numérico (ver la tabla 4.2.):

$$N_{\text{TOG}} = 1.2613$$

$$H_{\text{TOG}} = \frac{G}{K_{ya} (1-y) * M} = \frac{19.778}{(23.8) (0.9968)} = 0.834$$

por lo tanto:

$$Z = 1.2613 \times 0.834 = 1.052 \text{ ft}$$

Altura de la sección empacada

$$\text{de la torre No. 2} = 1.052 \text{ ft}$$

Y $\times 10^4$	Y^* $\times 10^4$	$(1 - Y)$	$(1 - Y^*)$	$(1 - Y) * M$	$(Y - Y^*)$ $\times 10^4$	$A =$ $(1 - Y) (Y - Y^*)$ $\times 10^3$	$B =$ $\frac{(1 - Y) * M}{A}$	ΔY $\times 10^4$	B_{av}	$(\Delta Y) (B_{av})$
70	14	0.993	0.9986	0.9958	56	5.561	179.069			
65	"	0.9935	"	0.9960	51	5.067	196.566	5	187.817	0.0939
60	"	0.994	"	0.9963	46	4.572	217.913	"	207.239	0.1036
55	"	0.9945	"	0.9965	41	4.077	244.42	"	231.167	0.1156
50	"	0.995	"	0.9968	36	3.582	278.28	"	259.85	0.1299
45	"	0.9955	"	0.9970	31	3.086	323.072	"	300.676	0.1503
40	"	0.996	"	0.9973	26	2.59	385.058	"	354.065	0.177
35	"	0.9965	"	0.9976	21	2.093	476.636	"	430.847	0.2154
30	"	0.997	"	0.9978	16	1.595	625.580	"	551.108	0.2756
										<hr/> = 1.2613

Tabla 4.2. Integración numérica de la ecuación (4.2.)

c) Etapa No. 3.

La línea E-F de la fig. 3.12. representa la tercera etapa, las condiciones las podemos resumir en la fig. 4.3.

$$\rho \begin{cases} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ (80.43\%)} \\ T = 13.4^\circ\text{C} \end{cases} = 108.04 \text{ lb/ft}^3$$

$$L_s = 2348.87 \text{ lb mol/hr}$$

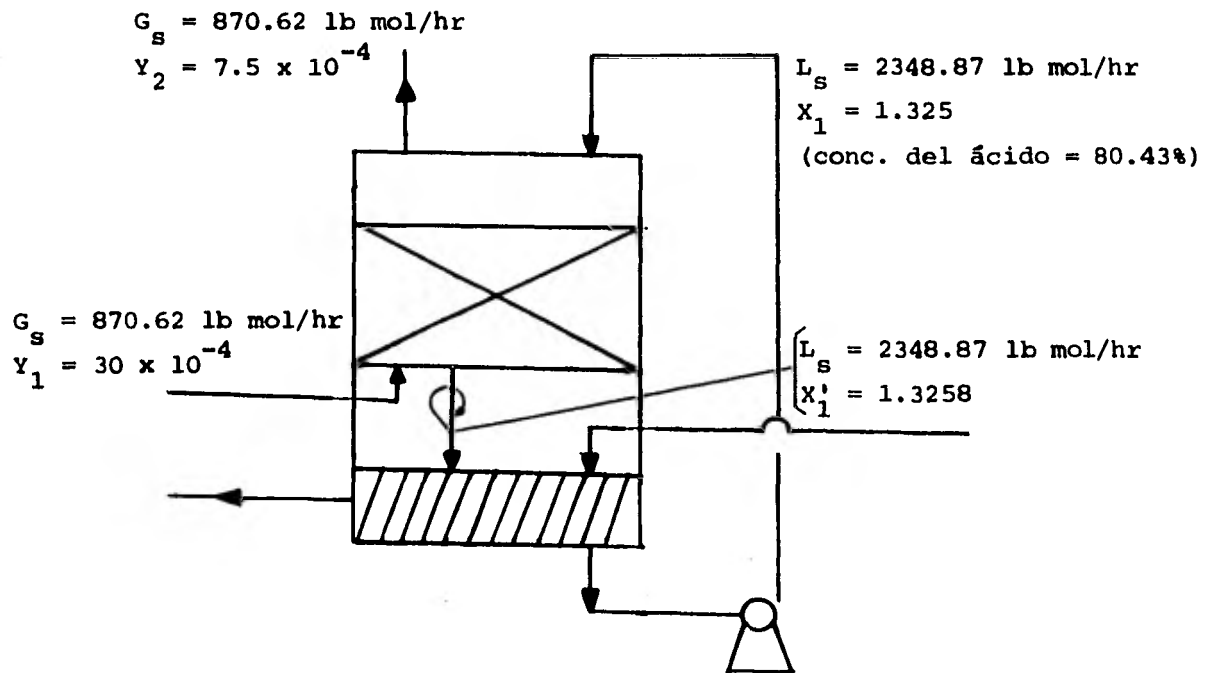


Fig. 4.3. Etapa No. 3.

Siguiendo el mismo procedimiento de las etapas anteriores tenemos que:

$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s (X'_1 - X_1)$$

donde $X'_1 = 1.3258$

Cálculo del diámetro de la torre.

$$L'_1 = 286\,243.63 \text{ lb/hr}$$

$$G'_1 = 61\,786.16 \text{ lb/hr}$$

$$\rho \left[\begin{array}{l} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ (80.4\%)} \\ T = 16.6^\circ\text{C} \end{array} \right] = 108.04 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho \left[\begin{array}{l} \text{Cl}_2 \\ T = 16.6^\circ\text{C} \end{array} \right] = 0.1641 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} = 0.181 \text{ (abcisa)}$$

con el valor anterior leemos en la fig. A.2., obteniendo una ordenada igual a 0.098, por lo tanto:

$$G' \text{ inund.} = 3\,203.45 \text{ lb/hr ft}^2$$

considerando que la tercera torre tendrá el mismo diámetro que la primera torre, entonces calcularemos el porcentaje de la velocidad de inundación.

De la primera torre tenemos que:

$$d = 7.565 \text{ ft}, \quad S = 44.954 \text{ ft}^2$$

$$G'_{op} = 1\,374.43 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\% \text{ de inund.} = 42.9\%$$

Debido a que el porcentaje es aceptable, usaremos el mismo diámetro que en la primera torre.

Cálculo del coeficiente de transferencia de masa.

Las condiciones promedio son:

Para la corriente gaseosa:

$$PM_{av} = 69.666 \text{ lb/lb mol}$$

$$\text{Visc.}_{av} = 0.0141 \text{ cps}$$

$$\text{Temp.} = 62^\circ\text{F}$$

$$\text{Presión} = 682 \text{ mm Hg}$$

$$G'_{av} S = 61\,768.53 \text{ lb/hr}$$

$$G'_{av} = 1\,374.04 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_{AB} = 0.507 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

Para la corriente líquida:

$$PM_{av} = 52.408$$

$$\text{Visc.}_{av} = 24 \text{ cps}$$

$$\text{Densidad} = 108.04 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tensión Sup.} = 80.2 \text{ Dinas/cm}$$

$$L' = 6\,367.48 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_L = 4.765 \times 10^{-6} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

para el gas:

$$M_G'' = 0.0341 \text{ lb/ft hr}$$

$$\begin{aligned} \rho_G &= 0.1641 \text{ lb/ft}^3 \\ S_{CG} &= 0.4099 \\ G' &= 1\,374.04 \text{ lb/hr ft}^2 \\ G &= 19.723 \text{ lb mol/hr ft}^2 \end{aligned}$$

para el líquido:

$$\begin{aligned} L' &= 6\,367.48 \text{ lb/hr ft}^2 \\ \rho_L &= 108.08 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu_L' &= 24 \text{ cps} \\ S_{CL} &= 112\,818.19 \\ \sigma' &= 80.2 \text{ Dinas/cm} \end{aligned}$$

Líquido retenido en el empaque (Hold Up) tabla 6.4. del Apéndice.

$$d_s = 0.155 \text{ ft}, \quad \beta = 0.965 \quad d_s^{0.376} = 0.4787$$

$$\phi_{tw} = 0.0689$$

$$\phi_{sw} = 5.864 \times 10^{-3}$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.063$$

como $\mu_L' > 20$

$$H = 0.8453, \quad \phi_o = \phi_{ow} H = 0.0533 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_B = 6.729 \times 10^{-3}$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 0.06$$

$$G'' = G' (0.075 / \rho_G)^{0.5} = 928.91 \text{ lb/hr}$$

Nota: Este valor de G' corregido es únicamente para calcular A_{aw} .

$$m = 46.5, \quad n = 0.1073, \quad p = -0.1355$$

$$A_{aw} = m G''^n L'^n = 29.54$$

$$A_a = A_{aw} \frac{\phi_o}{\phi_{ow}} = 24.99$$

de la tabla A.4.

$$E = 0.75, \quad E_o = E - \phi_t = 0.69$$

$$\frac{F_G S_{CG}^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{ds G'}{\mu_G'' (1-E_o)} \right]^{-0.36}$$

$$\text{donde } F_G = 1.2079 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$\frac{k_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds L'}{\mu_L''} \right]^{0.45} S_{CL}^{0.5}$$

$$\text{donde } k_L = 0.9273 \text{ lb mol/hr ft}^2 (\text{lb mol/ft}^3)$$

$$C = 2.0615 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$F_L = k_L C = 1.9116 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

los coeficientes volumétricos son:

$$F_G A_a = 1.2079 \times 24.99 = 30.185 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$F_L A_a = 1.9116 \times 24.99 = 47.771 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$\bar{y} = 18.75 \times 10^{-4}, \quad \bar{y} = 1.871 \times 10^{-3}$$

$$\bar{y}_i = 0.5 \times 10^{-4}, \quad \bar{y}_i = 5 \times 10^{-5}$$

$$(1 - y) iM = 0.999$$

$$(1 - x) iM = 0.4301$$

$$k_{ya} = \frac{F_{Ga}}{(1 - y) iM} = 30.215 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

$$k_{xa} = \frac{F_{La}}{(1 - x) iM} = 111.07 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

La pendiente de la curva de equilibrio es:

$$m = 1.7062 \times 10^{-3}$$

De la ecuación 16.49 del Foust (5):

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} + \frac{m}{k_{xa}}$$

donde: $K_{ya} = 30.2 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$

la ecuación de diseño es:

$$Z = N_{TOG} H_{TOG}$$

primero calcularemos el número de unidades de transferencia N_{TOG} .

$$N_{\text{TOG}} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1 - Y) * M \, dY}{(1 - Y) (Y - Y^*)} \dots\dots\dots (4.3.)$$

donde $Y_1 = 30 \times 10^{-4}$

$Y_2 = 7.5 \times 10^{-4}$

resolviendo la ecuación anterior por un método numérico (ver la tabla 4.3.):

$N_{\text{TOG}} = 1.45$

$H_{\text{TOG}} = \frac{G}{K_{ya} (1 - y) * M} = 0.6537 \text{ ft}$

$Z = 1.45 \times 0.6537 = 0.948 \text{ ft}$

Altura de la sección empacada

de la torre NO. 3 = 1.0 ft

Y $\times 10^4$	Y^* $\times 10^4$	$(1 - Y)$	$(1 - Y^*)$	$(1 - Y) * M$	$(Y - Y^*)$ $\times 10^4$	$A =$ $(1-Y) (Y-Y^*)$ $\times 10^3$	$B =$ $\frac{(1 - Y) * M}{A}$	ΔY $\times 10^4$	B_{av}	$(\Delta Y) (B_{av})$
30.	0.5	0.997	0.99995	0.9985	29.5	2.941	339.510			
27.5	"	0.9972	"	0.9986	27.	2.693	370.813	2.5	355.162	0.0888
25.	"	0.9975	"	0.9987	24.5	2.444	408.633	"	389.723	0.0974
22.5	"	0.9977	"	0.9988	22.	2.195	455.034	"	431.834	0.108
20.	"	0.998	"	0.9989	19.5	1.946	513.309	"	484.172	0.121
17.5	"	0.9982	"	0.9991	17.	1.697	588.745	"	551.027	0.1378
15.	"	0.9985	"	0.9992	14.5	1.448	690.055	"	639.40	0.1599
12.5	"	0.9987	"	0.9994	12.	1.199	833.528	"	761.792	0.1905
10.	"	0.999	"	0.9995	9.5	0.949	1053.103	"	943.315	0.2358
7.5	"	0.9993	"	0.9996	7.	0.699	1429.021	"	1241.062	0.3103
										= 1.45

Tabla 4.3. Integración numérica de la ecuación (4.3.)

d) Etapa No. 4.

La línea G-H de la fig. 3.12. representa la 4a. etapa, las condiciones las podemos resumir en la fig. 4.4.

$$\rho \begin{cases} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ (93.15\%)} \\ T = 13^\circ\text{C} \end{cases} = 114.52 \text{ lb/ft}^3$$

$$L_s = 2883.81 \text{ lb mol/hr}$$

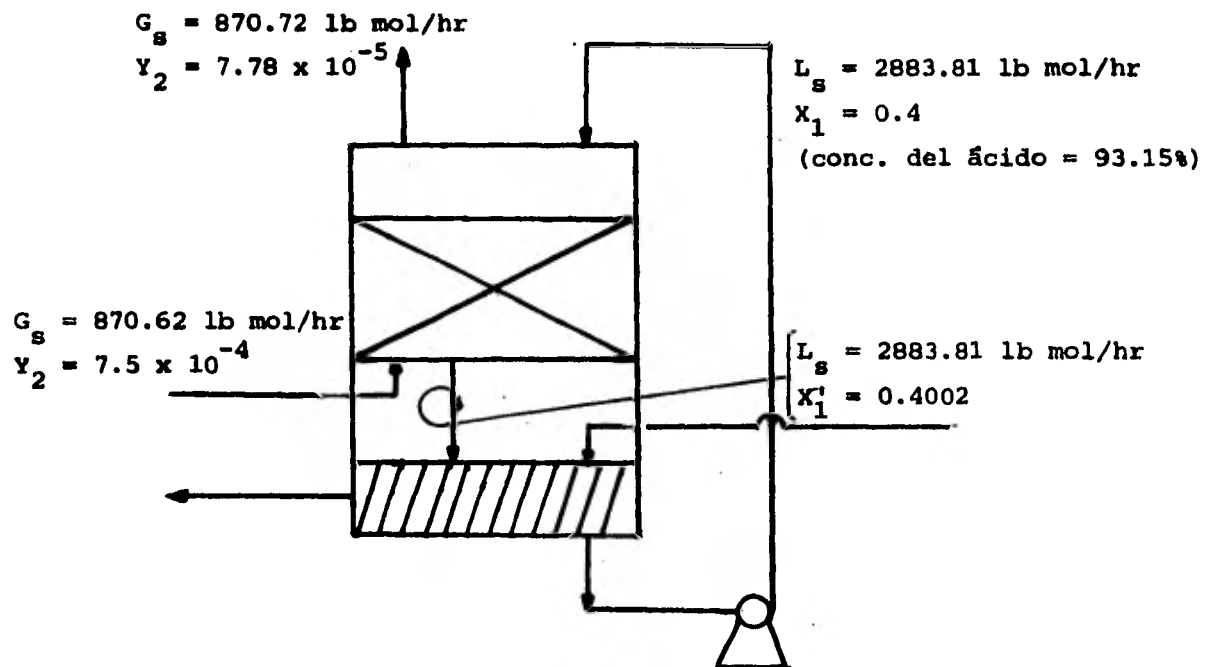


Fig. 4.4. Etapa No. 4

Si siguiendo el mismo procedimiento de las etapas anteriores tenemos que:

$$G_s (Y_1 - Y_2) = L_s (X'_1 - X_1)$$

donde $x_1' = 0.4002$

Cálculo del diámetro de la torre.

$$L_1' = 303\,387.19 \text{ lb/hr}$$

$$G_1' = 61\,750.9 \text{ lb/hr}$$

$$\rho \begin{cases} \text{Cl}_2 \\ T = 13^\circ\text{C} \end{cases} = 0.1627 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} = 0.185 \text{ (abcisa)}$$

de la fig. A.2. del Apéndice leemos:

$$\text{Ordenada} = 0.096$$

$$G' \text{ inund.} = 3\,256.62 \text{ lb/hr ft}^2$$

considerando que la cuarta torre tendrá el mismo diámetro que la primera, por lo tanto calcularemos el porcentaje de la velocidad de inundación con el cual operará la torre.

De la primera torre:

$$\text{diámetro} = 7.565 \text{ ft,} \quad S = 44.954 \text{ ft}^2$$

$$G'_{\text{Op}} = 1\,373.65 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\% \text{ de inund.} = 42.18\%$$

Este porcentaje es aceptable y por lo tanto usaremos el mismo diámetro de la primera torre.

Cálculo del coeficiente de transferencia de masa.

Las condiciones promedio son:

Para la corriente gaseosa:

$$PM_{av} = 69.71 \text{ lb/lb mol}$$

$$Visc._{av} = 0.01395 \text{ cps}$$

$$Temp. = 55.4^\circ F$$

$$Presión = 667 \text{ mm Hg}$$

$$G'_{av} = 1\,373.53 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_{AB} = 0.5108 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

Para la corriente líquida:

$$PM_{av} = 75.144 \text{ lb/lb mol}$$

$$Visc._{av} = 31.5 \text{ cps}$$

$$Densidad = 114.52 \text{ lb/ft}^3$$

$$Tensión \text{ sup.} = 81.5 \text{ Dinas/cm}$$

$$L' = 6\,748.84 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_L = 3.585 \times 10^{-6} \text{ ft}^2/\text{hr}$$

para el gas:

$$\mu_G'' = 0.0338 \text{ lb/ft hr}$$

$$\rho_G = 0.1627 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_{CG} = 0.4067$$

$$G' = 1\,373.53 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$G = 19.703 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

para el líquido:

$$L'_{av} = 6\,748.84 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$\mu'_L = 31.5 \text{ cps}$$

$$S_{CL} = 185\,675.85$$

$$\sigma' = 81.5 \text{ Dinas/cm}$$

líquido retenido en el empaque (Hold Up):

$$d_s = 0.155 \text{ ft}, \quad \theta = 0.965 d_s^{0.376} = 0.4787$$

$$\phi_{tw} = 0.0708$$

$$\phi_{sw} = 5.864 \times 10^{-3}$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.0649$$

$$H = 0.8807$$

$$\phi_o = \phi_{ow} H = 0.0572 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_s = 6.7175 \times 10^{-3}$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 0.0639$$

$$G'' = G' (0.075 / \rho_G)^{0.5} = 932.556 \text{ lb/hr ft}^2$$

Nota: Este valor de G' corregido es válido únicamente para calcular A_{aw} .

$$m = 46.5, \quad n = 0.1197, \quad p = -0.1355$$

$$A_{aw} = m G''^n L^p = 31.92 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$A_a = A_{aw} \frac{\phi_o}{\phi_{ow}} = 28.133 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$E_o = E - \phi_t = 0.6861$$

$$\frac{F_G S_{CG}^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{ds G'}{\mu_G'' (1-E_o)} \right]^{-0.36}$$

donde $F_G = 1.2115 \text{ lb mol/hr ft}^2$

$$\frac{k_L ds}{D_L} = 25.1 \left[\frac{ds L'}{\mu_L''} \right]^{0.45} S_{CL}^{0.5}$$

donde $k_L = 3.433 \text{ lb mol/hr ft}^2 \text{ (lb mol/ft}^3)$

$$C = 1.524 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$F_L = k_L C = 5.232 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

los coeficientes volumétricos son:

$$F_G A_a = 34.08 \text{ lb mol/hr ft}^3$$

$$F_L A_a = 147.19 \text{ lb mol/hr ft}^3$$

$$\bar{Y} = 4.139 \times 10^{-4}, \quad \bar{y} = 4.137 \times 10^{-4}$$

$$\bar{Y}_i = 1.315 \times 10^{-6}, \quad \bar{y}_i = 1.315 \times 10^{-6}$$

$$(1 - y) iM = 0.9997$$

$$(1 - x) iM = 0.7143$$

$$k_{ya} = \frac{F_{Ga}}{(1-y) iM} = 34.09 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

$$k_{xa} = \frac{F_{La}}{(1-x) iM} = 206.06 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$$

La pendiente de la curva de equilibrio es:

$$m = 2.017 \times 10^{-5}$$

De la ecuación 16.49 del Foust (5):

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} = \frac{m}{k_{xa}}$$

donde $K_{ya} = 34.09 \text{ lb mol/hr ft}^3 \text{ (fracc. mol)}$

la ecuación de diseño es:

$$Z = N_{TOG} H_{TOG}$$

primero calcularemos el número de unidades de transferencia N_{TOG} .

$$N_{TOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1-Y)*M dY}{(1-Y)(Y-Y^*)} \dots\dots\dots(4.4.)$$

donde $y_1 = 7.5 \times 10^{-4}$

$$y_2 = 0.778 \times 10^{-4}$$

resolviendo la ecuación anterior por un método numérico (ver la tabla 4.4.):

$$N_{\text{TOG}} = 2.36$$

$$H_{\text{TOG}} = \frac{G}{K_{ya} (1 - y) * M} = 0.578 \text{ ft}$$

$$Z = 2.36 \times 0.578 = 1.364 \text{ ft}$$

Altura de la sección empacada

$$\text{de la torre No. 4} = 1.364 \text{ ft}$$

Y $\times 10^4$	Y^* $\times 10^6$	$(1 - Y)$	$(1 - Y^*)$	$(1 - Y) * M$	$(Y - Y^*)$ $\times 10^4$	$A =$ $(1-Y) (Y-Y^*)$ $\times 10^4$	$B =$ $\frac{(1 - Y) * M}{A}$	ΔY $\times 10^4$	B_{av}	$(\Delta Y) (B_{av})$
7.5	1.315	0.99925	1.0	0.99963	7.487	7.481	1336.22			
7.0	"	0.9993	"	0.99965	6.987	6.982	1431.75	0.5	1383.99	0.0692
6.0	"	0.9994	"	0.9997	5.987	5.983	1670.90	1.0	1551.33	0.1551
5.0	"	0.9995	"	0.99975	4.987	4.985	2005.52	1.0	1838.21	0.1838
4.0	"	0.9996	"	0.9998	3.987	3.985	2508.91	1.0	2257.21	0.2257
3.0	"	0.9997	"	0.99985	2.987	2.986	3348.46	1.0	2928.68	0.2929
2.0	"	0.9998	"	0.9999	1.987	1.987	5032.21	1.0	4190.33	0.4190
1.0	"	0.9999	"	0.99995	0.987	0.987	10133.26	1.0	7582.73	0.7583
0.9	"	0.99991	"	0.99996	0.887	0.887	11276.05	0.1	10704.65	0.1070
0.78	"	0.99992	"	0.99996	0.765	0.765	13074.79	0.12	12175.42	0.1485
										<hr/> = 2.36

Tabla 4.4. Integración numérica de la ecuación (4.4.)

RESUMEN:

Después de haber calculado la altura de la sección empacada y el diámetro para las cuatro torres aplicando las correlaciones de Shulman (8), en general podemos observar que la altura resultante es demasiado pequeña con relación al diámetro requerido, existiendo una desproporción entre el diámetro y la altura de las torres. Esta desproporción es inconveniente porque afecta la operación hidráulica de las torres.

En situaciones como la anterior, se aconseja aplicar algunas reglas prácticas de carácter empírico, que son útiles en el dimensionamiento del equipo.

Una de esas reglas recomienda que el diámetro de una torre empacada debe ser menor ó igual a su altura; aplicando este criterio obtenemos que la mínima altura recomendada sería $Z_T = D = 7.6$ ft para las cuatro torres.

Por otro lado Baasel (9) recomienda para el diseño de columnas de separación, empacadas con anillos Pall, que la altura de una unidad de transferencia (H_{tu}) puede ser estimado como sigue:

$$H_{tu} = 2.0 - 3.0 \text{ ft para anillos de } 1''$$

$$H_{tu} = 2.5 - 3.5 \text{ ft para anillos de } 2''$$

Según Chauvel (10) los anillos Pall tienen una eficiencia para la transferencia mayor que las silletas,

y como en nuestro caso el empaque utilizado fueron las silletas Berl de 1½", podemos esperar valores de Htu mayores que los señalados anteriormente. En base a lo anterior si aplicamos un valor aproximado de Htu = 4.5 ft, obtenemos las siguientes alturas empacadas totales para cada torre.

No. de torre	No. de Unid. de transf.	Altura de la U. de transf. (ft)	Altura total empacada (ft)
1	1.6	4.5	7.5
2	1.26	4.5	5.7
3	1.45	4.5	6.5
4	2.36	4.5	10.6

Tomando en cuenta los dos criterios anteriores podemos concluir que las torres No. 1, 2 y 3 tendrán 7.6 ft de altura total empacada, mientras que la altura de la cuarta torre será de 10.6 ft.

Las dimensiones finales de las cuatro torres están resumidas en la siguiente tabla:

No. de torre	Diámetro	Altura de la sección empacada (ft)
1	7.56	7.6
2	7.56	7.6
3	7.56	7.6
4	7.56	10.6

4.3 Cálculo de la caída de presión.

Es de vital importancia conocer la caída de presión a través de las torres de absorción, porque este valor relacionado con el flujo volumétrico nos dá la cantidad de energía requerida para pasar el fluido gaseoso a través del sistema.

Los principales factores que influyen la caída de presión en sistemas irrigados (flujo de 2 fases) son los siguientes (6).

1. El porcentaje de espacio libre en el empaque (Voidage).
2. La velocidad de la masa gaseosa.
3. La forma y diámetro efectivo de las partículas del empaque.
4. La densidad del empaque.
5. El flujo del líquido.

a) ΔP en la torre No. 1.

Para saber que método es el más apropiado para calcular la caída de presión a través del lecho empacado, primero debemos determinar en que región ó zona opera la torre con respecto a los límites de inundación y carga.

Utilizando los valores obtenidos en el cálculo del diámetro de esta torre tenemos que:

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} = 0.1617 \text{ (abcisa)}$$

$$\frac{G'_{op}{}^2 C_f \mu_L'^{0.5}}{g'_c \rho_G \rho_L} \left[\frac{\rho_w}{\rho_L} \right] = 0.0203 \text{ (ordenada)}$$

con estas coordenadas localizamos el punto de operación en la fig. 6.26. del Treybal, resultando que estamos por debajo de 0.5 plg de agua por ft de empaque, que corresponde al punto más bajo de la zona de carga. De acuerdo a estas condiciones Max Leva (7) recomienda el uso de la siguiente ecuación para calcular la ΔP .

$$\Delta P = \alpha \times 10^{\beta L} \times \frac{G^2}{\rho_g} = \text{plg H}_2\text{O/ft} \dots\dots(4.5.)$$

donde:

$$G = \text{Masa vel. lb/seg ft}^2$$

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

$$L = \text{Masa vel. del líquido lb/seg ft}^2$$

(para otros sistemas que no sean Agua-Gas, multiplicar el flujo del líquido por la relación

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} / \rho_{\text{liq.}})$$

α y β' = Constantes dadas en la tabla . del Apéndice

de la tabla del Apéndice, para silletas Berl de 1½" ϕ :

$$\alpha = 0.21, \quad \beta' = 0.13$$

$$L = \frac{L' \rho_w}{\rho_L} = 1.02 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$G = 0.3877 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$\rho_G = 0.168 \text{ lb/ft}^3$$

sustituyendo valores en la ecuación (4.5.)

$$\Delta P = 0.255 \text{ plg H}_2\text{O/ft}$$

$$\Delta P_T = 0.255 \times 7.6 = 1.934 \text{ plg H}_2\text{O}$$

$$\Delta P \text{ total}$$

$$\text{en la torre No. 1} = 1.934 \text{ plg H}_2\text{O}$$

b) ΔP en la torre No. 2.

Aplicando el mismo procedimiento que en la torre No. 1.

$$\text{abcisa} = 0.1716$$

$$\text{ordenada} = 0.018$$

de acuerdo a la gráfica 6.26, estamos por debajo del límite de carga, y por lo tanto aplicaremos la ecuación (4.5.).

$$L = \frac{L' \rho_w}{\rho_L} = 1.02 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$G = 0.38198 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$\rho_G = 0.1679 \text{ lb/ft}^3$$

sustituyendo valores en la ecuación (4.5)

$$\Delta P = 0.2477 \text{ plg H}_2\text{O/ft}$$

$$\Delta P_T = 0.2477 \times 7.6 = 1.88 \text{ plg H}_2\text{O}$$

$$\Delta P \text{ total}$$

$$\text{en la torre No. 2} = 1.88 \text{ plg H}_2\text{O}$$

c) ΔP en la torre No. 3.

Aplicando el mismo procedimiento que en la torre No. 1.

$$\text{abcisa} = 0.181$$

$$\text{ordenada} = 0.018$$

el punto de operación también está por debajo del límite de carga, y por lo tanto utilizaremos la ecuación (4.5.).

$$L = \frac{L' \rho_w}{\rho_L} = 1.02 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$G = 0.3817 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$\rho_G = 0.1641 \text{ lb/ft}^3$$

sustituyendo valores en la ecuación (4.5.).

$$\Delta P = 0.253 \text{ plg H}_2\text{O/ft}$$

$$\Delta P_T = 0.253 \times 7.6 = 1.92 \text{ plg H}_2\text{O}$$

$$\Delta P \text{ total}$$

$$\text{en la torre No. 3} = 1.92 \text{ plg H}_2\text{O}$$

d) ΔP en la torre No. 4

Aplicando el mismo procedimiento que en la torre No. 1.

$$\text{abcisa} = 0.185$$

$$\text{ordenada} = 0.017$$

como el punto de operación está por debajo del límite de carga, usaremos la ecuación (4.5.).

$$L = \frac{L' \rho_w}{\rho_L} = 1.0198 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$G = 0.3815 \text{ lb/seg ft}^2$$

$$\rho_G = 0.1627 \text{ lb/ft}^3$$

sustituyendo valores en la ecuación (4.5.).

$$\Delta P = 0.255 \text{ plg H}_2\text{O/ft}$$

$$\Delta P_T = 0.255 \times 10.6 = 2.703 \text{ plg H}_2\text{O}$$

$$\Delta P \text{ total}$$

$$\text{en la torre No. 4} = 2.703 \text{ plg H}_2\text{O}$$

4.4. Diseño mecánico de las torres de secado.

4.4.1. Hoja de datos y especificaciones.

Para poder elaborar el diseño mecánico de las torres, es necesario hacer un resumen de los resultados establecidos en el diseño básico del sistema. Estos datos constituyen la base de partida para el desarrollo de los detalles que se generan durante el análisis mecánico, y que permiten la elaboración del plano de fabricación que utilizará el constructor y servirá de base al diseño de cimentación y servicios auxiliares.

El resumen de resultados antes mencionado se presenta en las hojas de datos y especificaciones para torres empacadas y para internos de torre, ver las especificaciones P-01 y P-02 que a continuación se anexan.

HOJA DE ESPECIFICACIONES
PARA TORRES EMPACADAS

ESPEC. No. P-01

HOJA 1 DE 4

IDENTIFICACION: V-101/V-102/V-103 DIAMETRO INTERNO: 7.56 ft
 SERVICIO: Secado de Cloro ALTURA TOTAL APROXIMADA: _____
 ALTURA EMPACADA: 7.6 ft EMPAQUE: Silletas Berl, 1/2" φ
 ESPECIFICACION DE INTERNOS: Ver hoja n° 3 ELIMINADOR DE ARRASTRE: NO
 ACOMODO DEL EMPAQUE: Aleatorio

DATOS DE PROCESO

PRESION DE OPERACION: 13.7 PSIA TEMP. DE OPERACION: 62 °F
 PRESION DE DISEÑO: 28 PSIA TEMP. DE DISEÑO: 120 °F
 DENSIDAD DEL LIQUIDO: 96.98 lb/ft³ DENSIDAD DEL GAS: 0.169 lb/ft³
 ALIMENTACION DE LIQUIDO: (NORMAL)/(MAX.) 6367.5 lb/hy ft²
 ALIMENTACION DE GAS: (NORMAL)/(MAX.) 1395.9 lb/hy ft²

CONDICIONES MECANICAS

CODIGO EMPLEADO: ASME Seccion VIII PRESION DE PRUEBA: 22 PSIG
 SOPORTE PROPIO: Si CARGA DE VIENTO: _____
 COEFICIENTE SISMICO: _____ RADIOGRAFIA: _____
 RECUBRIMIENTO: Ladrillo Antiacido AISLAMIENTO: NO
 ESPESOR PREVISTO DE CORROSION: 1/16"

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CUERPO: SA-283 Gr. C BRIDAS: A-181 Gr. I
 TAPAS: SA-283 Gr. C TUBERIA INTERIOR: Ceramica
 EMPAQUES PARA BRIDAS: Neopreno 1/8" PARTES INTERNAS: Ceramica
 SOPORTES DE INTERNOS: Barras de Vidrio TORNILLOS/TUERCAS: A-307 Gr. B
 SOLDADURA: Por Código OTROS: _____

OBSERVACIONES _____

Calculó: BBR Aprobó: BBR Rev: _____
 Fecha: 30/V/81 Fecha: 30/V/81 Fecha: _____

BASILIO B. BARRETO ROSALES
 TESIS PROFESIONAL
 UNAM 1981

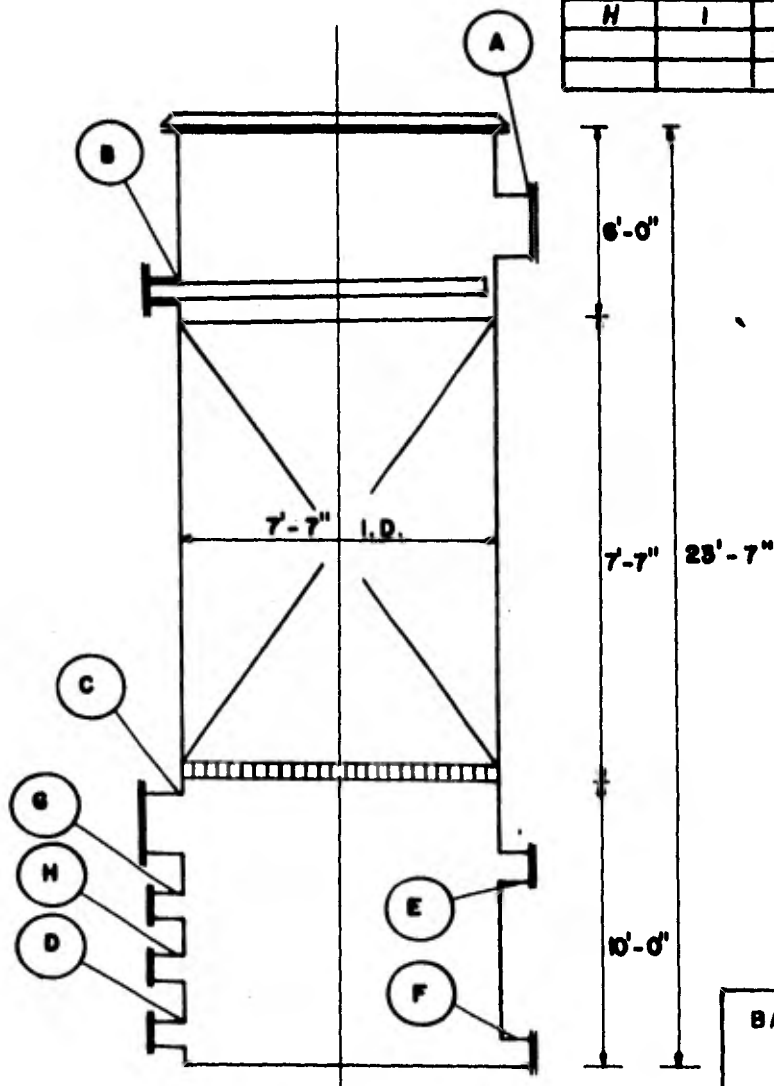
HOJA DE ESPECIFICACIONES
PARA TORRES EMPACADAS

ESPEC. N° P-01

HOJA 2 DE 4

TABLA DE BOQUILLAS

MARCA	CANT.	DIAM.	RANGO	SERVICIO
A	1	30"	150 #	Salida de Cloro
B	1	8"	"	Entrada de H ₂ SO ₄
C	1	30"	"	Entrada de Cloro
D	1	8"	"	Recirc. de H ₂ SO ₄
E	1	3"	"	Derivame de H ₂ SO ₄
F	1	6"	"	Dren
G	1	3"	"	Salida de H ₂ SO ₄
H	1	3"	"	Reposición de H ₂ SO ₄



BASILIO B. BARRETO ROSALES
TESIS PROFESIONAL

UNAM

1981

HOJA DE ESPECIFICACIONES
PARA INTERNOS DE TORRE

ESPEC. No. P-01

HOJA 3 DE 4

IDENTIFICACION : Torres n° V-101/V-102/V-103
 SERVICIO : Sacado de Cloro
 EMPAQUE : _____
 A) TAMAÑO, TIPO, ESPESOR : Silletas Berl de 1 1/2" φ de Cerámica
 B) ALTURA DE CADA SECCION : Una sección de 7'-7"
 C) FORMA DE EMPACAR : Empacar en seco
 D) ARREGLO DEL EMPAQUE : Alcatoya
 DISTRIBUIDOR TIPO : Vertedor en V de Cerámica FORMA DE QUITARLO : Por tapa superior
 RE-DISTRIBUIDOR TIPO : NO FORMA DE QUITARLO : _____
 PLATO SOPORTE TIPO : Enrejado de vidrio FORMA DE QUITARLO : Por tapa superior
 LOCALIZACION DE PASA-HOMBRE : NO
 SEPARADOR DE ARRASTRE DE LIQUIDO : NO

MATERIALES DE CONSTRUCCION

EMPAQUE : Silletas Berl 1 1/2" Cerámica (chemical Stoneware)
 DISTRIBUIDOR : Modelo K-1027-S. Knight-Ware, Chemical Stoneware
 RE-DISTRIBUIDOR : NO
 PLATO SOPORTE : Modelo N° 380 H de vidrio
 SEPARADOR DE ARRASTRE : NO
 ESPREAS : NO FABRICANTE : _____
 PERFILES DE SOPORTE : Ladrillo antiácido
 TORNILLOS/TUERCAS : _____
 OTROS : _____

DESCRIPCION DE ARREGLOS DEL EMPAQUE : _____
UNA SECCIONES DE UNA CAPAS
 PRIMERA SECCION : 7'-7" de Silletas Berl de 1 1/2" φ
 SEGUNDA SECCION : _____

OBSERVACIONES : * Modelo K-1027-S-91". Ver boletín n° T1-53 de Maurice A. K.
** Modelo n° 380 H- Bar Packing Support Grid. Estilo H-K-38-G-M.
Ver Boletín n° T1-31 de Maurice A. Knight.

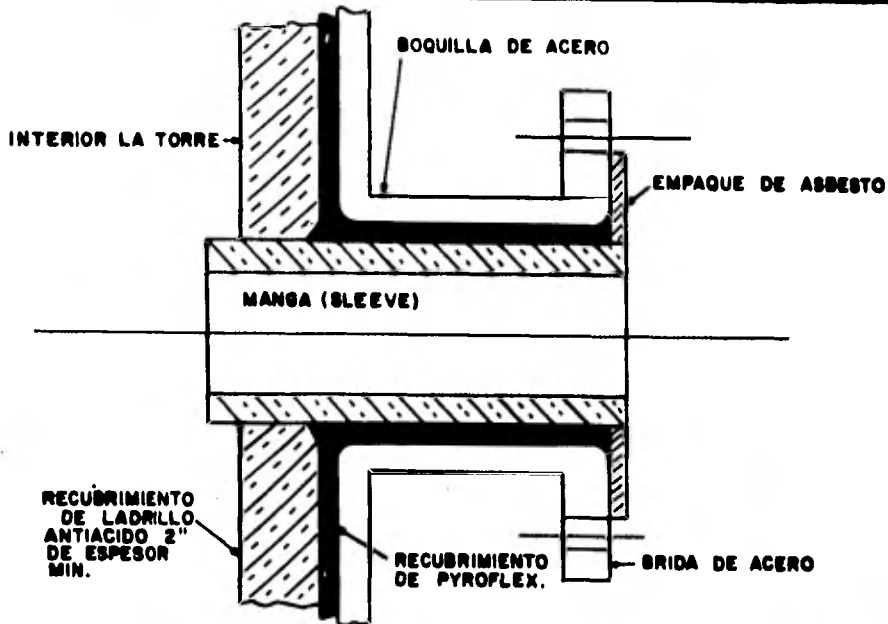
CALCULO : BBR APROBO : _____ REVISO : _____
 FECHA : 10/VI-81 FECHA : _____ FECHA : _____

BASILIO B. BARRETO ROSALES
 TESIS PROFESIONAL
 UNAM 1981

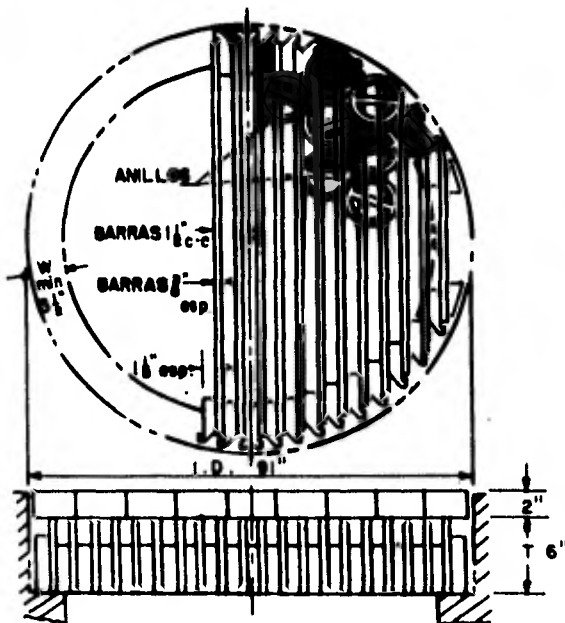
**HOJA DE ESPECIFICACIONES
PARA INTERNOS DE TORRE**

ESPEC. N° P-01

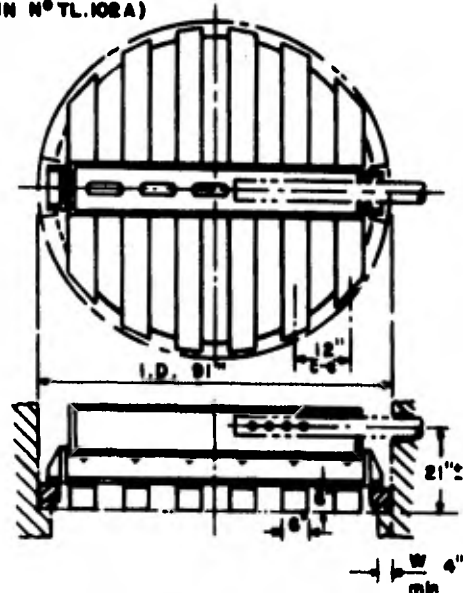
HOJA 4 DE 4



**DETALLE DEL RECUBRIMIENTO INTERIOR
Y DE LAS BOQUILLAS. (BOLETIN N° TL.102A)**



PLATO SOPORTE ESTILO H-K-38-S-M



**DISTRIBUIDOR CON TUBO SECUNDARIO DE
ALIMENTACION MODELO N° K-1027-S-91**

**BASILIO B. BARRETO ROSALES
TESIS PROFESIONAL
UNAM 1982**

HOJA DE ESPECIFICACIONES
PARA TORRES EMPACADAS

ESPEC. No. P-02

HOJA 1 DE 4

IDENTIFICACION: Torre no V-104 DIAMETRO INTERNO: 7.56 ft
 SERVICIO: Sacado de Cloro ALTURA TOTAL APROXIMADA: 25 ft
 ALTURA EMPACADA: 10.6 ft EMPAQUE: Silletas Berl 1/2" ϕ
 ESPECIFICACION DE INTERNOS: Ver hoja no 3 ELIMINADOR DE ARRASTRE: NO
 ACOMODO DEL EMPAQUE: Aleatorio

DATOS DE PROCESO

PRESION DE OPERACION: 13.65 PSIA TEMP. DE OPERACION: 62 °F
 PRESION DE DISEÑO: 28 PSIA TEMP. DE DISEÑO: 120 °F
 DENSIDAD DEL LIQUIDO: 114.2 lb/ft³ DENSIDAD DEL GAS: 0.1623 lb/ft³
 ALIMENTACION DE LIQUIDO: (NORMAL)/(MAX.) 6748.8 lb/hr ft²
 ALIMENTACION DE GAS: (NORMAL)/(MAX.) 1373.5 lb/hr ft²

CONDICIONES MECANICAS

CODIGO EMPLEADO: ASME Sección VIII PRESION DE PRUEBA: 22 PSIG
 SOPORTE PROPIO: SI CARGA DE VIENTO: _____
 COEFICIENTE SISMICO: _____ RADIOGRAFIA: _____
 RECUBRIMIENTO: NO AISLAMIENTO: NO
 ESPESOR PREVISTO DE CORROSION: 1/16"

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CUERPO: SA-283 Gr. C BRIDAS: A-181 Gr. I
 TAPAS: SA-283 Gr. C TUBERIA INTERIOR: A-53 Gr. A o B
 EMPAQUES PARA BRIDAS: Neopreno 1/8" PARTES INTERNAS: Acero al Carbon
 SOPORTES DE INTERNOS: _____ TORNILLOS/TUERCAS: A-307 Gr. B
 SOLDADURA: Por Código OTROS: _____

OBSERVACIONES

Calculó: BBR Aprobó: _____ Rev: _____Fecha: 30/V/81 Fecha: _____ Fecha: _____

BASILIO B. BARRETO ROSALES
 TESIS PROFESIONAL
 UNAM 1981

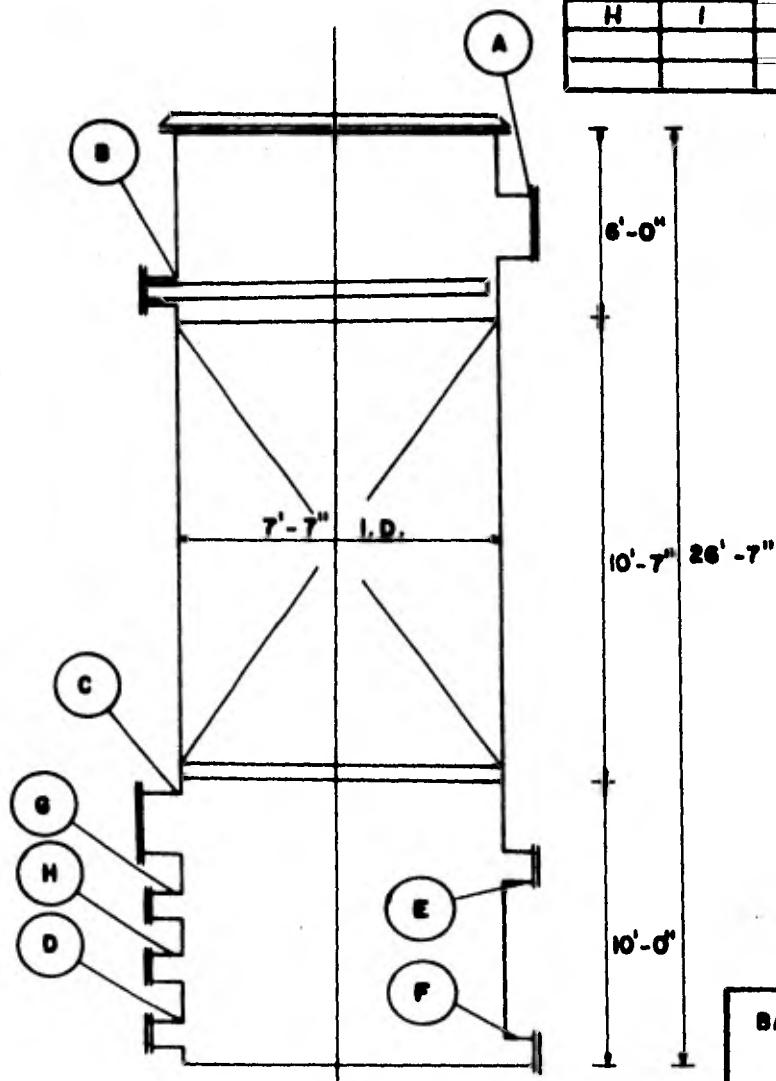
HOJA DE ESPECIFICACIONES
PARA TORRES EMPACADAS

ESPEC. N° P-02

HOJA 2 DE 4

TABLA DE BOQUILLAS

MARCA	CANT.	DIAM.	RANGO	SERVICIO
A	1	30"	150 #	Salida de Cloro
B	1	8"	"	Entrada de H ₂ SO ₄
C	1	30"	"	Entrada de Cloro
D	1	8"	"	Recirc. de H ₂ SO ₄
E	1	3"	"	Desarrollo de H ₂ SO ₄
F	1	6"	"	Dren
G	1	3"	"	Salida de H ₂ SO ₄
H	1	3"	"	Reposicion de H ₂ SO ₄



BASILIO B. BARRETO ROSALES
TESIS PROFESIONAL

UNAM

1988

HOJA DE ESPECIFICACIONES PARA INTERNOS DE TORRE

ESPEC. No. P-02

HOJA 3 DE 4

IDENTIFICACION : Torre no V-104
 SERVICIO : Secado de Coyo
 EMPAQUE : _____
 A) TAMAÑO, TIPO, ESPESOR : Silletas Berl de 1 1/2" ϕ de Cerámica
 B) ALTURA DE CADA SECCION : Una sección de 10'-7"
 C) FORMA DE EMPACAR : Empacar en seco
 D) ARRESLO DEL EMPAQUE : Alzatoria
 DISTRIBUIDOR TIPO : Vertedor en "V", acero al carbón FORMA DE QUITARLO : Por tapa superior
 RE-DISTRIBUIDOR TIPO : NO FORMA DE QUITARLO : _____
 PLATO SOPORTE TIPO : Multi-Beam acero al carbón FORMA DE QUITARLO : Por tapa superior
 LOCALIZACION DE FASA-HOMBRE : NO
 SEPARADOR DE ARRASTRE DE LIQUIDO : NO

MATERIALES DE CONSTRUCCION

EMPAQUE : Silletas Berl de 1 1/2" ϕ de cerámica (Chemical Stoneware)
 DISTRIBUIDOR : Modelo M-1027-S. Acero al carbón
 RE-DISTRIBUIDOR : NO
 PLATO SOPORTE : Multi-Beam, acero al carbón
 SEPARADOR DE ARRASTRE : NO
 ESPREAS : NO FABRICANTE : _____
 PERFILES DE SOPORTE : Acero A-36
 TORNILLOS/TUERCAS : Acero A-307 Gr. B
 OTROS : _____

DESCRIPCION DE ARRESLO DEL EMPAQUE : _____
UNA SECCIONES DE UNA CAPAS
 PRIMERA SECCION : _____
 SEGUNDA SECCION : _____

OBSERVACIONES : * Modelo M-1027-S-91. Ver boletín no T1-53 de
Maurice A. Knight.

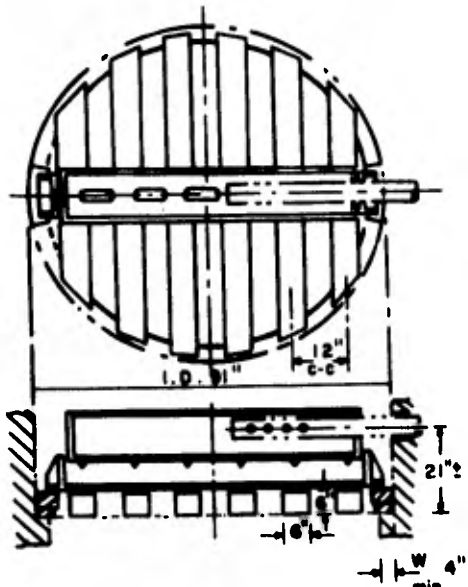
CALCULO : B. B. R. APROBO : _____ REVISO : _____

FECHA : 10/VI/81 FECHA : _____ FECHA : _____

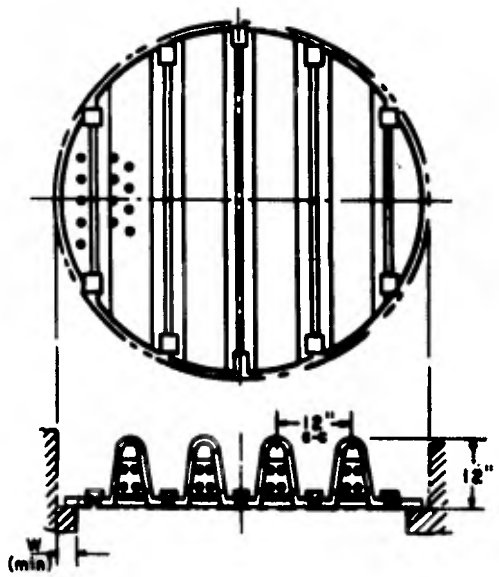
BASILIO B. BARRETO ROSALES
 TESIS PROFESIONAL
 UNAM 1981

HOJA DE ESPECIFICACIONES
PARA INTERNOS DE TORRE

ESPEC. N° P-02
HOJA 4 DE 4



DISTRIBUIDOR CON TUBO SECUNDARIO DE ALIMENTACION MODELO N° M-1027-S-01



PLATO SOPORTE TIPO MULTI-BEAM (ACERO AL CARBON)

BASILIO B. BARRETO ROSALES
TESIS PROFESIONAL
UNAM 1982

4.4.2. Selección de materiales de construcción.

Los principales requerimientos que se deben satisfacer en la selección de los materiales de construcción de las torres son:

1. Suficiente resistencia mecánica para soportar los esfuerzos de carga.
2. Resistencia al ataque químico de los fluidos manejados.
3. Resistencia a la erosión por el paso de los fluidos.
4. Balance económico de costos.
5. Compatibilidad electromotriz para evitar corrosión galvánica.

Como se sabe el cloro húmedo es extremadamente corrosivo a casi todos los metales (11), y el ácido sulfúrico diluido también es bastante corrosivo; por tal motivo las torres que se emplean para secar cloro por lo general se construyen de acero estructural recubierto con algún material resistente a la corrosión como lo es el ladrillo antiácido, la cerámica ó alguna membrana de hule resistente a la corrosión.

De acuerdo al código ASTM, los aceros estructurales usados ampliamente en la construcción de recipientes son: el A-7, A-113,

A-131 y el A-283. En la especificación ASTM-A6-54T de dicho código se encuentran los requerimientos para los diferentes aceros, tales como variaciones permisibles en dimensiones y pesos, métodos de prueba, corrección de defectos etc. De los aceros anteriores el que se usa comunmente es el acero designado como ASTM A-283. Este acero está disponible en cuatro grados A, B, C y D, teniendo una resistencia mínima de tensión de 45 000, 50 000, 55 000 y 60 000 psi respectivamente. El grado A y B se usa principalmente en aplicaciones de fabricación en frío donde la alta ductibilidad es de gran importancia y la resistencia a la tensión es de menor consideración. Por otro lado el grado D no tiene suficiente ductibilidad para la fabricación del cuerpo y las tapas, y no es tan fácilmente soldable como el grado C. Por lo tanto el grado C es el acero de calidad estructural más ampliamente usado para la construcción de recipientes. La mayoría de los tanques de almacenamiento de petróleo, los tanques elevados, los tanques de agua, son construidos de acero ASTM-A-283 grado C (12).

De acuerdo a lo anterior el material del cuerpo de las torres será el acero ASTM-A-283 grado C.

REFERENCIAS DEL CAPITULO 4.

1. Leva, M. Tower Packings and Packed Tower Design...
...p. 3, 5.
2. Maurice A. Knight Co. "Datos Técnicos", Akron, Ohio
44309. 1977.
3. Leva, M. Tower Packings.....op. cit. p. 13.
4. Maurice A. Knight Co., Akron Ohio, Bolletin No.
G-102 K, 1977.
5. Foust, A.S., et al. Principles of Unit Operations.
p. 280.
6. Leva, M. Tower Packings... op. cit. p. 35
7. Ibid, p. 50 .
8. Treybal, R.E. Mass Transfer Operations.... p. 165.
9. Baasel, W.D. Preliminary Chemical ... p. 115
10. Chauvel A., et al. Manual of Economic Analysis ...
... p. 244.
11. Leva, M. Tower Packings ... op cit. p. 157 .
12. Brownell L.E., y Young E.H. Process Equipment
Design p. 78 .

C A P I T U L O 5.

DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO AUXILIAR

- 5.1. CAMBIADORES DE CALOR.
- 5.2. TANQUES Y RECIPIENTES.
- 5.3. CALCULO HIDRAULICO DEL SISTEMA.

5. DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO AUXILIAR.

5.1 Cambiadores de calor.

De acuerdo al diagrama de flujo de proceso (fig. 3.16) las torres de secado V-101, V-102 y V-104 llevan interconectados los siguientes enfriadores de ácido sulfúrico: CC-101, CC-102 y CC-103.

5.1.1. Elaboración de hojas de datos y especificaciones:

Cambiador de calor CC-101 de la torre V-101.

Balance de calor.

En base a los datos de la fig. 3.16.

Fluido caliente : H_2SO_4 49%

W : 231 525 lb/hr

T_1 : 56.1°F

T_2 : 55.4°F

C_p (68°F) : 0.604 BTU/lb°F

Fluido frío: Agua helada

t_1 : 44.6°F

t_2 : 53.6°F

C_p (49°F) : 1.0 BTU/lb°F

Para el fluido caliente:

$$Q = W C_p (T_1 - T_2) = 97\ 888.77 \text{ BTU/hr}$$

Para el fluido frío:

$$Q = w C_p (t_2 - t_1), \quad w = \frac{Q}{C_p (t_2 - t_1)}$$

$$w = 10\,876.53 \text{ lb/hr}$$

Diferencia de temperatura Δt :

Fluido caliente	F. frío	Dif.
56.1 alta	53.6	2.5
<u>55.4</u> baja	<u>44.6</u>	<u>10.8</u>
$(t_1 - T_2) = 0.7$	$(t_2 - t_1) = 9.0$	8.3

$$LMTD = \frac{10.8 - 2.5}{L_m \frac{10.8}{2.5}} = 5.67 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Como el cambiador es de un paso en los tubos y uno en la coraza:

$$\Delta t = LMTD = 5.67 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Para este cambiador de calor se utilizarán tubos de $1\frac{1}{4}$ " ϕ , BWG = 8, long. = 16'-0" y Pitch = $1\frac{9}{16}$ " Δ .

Aplicando el método de prueba y error encontramos los siguientes resultados:

$$U_D = 164.9, \quad A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 104.67 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.3271 \text{ ft}^2/\text{ft lineal}$$

$$\text{número de tubos, } N_t = \frac{104.67}{(16'-0'')(0.3271)} = 20$$

DI de la coraza = 10" \emptyset .

No. de pasos en los tubos = 1

No. de pasos en la coraza = 1

Fluido frío: coraza, agua helada

$$B = DI/5 = 2''$$

$$a_s = \frac{DI C' B}{144 P_t} = 0.0278 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 391\,242 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = 12\,254.6$$

$$J_H = 62 (5)$$

$$h_o = J_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \emptyset_s = 534.8 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluido caliente = tubos, H_2SO_4

$$\text{área de flujo, } a'_t = 0.665 \text{ plg}^2 (2)$$

$$a_t = \frac{N_t a'_t}{144 n} = 0.0924 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 2\,505\,681.8 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu} = 15\,883.12$$

$$J_H = 56 \quad (4)$$

$$h_i = J_H \frac{k}{D} \left(\frac{C\mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s = 500.5$$

$$h_{io} = 368.37$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 218.13$$

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.0015$$

Caída de presión.

Lado de los tubos:

$$\text{Para } Re_t = 15\,883.12, \quad f = 0.00024 \quad (6)$$

$$S_{gr} = 1.4, \quad \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D S_{gr} \phi_t} = 6.19 \text{ psi}$$

lado de la coraza :

$$\text{para } Re_s = 12\,254.6, \quad f = 0.002 \quad (8)$$

$$\text{No. de cruces, } N + 1 = \frac{12\,L}{B} = 96$$

$$D_s = 0.833 \text{ ft}, \quad S_{gr} = 1.0, \quad \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_{gr} \phi_t} = 4.3 \text{ psi}$$

Material de construcción:

Como el H_2SO_4 a las condiciones indicadas es altamente corrosivo, se recomienda utilizar cambiadores de calor de grafito.

El resumen de datos para el cambiador de calor CC-101, se presenta en la especificación P-03.

Cambiador de calor CC-102 de la torre V-102

Balance de calor.

Fluido caliente: H_2SO_4 64.5%

W: 253 023.8 lb/hr

T_1 : 56.1°F

T_2 : 55.4°F

C_p (68°F): 0.5012 BTU/lb°F

HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS		ESPEC. No. P-03		BASILIO B. BARRETO ROSALES TESIS PROFESIONAL UNAM 1981	
Planta: <i>Secado de Cloro</i>	Unidad: <i>01</i>	Identificación: <i>CC-101</i>			
Dibujo de Ref.: <i>Fig 3.16</i>	Suministrado por:				
Cantidad: <i>uno</i>	Conectado en:		Nombre: <i>Enfriador de H₂SO₄</i>		
Tipo:	Horiz/Vert. <i>Horizontal</i>		Servicio:		
Superficie/Coraza: <i>42 ft²</i>	Carcaza/Unidad: <i>1</i>		Superficie/Unidad: <i>105 ft²</i>		
FUNCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD					
	Lado de la Coraza	Lado de los tubos	Unidades		
Fluido en circulación	<i>Agua Helada</i>	<i>H₂SO₄ 49 %</i>			
Fluido total entrante	<i>10 876.53</i>	<i>231 525.0</i>	<i>16/hy</i>		
Vapor					
Líquido	<i>10 876.53</i>	<i>231 525.0</i>	<i>16/hy</i>		
Vapor de agua					
Incondensables					
Fluido vaporizado/cond.					
Gravedad específica	<i>1.0</i>	<i>1.4</i>			
Viscosidad	<i>1.0</i>	<i>5.0</i>	<i>CPS</i>		
Peso molecular					
Calor específico	<i>1.0</i>	<i>0.604</i>	<i>BTU/16 °F</i>		
Conductividad Térmica	<i>0.34</i>	<i>0.21</i>	<i>BTU/hy ft² (°F/ft)</i>		
Calor latente					
Temperatura ent./salida	<i>44.6 / 53.6</i>	<i>56.1 / 55.4</i>	<i>°F</i>		
Presión de Operación		<i>25.5</i>	<i>PSIG</i>		
No. de Pasos	<i>1</i>	<i>1</i>			
Velocidad					
Caída de Presión	<i>6.2</i>	<i>4.3</i>	<i>PSI</i>		
Factor de ensuciamiento	<i>0.001</i>	<i>0.001</i>			
Calor intercambiado	<i>97 888.8 BTU/hy</i>	<i>LMTD corregido 5.67 °F</i>			
<i>U_D = 164.9 BTU/hy ft² °F</i>		<i>U_c = 218.13 BTU/hy ft² °F</i>			
CONSTRUCCION DE UNA CORAZA					
Presión de diseño		<i>40</i>	<i>PSIG</i>		
Presión de prueba		<i>60</i>	<i>PSIG</i>		
Temp. de diseño	<i>85</i>	<i>85</i>	<i>°F</i>		
Tubos: <i>Grafito</i>	No.: <i>20</i>	OD: <i>1 1/4"</i>	BWG: <i>8</i>	Long.: <i>16'-0"</i> Pitch: <i>Δ 1 1/16"</i>	
Coraza: <i>SA-285 Gr. C</i>	ID: <i>10"</i>	OD:	Cubierta de la coraza.		
Baffles-Transv. <i>SA-283 Gr. C</i>	Tipo: <i>SEGMENTADOS</i>	Corte % : <i>75 %</i> Espaciamiento: <i>2"</i>			
Baffles-Long. <i>No</i>	Tipo:	Junta de expansión:			
Empaques					
Conexiones-Lado carcaza ent.	<i>3"</i>	Salida: <i>3"</i>	Rating: <i>ANSI 150 #</i>		
Conexiones-Lado distribuidor ent.	<i>6"</i>	Salida: <i>6"</i>	Rating: <i>ANSI 150 #</i>		
Corrosión permisible lado carcaza	<i>1/16"</i>	Lado de los tubos	<i>NO</i>		
Requerimientos de código		Clase TEMA	Peso:		
Observaciones:					
Calculó: <i>B. B. R.</i>	Checó: <i></i>		Aprobó: <i></i>		
Fecha: <i>20/VII/81</i>	Fecha: <i></i>		Fecha: <i></i>		

Fluido frío: Agua helada

$$t_1 : 44.6^\circ\text{F}$$

$$t_2 : 53.6^\circ\text{F}$$

$$C_p (49^\circ\text{F}): 1.0 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

Para el fluido caliente:

$$Q = w C_p (T_1 - T_2) = 88\,770.9 \text{ BTU/hr}$$

Para el fluido frío:

$$Q = w C_p (t_2 - t_1), \quad w = \frac{Q}{C_p (t_2 - t_1)}$$

$$w = 9\,863.4 \text{ lb/hr}$$

Aplicando la secuencia de cálculo utilizada en el cambiador CC-101 obtenemos los siguientes resultados:

$$\Delta t = 5.67^\circ\text{F}$$

$$U_D = 149.6, \quad A = 104.67 \text{ ft}^2$$

$$N_t = 20$$

$$\text{DI de la coraza} = 10'' \text{ } \emptyset$$

$$\text{No. de pasos en los tubos} = 1$$

$$\text{No. de pasos en la coraza} = 1$$

Fluido frío: coraza, agua helada

$$B = 2''$$

$$a_s = \frac{\text{DI } C' B}{144 P_t} = 0.0278 \text{ ft}^2$$

$$G_s = 354\,798.56 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_s = 11\,113.1$$

$$J_H = 58$$

$$h_o = 500.28$$

Fluido caliente : tubos, H_2SO_4

$$a_t = \frac{N_t a'_t}{144 n} = 0.0924 \text{ ft}^2$$

$$G_t = 2\,738\,352.8 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_t = 11\,572$$

$$J_H = 42$$

$$h_i = 429.7$$

$$h_{io} = 316.26$$

$$U_c = 193.7$$

$$Rd = 0.0015$$

Caída de presión

lado de los tubos:

$$\text{Para } Re_t = 11\,572, \quad f = 0.00026 \quad (6)$$

$$S_{gr} = 1.52, \quad \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D S_{gr} \phi_t} = 5.12 \text{ psi}$$

lado de la coraza:

$$\text{para } Re_s = 11\,113.1, \quad f = 0.0021 \quad (8)$$

$$\text{No. de cruces, } N + 1 = \frac{12 L}{B} = 96$$

$$D_s = 0.833 \text{ ft}, \quad S_{gr} = 1.0, \quad \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_{gr} \phi_t} = 5.35 \text{ psi}$$

Material de construcción: Grafito

El resumen de datos para el cambiador de calor CC-102, se presenta en la especificación P-04.

Cambiador de calor CC-103, de la torre No. V-104.

Balance de calor

Fluido caliente: H_2SO_4 93.15%

W: 302 636 lb/hr

T_1 : 56.1°F

T_2 : 55.4°F

C_p (68°F): 0.368 BTU/lb°F

(56°F): 31.5 cps

k (56°F): 0.21 BTU/hr ft² (°F/ft)

Fluido frío: Agua helada

t_1 : 44.6°F

t_2 : 53.6°F

C_p (49°F): 1.0 BTU/lb°F

(49°F): 1.3 cps

k (49°F): 0.34 BTU/hr ft² (°F/ft)

Para el fluido caliente:

$$Q = W C_p (T_1 - T_2) = 77\,959 \text{ BTU/hr}$$

HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS		ESPEC. No. P-04		BASILIO B. BARRETO ROSALES TESIS PROFESIONAL UNAM 1981	
Planta: <i>Secado de Cloro</i>			Unidad: <i>01</i>	Identificación: <i>CC-102</i>	
Dibujo de Ref.: <i>Fig. 3.16</i>			Suministrado por:		
Cantidad: <i>uno</i>	Conectado en:		Nombre: <i>Enfriador de H₂SO₄</i>		
Tipo:	Horiz/Vert. <i>Horizontal</i>		Servicio:		
Superficie/Coraza: <i>42 ft²</i>		Carcaza/Unidad: <i>1</i>	Superficie/Unidad: <i>105 ft²</i>		
FUNCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD					
Lado de la Coraza		Lado de los tubos		Unidades	
Fluido en circulación	<i>Agua Helada</i>	<i>H₂SO₄ 64.5 %</i>			
Fluido total entrante	<i>9863.4</i>	<i>253 023.8</i>	<i>16/hr</i>		
Vapor					
Líquido	<i>9863.4</i>	<i>253 023.8</i>	<i>16/hr</i>		
Vapor de agua					
Incondensables					
Fluido vaporizado/cond.					
Gravedad específica	<i>1.0</i>	<i>1.52</i>			
Viscosidad	<i>1.0</i>	<i>7.5</i>	<i>CPS</i>		
Peso molecular					
Calor específico	<i>1.0</i>	<i>0.5012</i>	<i>BTU/lb °F</i>		
Conductividad Térmica	<i>0.34</i>	<i>0.21</i>	<i>BTU/hr ft² (°F/ft)</i>		
Calor latente					
Temperatura ent./salida	<i>44.6 / 53.6</i>	<i>56.1 / 55.4</i>	<i>°F</i>		
Presión de Operación		<i>25.5</i>	<i>PSIG</i>		
No. de Pasos	<i>1</i>	<i>1</i>			
Velocidad					
Caída de Presión	<i>5.2</i>	<i>5.4</i>	<i>PSI</i>		
Factor de ensuciamiento	<i>0.001</i>	<i>0.001</i>			
Calor intercambiado	<i>88 770.9 BTU/hr</i>	<i>LMTD corregido 5.67 °F</i>			
<i>U_D = 149.6 BTU/hr ft² °F</i>		<i>U_C = 193.74 BTU/hr ft² °F</i>			
CONSTRUCCION DE UNA CORAZA					
Presión de diseño		<i>40</i>	<i>PSIG</i>		
Presión de prueba		<i>60</i>	<i>PSIG</i>		
Temp. de diseño		<i>85</i>	<i>°F</i>		
Tubos: <i>Grafito</i>	No.: <i>20</i>	OD: <i>1 1/4"</i>	BWG: <i>8</i>	Long.: <i>16'-0"</i> Pitch: <i>A 1 1/16"</i>	
Coraza: <i>SA-285 Gy C</i>	ID: <i>10"</i>	OD:	Cubierta de la coraza:		
Baffles-Transv. <i>SA-283 Gy C</i>	Tipo: <i>SEGMENTADOS</i>	Corte %: <i>75%</i> Espaciamiento: <i>2"</i>			
Baffles-Long. <i>NO</i>	Tipo:	Junta de expansión:			
Empaques					
Conexiones-Lado carcaza	ent. <i>3"</i>	Salida: <i>3"</i>	Rating: <i>ANSI 150 #</i>		
Conexiones-Lado distribuidor	ent. <i>6"</i>	Salida: <i>6"</i>	Rating: <i>ANSI 150 #</i>		
Corrosión permisible lado carcaza	<i>1/16"</i>	Lado de los tubos	<i>NO</i>		
Requerimientos de código		Clase TEMA	Peso:		
Observaciones:					
Calculó: <i>B. B. R.</i>		Checó:		Aprobó:	
Fecha: <i>20/vii/81</i>		Fecha:		Fecha:	

Para el fluido frío:

132

$$w = \frac{Q}{C_p (t_2 - t_1)} = 8\,662.1 \text{ lb/hr}$$

Diferencia verdadera de temperatura Δt :

Fluido caliente		F. frío	Dif.
56.1	alta	53.6	2.5
<u>55.4</u>	baja	<u>44.6</u>	<u>10.8</u>

$$(T_1 - T_2) = 0.7 \quad (t_2 - t_1) = 9.0 \quad 8.3 = (\Delta t_2 - \Delta t_1)$$

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{L_m \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 5.67^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0.077$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.783$$

De la fig. 18 del Kern (1), $F_t = 0.965$

$$\Delta t = (MLDT)(F_t) = 5.47^\circ\text{F}$$

se considera que T_c y t_c son las temperaturas promedio T_a y t_a . Para este cambiador de calor se utilizarán tubos de 1"Ø, BWG = 12, long. = 16'-0" y Pitch = 1½" Δ .

Aplicando el método de prueba y error encontramos los siguientes resultados:

$$U_D = 22.38, \quad A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 636.7 \text{ ft}^2$$

de la tabla 10 del Kern (2),

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft lineal.}$$

$$\text{número de tubos, } N_t = \frac{636.7}{(16'-0'')(0.2618)} = 152$$

de la tabla 9 del Kern (3), DI de la coraza =
= 19½".

No. de pasos en los tubos = 2

No. de pasos en la coraza = 1

fluido caliente: tubos, H_2SO_4

$$\text{área de flujo, } a'_t = 0.479 \text{ plg}^2 (2)$$

$$a_t = \frac{N_t a'_t}{144 n} = 0.2528 \text{ ft}^2$$

$$\text{masa vel. } G_t = \frac{W}{a_t} = 1\,197\,136.1 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu} = 1\,027$$

de la fig. 24 del Kern (4), $J_H = 3.0'$

$$h_i = J_H \frac{k}{D} (Cp \mu / k)^{1/3} \phi_t = 49.23$$

$$h_{io} = 38.5 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F}$$

fluido frío: coraza, agua helada

área de flujo:

$$B = \frac{DI}{5} = 3.85$$

$$a_s = \frac{DI C' B}{144 P_t} = 0.1029 \text{ ft}^2$$

$$\text{masa vel. } G_s = \frac{W}{a_s} = 84\,179.79 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = 2\,207.5$$

de la fig. 28 del Kern (5), $J_H = 25$, $\phi_s = 1.0$

$$h_o = J_H \frac{k}{D_e} (C_p \mu / k)^{1/3} \phi_s = 216.27 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coefficiente total limpio U_c .

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} = 32.68 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{factor Rd: } Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.014$$

Caída de presión.

Lado de los tubos:

Para $Re_t = 1\,027$, de la fig. 26 del Kern (6),

$$f = 0.0005$$

para el H_2SO_4 (93%), $S_{gr} = 1.8331$, $\phi_t = 1.0$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D S_{gr} \phi_t} = 3.66 \text{ psi}$$

para $G_t = 1\,197\,136.1 \text{ lb/hr ft}^2$, de la fig. 27 del Kern (7):

$$\frac{v^2}{2g'} = 0.2, \quad \Delta P_r = \frac{4n}{S_{gr}} \frac{v^2}{2g'} = 0.87 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 4.53 \text{ psi}$$

lado de la coraza:

para $Re_s = 2\,207.5$, de la fig. 29 del Kern (8),
 $f = 0.0028$

$$\text{No. de cruces, } N + 1 = \frac{12 L}{B} = 50$$

$$D_s = 1.604 \text{ ft, } S_{gr} = 1.0, \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_{gr} \phi_t} = 0.37 \text{ psi}$$

El resumen de datos del cambiador de calor CC-103, se presenta en especificación P-05.

HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS		ESPEC. No. P-05		BASILIO B. BARRETO ROSALES TESIS PROFESIONAL UNAM 1981	
Planta: <i>Secado de Cloro</i>	Unidad: <i>01</i>	Identificación: <i>CC-103</i>			
Dibujo de Ref.: <i>Fig. 3.16</i>	Suministrado por:				
Cantidad: <i>UNO</i>	Conectado en:		Nombre: <i>Enfriador de H₂SO₄</i>		
Tipo:	Horiz/Vert. <i>Horizontal</i>		Servicio:		
Superficie/Coraza: <i>80.6</i>	<i>ft²</i>	Carcaza/Unidad: <i>1</i>	Superficie/Unidad: <i>636.7</i> <i>ft²</i>		
FUNCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD					
	Lado de la Coraza	Lado de los tubos	Unidades		
Fluido en circulación	<i>Agua Helada</i>	<i>H₂SO₄ 93.15 %</i>			
Fluido total entrante	<i>8662.1</i>	<i>302 636.0</i>	<i>16/hr</i>		
Vapor					
Líquido	<i>8662.1</i>	<i>302 636.0</i>	<i>16/hr</i>		
Vapor de agua					
Incondensables					
Fluido vaporizado/cond.					
Gravedad específica	<i>1.0</i>	<i>1.8331</i>			
Viscosidad	<i>1.3</i>	<i>31.5</i>	<i>cps</i>		
Peso molecular					
Calor específico	<i>1.0</i>	<i>0.368</i>	<i>BTU/lb °F</i>		
Conductividad Térmica	<i>0.34</i>	<i>0.21</i>	<i>BTU/hr ft² (°F/ft)</i>		
Calor latente					
Temperatura ent./salida	<i>44.6 / 53.6</i>	<i>56.1 / 55.4</i>	<i>°F</i>		
Presión de Operación		<i>25.5</i>	<i>PSIG</i>		
No. de Pasos	<i>1</i>	<i>2</i>			
Velocidad					
Caída de Presión	<i>0.4</i>	<i>4.53</i>	<i>PSI</i>		
Factor de ensuciamiento	<i>0.014 Combinado</i>				
Calor intercambiado	<i>77 959 BTU/hr</i>	LMTD corregido	<i>5.67 °F</i>		
<i>U_D = 22.38 BTU/Hr ft² °F</i>		<i>U_C = 32.68 BTU/Hr ft² °F</i>			
CONSTRUCCION DE UNA CORAZA					
Presión de diseño		<i>40</i>	<i>PSIG</i>		
Presión de prueba		<i>60</i>	<i>PSIG</i>		
Temp. de diseño	<i>85</i>	<i>85</i>	<i>°F</i>		
Tubos:	No.: <i>140</i>	OD: <i>1"</i>	BWG: <i>12</i>	Long.: <i>16'-0"</i>	Pitch: <i>1/4" Δ</i>
Coraza: SA-285 Gr. C	ID: <i>19 1/4"</i>	DD:	Cubierta de la coraza.		
Baffles-Transv. SA-283 Gr. C	Tipo: <i>SEGMENTADOS</i>	Corte %: <i>25%</i> Espaciamiento: <i>3.85"</i>			
Baffles-Long.	Tipo:	Junta de expansión:			
Empaques					
Conexiones-Lado carcaza	ent. <i>3"</i>	Salida: <i>3"</i>	Rating: <i>ANSI B.16.5</i>		
Conexiones-Lado distribuidor	ent. <i>6"</i>	Salida: <i>6"</i>	Rating: <i>ANSI B.16.5</i>		
Corrosión permisible lado carcaza	<i>1/16"</i>		Lado de los tubos		
Requerimientos de código	<i>ASME SECC. VIII</i>		Clase TEMA	<i>C</i> Peso:	
Observaciones:					
Calculó:	<i>B. B. R.</i>	Checó:	Aprobó:		
Fecha:	<i>26 / VII / 81</i>	Fecha:	Fecha:		

5.2. Tanques y recipientes.

En base al diagrama de flujo de proceso (fig. 3.16.) el sistema requiere de un eliminador de niebla, un tanque de día de H_2SO_4 y de sellos de H_2SO_4 . En esta sección se elaborarán las hojas de datos correspondientes a dichos equipos.

5.2.1. Elaboración de hojas de datos y especificaciones.

Demister de cloro seco (F-101).

Un demister se considera como un separador líquido-vapor, el cual puede ser horizontal ó vertical. En nuestro caso se usará el tipo vertical porque la carga de líquido es muy pequeña.

Utilizando el método para calcular separadores líquido-vapor tipo verticales propuesto por Evans (9), dimensionaremos el demister F-101.

Datos de proceso:

$$Q = 107.1 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$Q_v = 0.1436 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_L = 114.25 \text{ lb/ft}^3$$

Considerando una relación de velocidades de vapor $R_d = 0.46$, y de acuerdo a la fig. 5-12 del Evans (10), obtenemos que:

Diámetro interno del separador = 6'-8"

Altura mín. de separación = 5'-0"

El resumen de datos se presenta en la especificación P-06.

Tanque de ácido sulfúrico (T-101).

El volumen del tanque de ácido sulfúrico se calculará considerando una capacidad de 10 días de consumo.

$$V = Q \times t = m^3$$

de la fig. 3.16, el consumo de ácido es:

$$Q = 0.054 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$V = 0.054 \times 10 \times 24 = 13 \text{ m}^3$$

para tanques de baja presión se recomienda (11) una relación de longitud a diámetro de 3:1, por lo tanto:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L, \text{ y } L = 3D$$

sustituyendo valores:

$$D = 1.767 \text{ m}, \text{ y } L = 5.301 \text{ m}$$

El resumen de datos para este tanque se presenta en la especificación P-07.

HOJA DE DATOS PARA ELIMINADORES DE NIEBLA
ESPEC. No. P-06

BASILIO B. BARRETO ROSALES
TESIS PROFESIONAL
UNAM 1981

Planta: <i>Secado de Cloro</i>		Unid: <i>01</i>	Ident: <i>F-101</i>
Dibujo de Ref.: <i>Fig. 3.16</i>		Suministrado por:	
Cantidad: <i>Uno</i>		Nombre: <i>Demister de Cloro Seco.</i>	
Tipo Horiz./Vertical: <i>Vertical</i>			
CONDICIONES DE OPERACION		DIMENSIONES	
Servicio: <i>Eliminación de niebla de H₂SO₄</i>		Cap. Geométrica: <i>~ 525 ft³</i>	
Gas manejado: <i>gas cloro seco</i>		Diámetro: <i>6'-8"</i>	
		Altura: <i>15'-0"</i>	
		Espesor - Coraza:	
		- Cabezas:	
Flujo de gas: <i>385 563.7 ft³/hr</i>		Recubrimiento:	
		Curva de calibración:	
Presión de op: <i>0.96 ATA</i> -Temp: <i>56 °F</i>		Peso vacio/lleño:	
Presión máx.: -Temp:		Dimensiones elem. filt:	
Presión mín.: -Temp:			
Caida de presión:			
DATOS DE CONSTRUCCION		MATERIALES DE CONSTRUCCION	
Codigo: <i>ASME SECCION VIII</i>		Coraza: <i>SA-283 Gr. C</i>	
Presión de Diseño: <i>Vacio total</i> -Temp: <i>122 °F</i>		Cabezas: <i>SA-283 Gr. C</i>	
Presión de Prueba:		Fondo: <i>SA-283 Gr. C</i>	
Tipo de Cabezas: <i>Vex hoja 2</i>		Internos:	
Tratamiento térmico:			
Prueba radiográfica:		Recubrimiento: <i>NO</i>	
Otras pruebas:		Elementos filtrantes:	
Corrosión permisible: <i>1/16"</i>		Soportes de elem. filt:	
No. de elementos filtrantes:		Calent./Enf. <i>NO</i>	
Aislamiento térmico: <i>NO</i>		Aislamiento term.:	
ACCESORIOS		SOPORTES	
Calent./Enf.		Tipo	
Observaciones:			
Hoja 1 de 2			
Calculó: <i>B. B. R.</i>	Checkó:	Aprobó:	
Fecha: <i>15/VIII/81</i>	Fecha:	Fecha:	

HOJA DE DATOS PARA ELIMINADORES DE NIEBLA		BASILIO B. BARRETO ROSALES TESIS PROFESIONAL UNAM 1981	
ESPEC. No. P-06			
Planta: <i>Secado de Clovo</i>	Unidad: <i>01</i>	Ident. <i>F-101</i>	
Dibujo de Ref.: <i>Fig. 3.16</i>	Suministrado por:		
Cantidad: <i>1</i>	Nombre: <i>Demister de clovo seco</i>		

Hoja 2 de 2

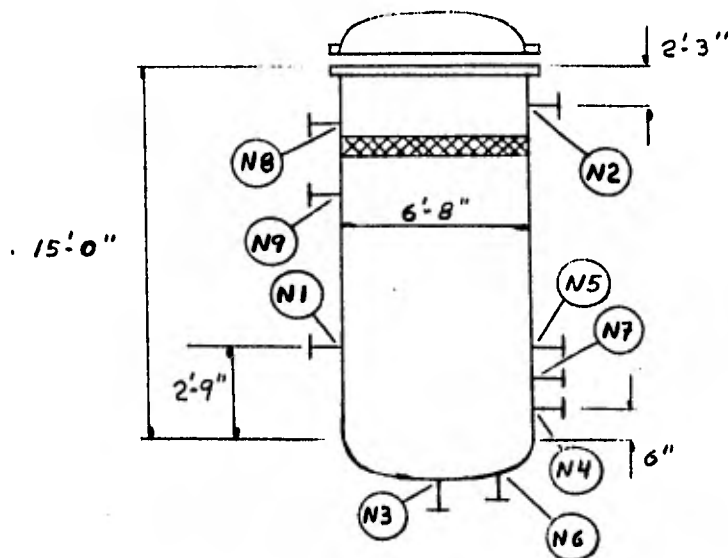


TABLA DE BOQUILLAS

BOQ.	DIM.	TIPO Y RANGO	EMPAQUE	SERVICIO	No.
N1	30"	W.N. 150 # R.F.	ASBESTO	ENTRADA DE GAS	1
N2	30"			SALIDA DE GAS	1
N3	2"			DREN	1
N4	2"			DERRAME	1
N5	24"			ENTRADA - HOMBRE	1
N6	1"			CONEXION A LG	1
N7	1"			CONEXION A LG	1
N8	2"			CONEXION A PDI	1
N9	2"			CONEXION A PDI	1

Observaciones:

Calculó: <i>B. B. R.</i>	Checó:	Aprobó:
Fecha: <i>15 / VIII / 81</i>	Fecha:	Fecha:

HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES		BASILIO B. BARRETO ROSALES TESIS PROFESIONAL UNAM 1981	
ESPEC. No. P-07			
Planta: <i>Secado de Clovo</i>	Unid: <i>01</i>	Ident: <i>T-101</i>	
Dibujo de Ref.: <i>Fig 3.16</i>	Suministrado por:		
Cantidad: <i>1</i>	Nombre: <i>Tanque de H₂SO₄ 98%</i>		
Tipo: <i>Horizontal</i>			
CONDICIONES DE OPERACION		DIMENSIONES	
Servicio: <i>Almacenamiento de ácido sulfúrico al 98%</i>	Capacidad geom: <i>478.28 ft³</i>	Diámetro: <i>69.5 plg</i>	
Material manejado: <i>H₂SO₄ 98% Sgr. 1.83</i>	Longitud: <i>208.5 plg</i>	Espesor- cuerpo	
	- cabezas		
	- recubrimiento	<i>NO</i>	
Flujo de material: <i>1.907 ft³/hr</i>	Curva de calibración:		
Presión de operación: <i>Atm.</i> Temp: <i>95°F</i>	Peso vacío/lleno:		
Presión máxima: Temp:			
Volumen de trabajo <i>458 ft³</i>			
Tiempo de retención <i>10 días</i>			
DATOS DE CONSTRUCCION		MATERIALES DE CONSTRUCCION	
Código:	Cuerpo: <i>SA-283 Gr. C</i>	Cabezas - sup. <i>SA-283 Gr. C</i>	
Presión de diseño: <i>Atm.</i> Temp: <i>122°F</i>	- Inf. <i>SA-283 Gr. C</i>		
Presión de prueba: <i>Hidrostática, lleno de agua</i>	Internos:		
Tipo de cabezas: <i>Toriestéricas</i>	Recubrimiento: <i>NO</i>		
Tratamiento térmico: <i>NO</i>	Aislamiento térmico: <i>NO</i>		
Prueba radiográfica: <i>NO</i>	Calent. Enf. <i>NO</i>		
Otras pruebas:			
Corrosión permisible: <i>1/16"</i>			
Aislamiento térmico: <i>NO</i>			
ACCESORIOS		SOPORTES	
Calent./Enf. por: <i>NO</i>	Tipo: <i>Silletas de acero</i>		
Observaciones:			
Calculó: <i>B. B. R.</i>		Hoja <i>1</i> de <i>2</i>	
Fecha: <i>30/VIII/81</i>		Aprobó:	
		Fecha:	

HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES

ESPEC. No. P-07

142
 BASILIO B. BARRETO ROSALES
 TESIS PROFESIONAL
 UNAM 1981

Planta: *Secado de Cloro* Unidad: *01* Ident: *T-101*
 Dibujo: *Fig. 3.16* Suministrado por:
 Cantidad: *1* Nombre: *Tanque de H₂SO₄ 98%*

Hoja 2 de 2

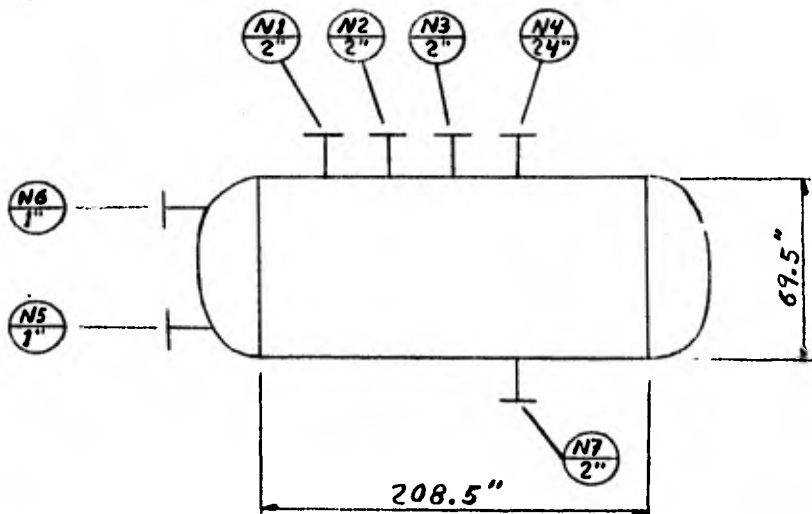


TABLA DE BOQUILLAS

BOQ.	DIAM.	TIPO Y RANGO	EMPAQUE	SERVICIO	No.
N1	2"	W.N. 150 # R.F.	ASBESTO	ENTRADA DE H ₂ SO ₄ 98%	1
N2	2"			SPARE (CON BRIDA CIEGA)	1
N3	2"			VENTEO	1
N4	2 1/4"			ENTRADA HOMBRE	1
N5	1"	W.N. 150 # R.F.		CONEXION A LT	1
N6	1"			CONEXION A LT	1
N7	2"			SALIDA DE H ₂ SO ₄	1

Observaciones:

Calculó *B. B. R.*

Checó:

Aprobó:

Fecha: *1/IX/81*

Fecha:

Fecha:

5.3 Cálculo hidráulico del sistema.

5.3.1. Bombeo de ácido sulfúrico a la torre V-101.

Datos:

Bombas No.: B-101/102

Fluido: Acido sulfúrico 49%

Flujo: 2 649 ft³/hr

T : 56°F min., 104 max.

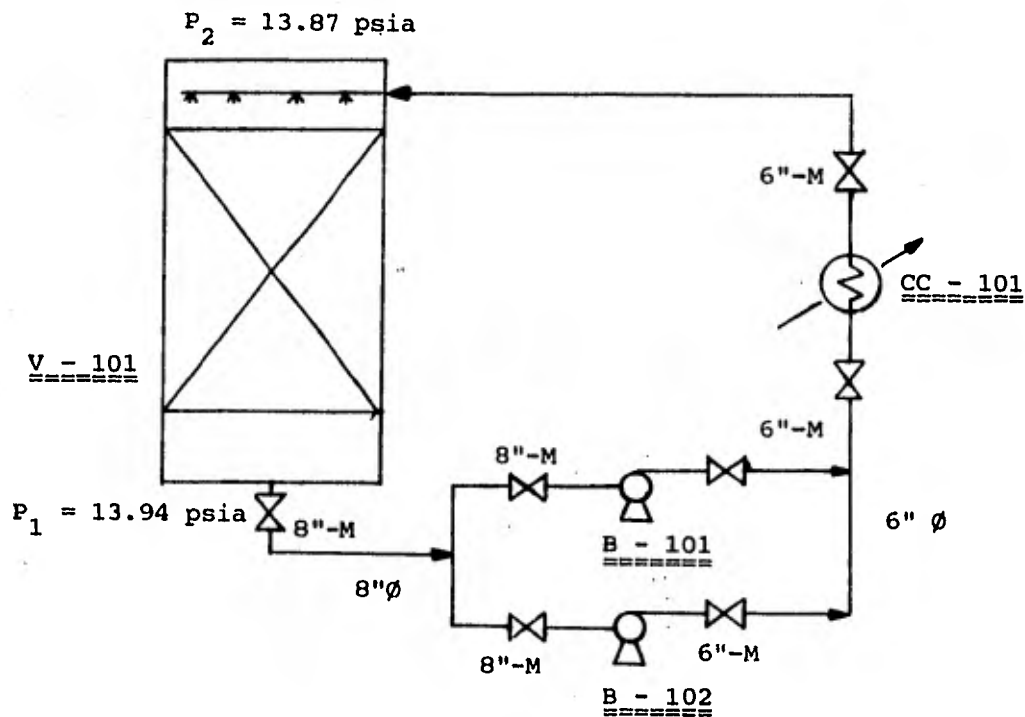
S_{gr}: 1.4P_v: 0.39 psi @ 104°F μ : 5.0 cps

Fig. 5.1.

En base a la fig. 5.1. la longitud equivalente en la succión es aprox. 384 ft.

$$v = \frac{2649 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.3474 \text{ ft}^2 \times 3600} = 2.118 \text{ ft/seg}$$

$$\rho = 1.4 \times 62.3 = 87.22 \text{ lb/ft}^3$$

$$N_{RE} = \frac{v \rho D}{\mu} = 36\,567, \quad E/D = 0.0000075$$

con N_{RE} y E/D , $f' = 0.023$

$$(\text{Hfs}) \text{ succión} = \frac{f' v^2 L_e}{2 g_c D} = 0.925 \text{ ft}$$

la longitud equivalente en la descarga es aprox. 634 ft.

$$v = \frac{2\,649 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.2006 \text{ ft}^2 \times 3600} = 3.67 \text{ ft/seg}$$

$$\rho = 87.22 \text{ lb/ft}^3$$

$$N_{RE} = 48\,148, \quad E/D = 0.00001 \quad \text{y} \quad f' = 0.0205$$

$$(\text{Hfs}) \text{ desc.} = \frac{f' v^2 L_e}{2 g_c D} = 5.38 \text{ ft}$$

$$\Delta P_{cc-101} = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ dist.} = 2 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 12 \text{ psi}$$

$$h = 12 \text{ psi} \times 2.31/1.4 = 19.8 \text{ ft}$$

$$(Hfs) \text{ desc. total} = 5.38 + 19.8 = 25.18 \text{ ft}$$

Para calcular la cabeza de la bomba, aplicaremos la ecuación de Bernoulli.

$$H = (Z_2 - Z_1) g/g_c + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 g_c} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Hfs)_{\text{suc.}} + (Hfs)_{\text{desc.}}$$

sustituyendo valores:

$$H = 41.12 \text{ ft}$$

Finalmente calcularemos el NPSH disponible del sistema.

$$\text{NPSH} = Z + \frac{P - P_v}{\rho} - (Hfs)_{\text{succ.}}$$

$$\text{NPSH} = 5 + \frac{2007.15 - 56.16}{87.22} - 0.925$$

$$\text{NPSH} = 26.4 \text{ ft}$$

$$\text{BHP} = 5$$

El resumen de datos para las bombas B-101 y B-102 se presenta en la especificación P-08.

5.3.2. Bombeo de ácido sulfúrico a la torre V-102.

Datos:

Bomba No. : B-103/104

Fluido : Acido sulfúrico 64.5%

HOJA DE DATOS PARA BOMBAS CENTRIFUGAS HORIZONTALES

BASILIO B. BARRETO ROSALES
TESIS PROFESIONAL
UNAM 1981

ESPEC. No. P-08

Planta: *Secado de cloro* Unidad: *01* Ident: *B-101/102*
Dibujo de Ref: *Fig 3.16* Suministrado por:
Cantidad: *2* En operación: *1* Spare: *1* Nombre: *Bomba de recirculación de H₂SO₄*

CONDICIONES DE OPERACION	CARACTERISTICAS DE LA BOMBA
Servicio: <i>Recirc. de H₂SO₄ en V-101</i>	Capacidad (diseño) <i>330 GPM</i>
Fluido: <i>H₂SO₄ 49% saturado con cloro</i>	Capacidad min. (continuo)
	T.D.H. (diseño) <i>42 ft</i>
	NPSH requerido
Capacidad: <i>330 GPM</i>	RPM <i>1750</i>
Temp. de Bombeo (TB) <i>56 °F</i>	BHP diseño <i>4.9 HP</i>
Gravedad Esp. a (TB) <i>1.4</i>	Rotación lado del acoplamiento
Viscosidad a (TB) <i>5.0 cps</i>	Agua de enfriamiento <i>NO</i>
Presión de vapor a (TB) <i>0.39 PSI</i>	
Presión de succión-min/max.	
Presión de descarga	
Presión diferencial <i>42 ft</i>	
NPSH disponible <i>27 ft</i>	

CONSTRUCCION	MATERIALES DE CONSTRUCCION
Tipo:	Cuerpo: <i>Hastelloy B</i>
No. de Impulsores: <i>1</i>	Cubierta del cuerpo
Diám. del Impulsor diseño/max.	Anillos del cuerpo
Tipo de impulsor <i>Abieyto</i>	Recubrimiento del cuerpo
Tipo de carcaza	Recubrimiento de la cubierta
División del cuerpo-axial/radial	Impulsor
Aberturas del cuerpo-vent./dren	Anillos del impulsor
Boquilla de succión	Recubrimiento del impulsor
Boquilla de descarga	Flecha
Tipo de sello <i>Sello mecánico</i>	Collar de la flecha
Guarda cople <i>SI</i>	Collarín
Prueba Hidrostática <i>SI</i>	Empaque <i>Asbesto Teflonado</i>
Lubricación	Anillo de empaque
Cojinete radial:	Base <i>Acero</i>
Cojinete de presión:	
Peso de la bomba:	

MOTOR IMPULSOR	TURBINA IMPULSORA
Identificación <i>B-101-M y B-102-M</i>	Identificación
Tipo <i>Inducción</i>	Tipo
Volt./fases/frec. <i>440/3/60</i>	Potencia/RPM
Potencia <i>10 HP</i>	Vapor de entrada
No. de polos/RPM <i>1750 RPM</i>	Salida
Forma de const.	Gasto de vapor
Forma de protección	Boquillas entrada/salida

Observaciones

Calculó <i>B.B.R.</i>	Checkó:	Aprobó:
Fecha: <i>21-IX-81</i>	Fecha:	Fecha:

Flujo : $75 \text{ m}^3/\text{hr}$

T : 56°F (min.), 104°F max.

S_{gr} : 1.52

μ : 7.5 cps

P_v : 0.109 psi @ 104°F

P_1 : 13.87 psia

P_2 : 13.8 psia

El arreglo de las bombas B-103 y B-104 es similar al mostrado en la fig. 5.1., por lo tanto aplicando la misma secuencia de cálculo del sistema anterior, obtenemos que:

H = 41.9 ft

NPSH = 25 ft

BHP = 5.4

El resumen de datos para las bombas B-103 y B-104 se presenta en la especificación P-09.

5.3.3. Bombeo de ácido sulfúrico a la torre V-103.

Datos:

Bomba No. : B-105/106

Fluido: Acido sulfúrico 80.43%

S_{gr} : 1.735

μ : 24 cps

P_v : 0.007 psi @ 104°F

HOJA DE DATOS PARA BOMBAS CENTRIFUGAS HORIZONTALES		BASILIO B. BARRETO ROSALES TESIS PROFESIONAL UNAM 1981	
ESPEC. No. P-09			
Planta: <i>Secado de Cloro</i>		Unidad: <i>01</i> Ident: <i>B-103/104</i>	
Dibujo de Ref: <i>fig 3.16</i>		Suministrado por:	
Cantidad: <i>2</i> En operación: <i>1</i> Spare: <i>1</i>		Nombre: <i>Bomba de recirc. de H₂SO₄</i>	
CONDICIONES DE OPERACION		CARACTERISTICAS DE LA BOMBA	
Servicio: <i>Recirc. de H₂SO₄ en V-102</i>		Capacidad (diseño) <i>330 GPM</i>	
Fluido: <i>H₂SO₄ 64.5% saturado con cloro.</i>		Capacidad min. (continuo)	
		T.D.H. (diseño) <i>42 ft</i>	
		NPSH requerido	
Capacidad: <i>330 GPM</i>		RPM <i>1750</i>	
Temp. de Bombeo (TB) <i>56 °F</i>		BHP diseño <i>5.4 HP</i>	
Gravedad Esp. a (TB) <i>1.52</i>		Rotación lado del acoplamiento	
Viscosidad a (TB) <i>7.5 CPS</i>		Agua de enfriamiento <i>NO</i>	
Presión de vapor a (TB) <i>0.109 PSI</i>			
Presión de succión-min/max.			
Presión de descarga			
Presión diferencial <i>42 ft</i>			
NPSH disponible <i>25 ft</i>			
CONSTRUCCION		MATERIALES DE CONSTRUCCION	
Tipo:		Cuerpo: <i>Hastalloy B</i>	
No. de Impulsores: <i>1</i>		Cubierta del cuerpo	
Diám. del Impulsor diseño/max.		Anillos del cuerpo	
Tipo de impulsor <i>Abierto</i>		Recubrimiento del cuerpo	
Tipo de carcasa		Recubrimiento de la cubierta	
División del cuerpo-axial/radial		Impulsor	
Aberturas del cuerpo-vent./dren		Anillos del impulsor	
Boquilla de succión		Recubrimiento del impulsor	
Boquilla de descarga		Flecha	
Tipo de sello <i>Sello mecánico</i>		Collar de la flecha	
Guarda cople <i>SI</i>		Collarín	
Prueba Hidrostática <i>SI</i>		Empaque <i>Asbesto Teflonado</i>	
Lubricación		Anillo de empaque	
Cojinete radial:		Base <i>Acero</i>	
Cojinete de presión:			
Peso de la bomba:			
MOTOR IMPULSOR		TURBINA IMPULSORA	
Identificación <i>B-103-M y B-104-M</i>		Identificación	
Tipo <i>Inducción</i>		Tipo	
Volt./fases/frec. <i>440/3/60</i>		Potencia/RPM	
Potencia <i>10 HP</i>		Vapor de entrada	
No. de polos/RPM <i>1750 RPM</i>		Salida	
Forma de const.		Gasto de vapor	
Forma de protección		Boquillas entrada/salida	
Observaciones			
Calculó <i>B. B. R.</i>		Checó:	Aprobó:
Fecha: <i>21-IX-81</i>		Fecha:	Fecha:

P_1 : 13.8 psia

P_2 : 13.72 psia

Aplicando el mismo criterio del punto

5.3.2 obtenemos:

$H = 23.9$ ft

NPSH = 22 ft

BHP = 3.5

El resumen de datos para las bombas B-105 y B-106 se presenta en la especificación P-10.

5.3.4. Bombeo de ácido sulfúrico a la torre V-104.

Datos:

Bombas No. : B-107/108

Fluido : Acido sulfúrico 93.15%

S_{gr} : 1.8331

μ : 31.5 cps

P_v : 0.0005 psi @ 104°F

P_1 : 13.72 psia

P_2 : 13.65 psia

Aplicando el mismo criterio del punto

5.3.2. obtenemos:

$H = 44.1$ ft, NPSH = 21 ft, BHP = 6.8

El resumen de datos para las bombas B-107 y B-108 se presenta en la especificación P-11.

HOJA DE DATOS PARA BOMBAS CENTRIFUGAS HORIZONTALES		ESPEC. No. P-11		PASILIO B. BARRETO ROSALES TESIS PROFESIONAL UNAM 1981	
Planta: <i>Secado de Cloro</i>		Unidad: <i>01</i>		Ident: <i>B-107/108</i>	
Dibujo de Ref: <i>Fig. 3.16</i>		Suministrado por:			
Cantidad: <i>2</i>		En operación: <i>1</i>		Spare: <i>1</i>	
Nombre: <i>Bomba de recirc. de H₂SO₄</i>					
CONDICIONES DE OPERACION			CARACTERISTICAS DE LA BOMBA		
Servicio: <i>Recirc. de H₂SO₄ en V-103</i>			Capacidad (diseño) <i>330 GPM</i>		
Fluido: <i>H₂SO₄ 93.15% saturado con cloro</i>			Capacidad min. (continuo)		
			T.D.H. (diseño) <i>45 ft</i>		
			NPSH requerido		
Capacidad: <i>330 GPM</i>			RPM <i>1750 RPM</i>		
Temp. de Bombeo (TB) <i>56 °F</i>			BHP diseño <i>6.8 HP</i>		
Gravedad Esp. a (TB) <i>1.83</i>			Rotación lado del acoplamiento		
Viscosidad a (TB) <i>31.5 cps</i>			Agua de enfriamiento <i>NO</i>		
Presión de vapor a (TB) <i>0.0005 PSI</i>					
Presión de succión-min/max.					
Presión de descarga					
Presión diferencial <i>45 ft</i>					
NPSH disponible <i>21 ft</i>					
CONSTRUCCION			MATERIALES DE CONSTRUCCION		
Tipo:			Cuerpo: <i>Hastelloy B</i>		
No. de impulsores: <i>1</i>			Cubierta del cuerpo		
Diám. del Impulsor diseño/max.			Anillos del cuerpo		
Tipo de impulsor <i>Abierto</i>			Recubrimiento del cuerpo		
Tipo de carcasa			Recubrimiento de la cubierta		
División del cuerpo-axial/radial			Impulsor		
Aberturas del cuerpo-vent./dren			Anillos del impulsor		
Boquilla de succión			Recubrimiento del impulsor		
Boquilla de descarga			Flecha		
Tipo de sello <i>Sello Mecánico</i>			Collar de la flecha		
Guarda cople <i>Si</i>			Collarín		
Prueba Hidrostática <i>Si</i>			Empaque <i>Asbesto Teflonado</i>		
Lubricación			Anillo de empaque		
Cojinete radial:			Base <i>Acero</i>		
Cojinete de presión:					
Peso de la bomba:					
MOTOR IMPULSOR			TURBINA IMPULSORA		
Identificación <i>B-107-M y B-108-M</i>			Identificación		
Tipo <i>Inducción</i>			Tipo		
Volt./fases/frec. <i>440/3/60</i>			Potencia/RPM		
Potencia <i>15 HP</i>			Vapor de entrada		
No. de polos/RPM <i>1750 RPM</i>			Salida		
Forma de const.			Gasto de vapor		
Forma de protección			Boquillas entrada/salida		
Observaciones					
Calculó <i>B.B.R.</i>		Checó:		Aprobó:	
Fecha: <i>21-IX-81</i>		Fecha:		Fecha:	

REFERENCIAS DEL CAPITULO 5.

1. Kern, D. Procesos de Transferencia... p. 933.
2. Ibid, p. 948.
3. Ibid, p. 946.
4. Ibid, p. 939.
5. Ibid, p. 943.
6. Ibid, p. 941.
7. Ibid, p. 942.
8. Ibid, p. 944.
9. Evans, F.L. Equipment Design Handbook, Vol. 2...
...p. 162, 163 .
10. Ibid, p. 164.
11. Rase H. and Barrow M. Ingeniería de Proyecto...
... p. 246.

C A P I T U L O 6.

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

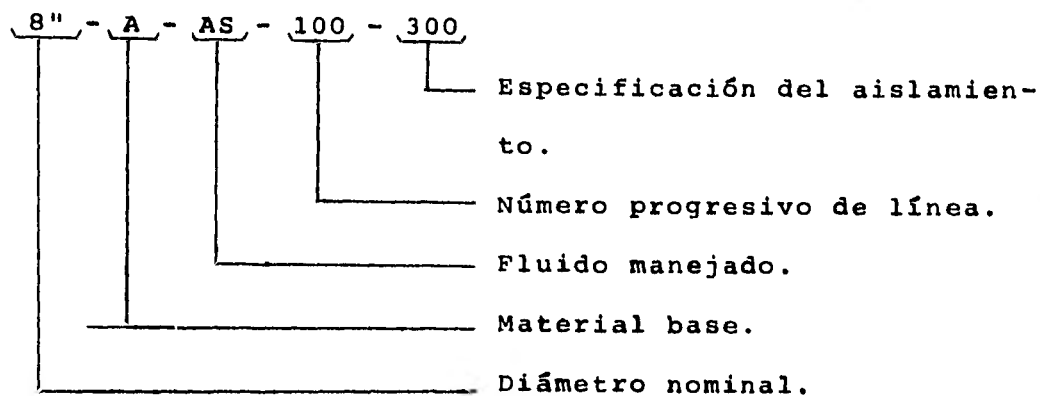
- 6.1. DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS.
- 6.2. SISTEMA DE CONTROL.
- 6.3. ELABORACION DEL DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION.

6. DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION.

6.1. Dimensionamiento de líneas.

Antes de dimensionar las líneas explicaremos el código que emplearemos para identificar a las tuberías y válvulas (1).

Todas las tuberías estarán identificadas en la forma siguiente, por ejemplo:



Generalmente en un proyecto grande, éste se divide en varias áreas, asignándose un rango de numeración para las líneas de cada área. Las líneas se numerarán a partir del número asignado, desde donde se origina la línea y de acuerdo al siguiente criterio se darán números diferentes:

- a) De equipo a equipo.
- b) De equipo a línea ó viceversa.
- c) De línea a línea.
- d) De equipo ó línea a venteo ó drenaje.

El diámetro y número de la línea será fijado en los Diagramas de Tubería e Instrumentación.

El tipo de material base, como el fluido manejado, se identificarán con una letra de acuerdo a la siguiente lista:

Clave de identificación del material base en líneas de proceso y servicios.

- A : Acero al carbón.
- C : PVC.
- F : Fibra de vidrio reforzada con poliéster.
- L : Línea de acero al carbón recubierta con polipropileno.
- S : Acero inoxidable.

Código de fluidos para líneas de proceso y servicios.

- ASC : Acido sulfúrico 98%
- ASD : Acido sulfúrico de 48% - 98%
- CLH : Cloro húmedo.
- CLS : Cloro seco.
- SAH : Suministro de agua helada.
- RAH : Retorno de agua helada.
- AFB : Agua filtrada de baja presión.

Codificación de válvulas.

Las válvulas se codifican con el propósito de:

- a) Facilitar su compra.
- b) Identificarlas en el almacén.
- c) Identificarlas en los dibujos.
- d) Elaborar lista de material.

La clave de identificación de válvulas es la siguiente, por ejemplo:



2" - B2

2" - Diámetro nominal.
 B - Tipo de válvula.
 2 - No. consecutivo para tipo de válvula.

La codificación de la válvula será de acuerdo a la especificación de la línea.

Los tipos de válvulas se identificarán como sigue:

<u>IDENT.</u>	<u>TIPO DE VALVULA</u>
B	Bola
C	Compuerta
D	Diafragma
G	Globo
M	Mariposa
P	Macho
R	Retención
X	Especial

Para fijar el diámetro de las líneas utilizaremos las velocidades recomendadas para fluidos en tuberías que presenta Ludwig (2).

Por ejemplo, en la línea de recirculación de H_2SO_4 en la torre V-101, el flujo es de $75 \text{ m}^3/\text{hr} = 0.736 \text{ ft}^3/\text{seg}$.

De la tabla 2-2 del Ludwig (2), para el H_2SO_4 la velocidad recomendada es de $4 \text{ ft}/\text{seg}$, por lo tanto el área de flujo es:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0.736 \text{ ft}^3/\text{seg}}{4 \text{ ft}/\text{seg}} = 0.184 \text{ ft}^2$$

y el diámetro interno de la tubería es:

$$D = (4A/\pi)^{\frac{1}{2}} = 5.8 \text{ plg}$$

El diámetro nominal de la línea será de $6" \text{ } \emptyset$.

Aplicando el procedimiento anterior dimensionamos las líneas restantes, los resultados obtenidos aparecen resumidos en la tabla 6.1. y en los Diagramas de Tubería e Instrumentación de la sección 6.3.

6.2 Sistema de control.

La instrumentación básica del sistema de secado de cloro aparece indicada en los Diagramas de Tubería e Instrumentación No. DTI-101 y DTI-102 de la sección 6.3.

La lista completa de instrumentos aparece en la tabla 6.2.

Tabla 6.1. Índice de líneas

DIAGRAMA	L I N E A			D E	A	FLUJO
	DIAM.	ESPEC.	No.			
DTI - 101	30"	F-CLH	100	Lim. de bat.	V - 101	Gas.
" "	30"	F-CLH	101	V - 101	V - 102	"
" "	30"	F-CLH	102	V - 102	V - 103	"
" "	30"	F-CLH	103	V - 103	V - 104	"
DTI - 102	30"	A-CLS	104	V - 104	F - 101	"
" "	24"	A-CLS	105	F - 101	Lim. de bat.	"
DTI - 101	3"	L-ASD	107	T - 102	Trinchera	Liq.
" "	4"	C-ASD	108	T - 108	B - 109	"
" "	4"	C-ASD	109	T - 108	B - 110	"
" "	3"	L-ASD	110	B - 110	Lim. de bat.	"
" "	3"	L-ASD	111	B - 109	3"-L-ASD-110	"
" "	8"	L-ASD	112	V - 101	B - 102	"
" "	8"	L-ASD	113	8"-L-ASD-112	B - 101	"
" "	6"	L-ASD	114	6"-L-ASD-116	CC- 101	"
" "	6"	L-ASD	115	B - 102	6"-L-ASD-116	"
" "	6"	L-ASD	116	B - 101	V - 101	"
" "	6"	L-ASD	117	CC- 101	6"-L-ASD-116	"
" "	3"	L-ASD	120	V - 102	V - 101	"
" "	8"	L-ASD	121	V - 102	B - 104	"
" "	8"	L-ASD	122	8"-L-ASD-121	B - 103	"
" "	6"	L-ASD	123	B - 103	V - 102	"
" "	6"	L-ASD	124	B - 104	6"-L-ASD-123	"
" "	6"	L-ASD	125	6"-L-ASD-123	CC-102	"
" "	6"	L-ASD	126	CC- 102	6"-L-ASD-123	"
" "	3"	C-ASD	128	T - 104	Trinchera	"
" "	3"	L-ASD	129	V - 103	V - 102	"
" "	8"	L-ASD	130	V - 103	B - 106	"
" "	8"	L-ASD	131	8"-L-ASD-130	B - 105	"
" "	6"	L-ASD	132	B - 105	V - 103	"
" "	6"	L-ASD	133	B - 106	6"-L-ASD-132	"
" "	3"	L-ASD	134	V - 103	T - 105	"
" "	3"	L-ASD	136	V - 104	V - 103	"
DTI - 102	8"	A-ASC	137	V - 104	B - 108	"
" "	8"	A-ASC	138	8"-L-ASD-137	B - 107	"
" "	6"	A-ASC	139	B - 108	CC- 104	"
" "	6"	A-ASC	140	B - 107	6"-A-ASC-139	"
" "	6"	A-ASC	141	6"-A-ASC-139	CC- 102	"
" "	6"	A-ASC	142	6"-A-ASC-139	V - 104	"
" "	6"	A-ASC	143	CC- 104	6"-A-ASC-142	"
" "	6"	A-ASC	144	CC- 103	6"-A-ASC-143	"
" "	2"	A-ASC	145	T - 101	V - 104	"
" "	3"	C-ASC	147	T - 106	Trinchera	"
" "	2"	A-ASC	148	F - 101	2"-A-ASC-145	"
" "	2"	A-ASC	149	F - 101	2"-A-ASC-145	"

Tabla 6.1. Continuación

DIAGRAMA	L I N E A			D E	A	FLUJO
	DIAM	ESPEC.	No.			
DTI - 102	2"	A-ASC	150	Lim. de bat.	T - 101	Liq.
" "	2"	C-ASC	152	T - 107	Trinchera	"
" "	3"	A-SAH	153	Lim. de bat.	3"-A-SAH-162	"
" "	3"	A-RAH	154	3"-A-RAH-163	Lim. de bat.	"
" "	3"	A-SAH	155	3"-A-SAH-153	CC- 103	"
" "	3"	A-RAH	156	CC- 103	3"-A-RAH-154	"
" "	3"	A-SAH	157	3"-A-SAH-153	CC- 104	"
" "	3"	A-RAH	158	CC- 104	3"-A-RAH-154	"
DTI - 101	3"	A-SAH	160	3"-A-SAH-153	CC- 102	"
" "	3"	A-RAH	161	CC- 102	3"-A-RAH-154	"
" "	3"	A-SAH	162	3"-A-SAH-153	CC- 101	"
" "	3"	A-RAH	163	CC- 101	3"-A-RAH-154	"
" "	2"	A-AFB	164	Lim. de bat.	T - 108	"

Tabla 6.2. Descripción de Instrumentos

SIMBOLO	DESCRIPCION	SERVICIO	LOCALIZACION	DIB. DE REF.
PI - 01	Indicador de presión	Agua helada	3 ^{II} -A-RAH-163	DTI - 101
PI - 02	" "	" "	3 ^{II} -A-RAH-161	" "
PI - 03	" "	" "	3 ^{II} -A-SAH-155	DTI - 102
PI - 04	" "	" "	3 ^{II} -A-SAH-157	" "
PI - 05	" "	H ₂ SO ₄ Dil.	6 ^{II} -L-ASD-115	DTI - 101
PI - 06	" "	" "	6 ^{II} -L-ASD-124	" "
PI - 07	" "	" "	6 ^{II} -L-ASD-133	" "
PI - 08	" "	H ₂ SO ₄ Conc.	6 ^{II} -A-ASC-139	DTI - 102
PI - 09	" "	Cloro seco	24 ^{II} -A-CLS-105	" "
PI - 10	" "	H ₂ SO ₄ Dil.	3 ^{II} -L-ASD-110	DTI - 101
TE - 01	Elemento de temp.	" "	6 ^{II} -L-ASD-116	" "
TE - 02	" "	" "	6 ^{II} -L-ASD-126	" "
TE - 03	" "	" "	6 ^{II} -L-ASD-132	" "
TE - 04	" "	H ₂ SO ₄ Conc.	6 ^{II} -A-ASD-142	DTI - 102
TI - 05	Indicador de temp.	Agua helada	3 ^{II} -A-RAH-163	DTI - 101
TI - 06	" "	" "	3 ^{II} -A-RAH-161	" "
TI - 07	" "	" "	3 ^{II} -A-RAH-156	DTI - 102
TI - 08	" "	" "	3 ^{II} -A-RAH-158	" "
TRI - 01	Regist. ind. de temp.	H ₂ SO ₄ Dil.	Cuarto cont.	DTI - 101
TRI - 02	" "	" "	" "	" "
TRI - 03	" "	" "	" "	" "
TRI - 04	" "	H ₂ SO ₄ Conc.	" "	DTI - 102
LT - 01	Transmisor de nivel	H ₂ SO ₄ Dil.	Fosa H ₂ SO ₄	DTI - 101
LSL - 01	Switch de bajo nivel	" "	Cuarto cont.	" "
LSH - 01	Switch de alto nivel	" "	" "	" "
LAL - 01	Alarma de bajo nivel	" "	" "	" "
LAH - 01	Alarma de alto nivel	" "	" "	" "
FV - 01	Val. de cont. de flujo	" "	3 ^{II} -L-ASD-120	DTI - 101
FV - 02	" "	" "	3 ^{II} -L-ASD-129	" "
FV - 03	" "	" "	3 ^{II} -L-ASD-136	DTI - 102
FV - 04	" "	H ₂ SO ₄ Conc.	2 ^{II} -A-ASC-145	" "
LI - 01	Indicador de nivel	T - 101	T - 101	" "
LT - 02	Transmisor de nivel	" "	Campo	" "
LI - 02	Indicador de nivel	" "	Cuarto cont.	" "

Tabla 6.2. Continuación






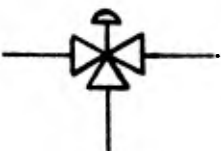


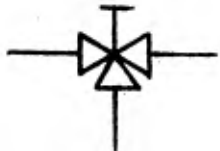

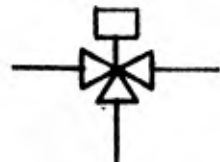
SIMBOLO	DESCRIPCION	SERVICIO	LOCALIZACION	DIB. DE REF.
LSH - 02	Switch de alto nivel	T - 101	Cuarto cont.	DTI - 102
LSL - 02	Switch de bajo nivel	" "	" "	" "
LAH/L-02	Alarma alto-bajo nivel	" "	" "	" "
PT - 01	Transmisor de presión	Cloro seco	24''-A-CLS-105	" "
PSH - 01	Switch de alta presión	" "	Cuarto cont.	" "
PSL - 01	Switch de baja presión	" "	" "	" "
PAH/L-01	Alarma alta-baja pres.	" "	" "	" "
AE - 01	Analizador de pH	Ret.agua enf.	Campo	" "
AT - 01	Transmisor de pH	" "	" "	" "
AI - 01	Indicador de pH	" "	" "	" "
ASL - 01	Switch de bajo pH	" "	" "	" "
AAL - 01	Alarma de bajo pH	" "	" "	" "

6.3. Elaboración del diagrama de tubería e instrumentación.

En virtud de que el diseñador de tuberías utiliza el DTI como su principal fuente de información, muchos datos deben ser proporcionados en el diagrama. Se deben suministrar las especificaciones para las líneas a modo de que para cada línea también se conozca el tamaño, material y espesor de tubería, clase de bridas y capacidad normal de válvulas y accesorios. Esta información puede ser convenientemente proporcionada por medio de un sistema de codificación de líneas como se indica en la sección 6.1. Las especificaciones de tubería se detallan para cada clase de servicio, de modo que el diseñador de tuberías pueda obtener del DTI toda la información requerida para distribuir y diseñar la tubería. La numeración de las líneas sirve, además, para el marcado e identificación de la tubería fabricada en taller.

En el DTI las válvulas se identifican tanto por número como por símbolo. Los números se refieren a las especificaciones detalladas de las válvulas y son muy útiles lo mismo a los diseñadores que a las personas encargadas de las adquisiciones de materiales. En la tabla 6.3. se presentan los símbolos comunes para las válvulas de uso general.

Tabla 6.3. Simbología de válvulas.

	NORMALMENTE ABIERTA*		DE ANGULO
	NORMALMENTE CERRADA*		REGULADORA DE PRESION
	RETENCION (CHECK)		DE TRES VIAS OPERADA CON DIAFRAGMA
	DE SEGURIDAD ALIVIO		DE CONTROL OPERADA CON DIAFRAGMA
	DE TRES VIAS MANUAL		DE CONTROL OPERADA MANUALMENTE
	DE TRES VIAS OPERADA ELECTRICAMENTE		







* Aguja, bola, compuerta, diafragma, globo, mariposa, macho y especial.

En el DTI debe mostrarse toda la instrumentación para el control, registro e indicación de la operación del proceso. Los símbolos que utilizaremos para la instrumentación son los que recomienda la Sociedad Norteamericana de Instrumentos (3). Por lo general en el símbolo se incluye el número de instrumento. Para ayudar en el diseño de la tubería, los tamaños de las válvulas de control y de las válvulas de alivio deben aparecer junto a ellas.

Tipo de líneas:

A menudo las líneas de proceso principal se dibujan más gruesas a manera de que la secuencia de flujo primario sea más evidente. Las líneas de servicios se dibujan usando varios símbolos (ver tabla 6.4.) para permitir una fácil diferenciación de los diversos símbolos.

Tabla 6.4. Símbolos típicos de tuberías para DTIs.

<u>LINEA</u>	<u>LEYENDA</u>
	Línea de proceso en DTI de proceso combinado.
	Línea de servicio en DTI de servicio.
	Línea de servicio en DTI de proceso combinado.
	Línea de proceso en DTI de servicio.
	Línea neumática de instrumentación.
	Conexión eléctrica.

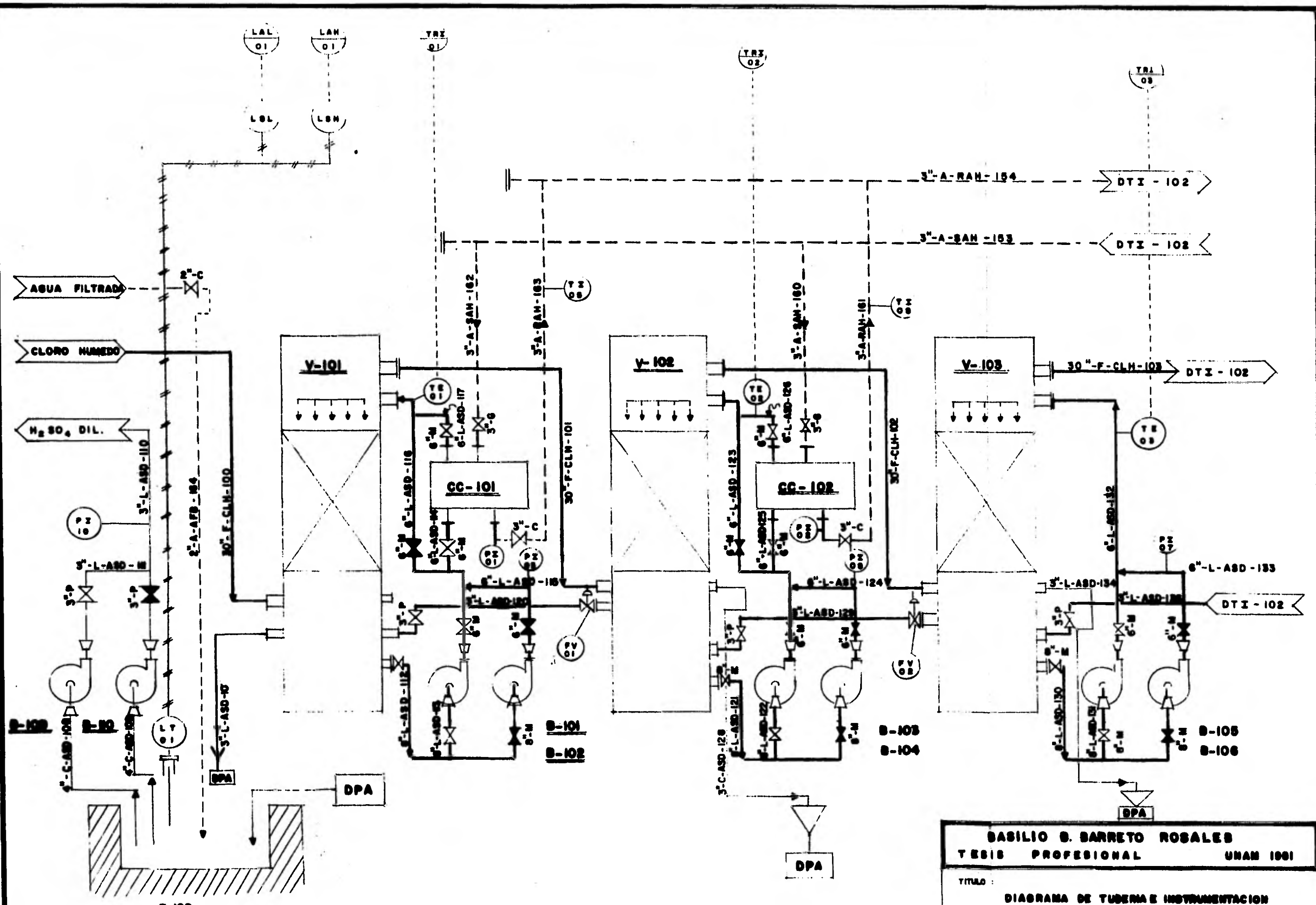
Arreglo del diagrama:

Un arreglo bien planeado del DTI, puede contribuir bastante a asegurar una eficiente y alta calidad de mano de obra en todas las etapas del proyecto. Si cuando se dibuja el DTI se tiene cierta idea del plano real de la distribución de la planta, es muy útil arreglar el diagrama de manera similar, en la medida de lo práctico. Dicho arreglo ayuda al personal de distribución de equipo y a los diseñadores de tubería a visualizar la planta más rápidamente.

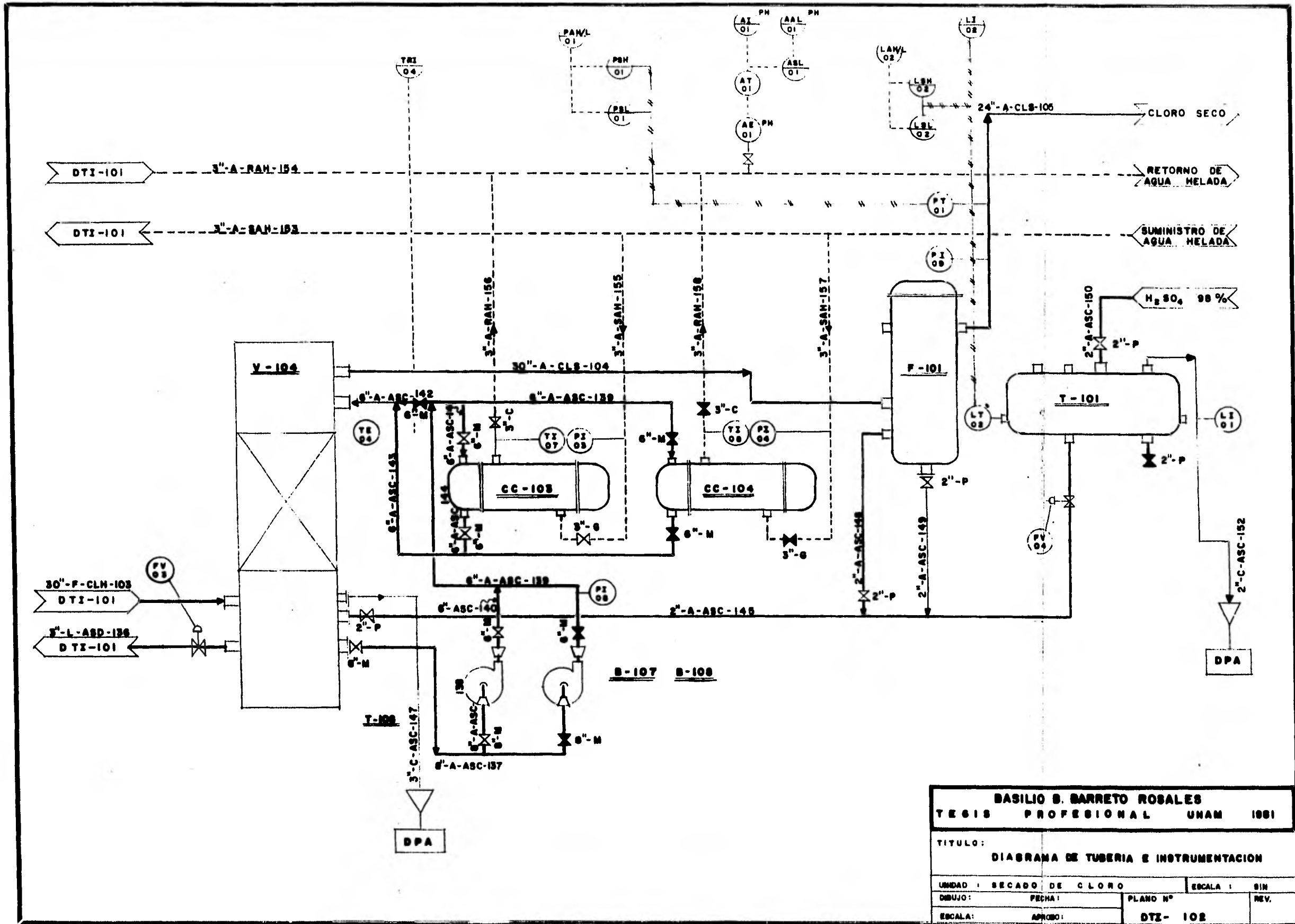
El DTI para ser leído y entendido con facilidad, no debe estar aglomerado. Para representar un proceso, con frecuencia se necesitan varios planos por separado. Las líneas que pasan del equipo de una hoja al de otra, se mantienen a una misma altura a modo de que la continuación de la línea en la siguiente hoja pueda ser encontrada con facilidad.

Tomando en cuenta todas las consideraciones anteriores, se elaboraron los diagramas DTI-101 y DTI-102 que se anexan, para el sistema de secado de cloro.

En los DTIs anteriores queda resumida la información generada durante el estudio y diseño del Sistema de Secado de Cloro tratado en la presente Tesis.



BASILIO B. BARRETO ROSALES			
TESIS PROFESIONAL		UNAM 1991	
TITULO :			
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION			
UNIDAD :	SECADO DE CLORO	ESCALA :	SIN
DIBUJO :	FECHA	PLANO N°	REV.
ESCALA :	APROBO	DTI - 101	



BASILIO B. BARRETO ROSALES			
TESIS PROFESIONAL UNAM 1981			
TITULO:			
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION			
UNIDAD :	SECADO DE CLORO	ESCALA :	SIN
DIBUJO :	FECHA :	PLANO N°	REV.
ESCALA :	APROBO :	DTZ- 102	

REFERENCIAS DEL CAPITULO 6.

1. Bases Generales de Diseño de Tuberías, BDT-5387,
de B.I., 1978.
2. Ludwig, E. E. Design For Chemical... Vol. 1
p' 54.
3. Rase H. and Barrow M. Ingeniería de Proyectos...
p. 91.

7. C O N C L U S I O N E S

7. CONCLUSIONES.

El proceso seleccionado para efectuar el secado de cloro consta de cuatro torres de absorción conectadas en serie, con una recirculación de ácido en cada torre como se muestra en la fig. 3.16. Para poder secar la corriente de cloro hasta 10 ppm de vapor de agua, es necesario utilizar ácido sulfúrico concentrado (98%) en contracorriente con el cloro. El ácido se irá diluyendo al pasar por cada torre hasta llegar a una concentración final del 49%. Al mismo tiempo el cloro irá perdiendo humedad al pasar por cada torre hasta llegar a los límites deseados. Para eliminar el calor generado en la dilución del H_2SO_4 , en cada torre se incluye un cambiador de calor antes de recircular el ácido. En la torre No. V-103 no se incluyó el cambiador de calor porque el ácido en esta torre alcanza una concentración del 80%, correspondiéndole un punto de congelación de $8^{\circ}C$, siendo recomendable no enfriar el ácido en esta etapa.

Para calcular el número de etapas se desarrolló un método numérico, en el cuál se va calculando cada etapa haciendo los balances de materia necesarios, tomando en cuenta los límites de equilibrio, hasta alcanzar las condiciones finales.

Después de haber calculado el número de etapas (ver la fig. 3.12), el paso siguiente fue obtener la altura total empacada para cada torre. Después de haber comparado algunos métodos para calcular los coeficientes de transferencia

de masa, se seleccionaron las correlaciones de Shulman para calcular la altura total empacada para las cuatro torres de absorción; aplicando también algunos criterios empíricos como los que recomienda Baasel. Sin embargo para obtener mejores resultados en el cálculo de alturas empacadas convendría aplicar coeficientes de transferencia de masa basados en datos experimentales cuando se disponga de ellos.

Como complemento del diseño del sistema, se dimensionaron los equipos auxiliares como son los cambiadores de calor, los tanques y las bombas de recirculación de ácido; elaborándose también las hojas de datos y especificaciones para cada equipo.

Para terminar el diseño del proceso, se elaboró un Diagrama de Tubería e Instrumentación en donde se representan todos los equipos requeridos, las líneas de proceso y de servicios y los instrumentos mínimos para el control del proceso.

Esperamos que a través del diseño desarrollado en la presente Tesis, se hayan cumplido los objetivos fijados al principio de este trabajo, uno de los cuales era el de contar con un método de cálculo confiable para diseñar un Sistema de Secado de Cloro.

8. BIBLIOGRAFIA

- 1.- ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, "Rules for Construction of Pressure Vassel", Division 1. 1974, 395 p.
- 2.- Baasel, W.D Preliminary Chemical Engineering Plant Design New York, Elsevier, 1976. 490 p.
- 3.- Bases Generales de Diseño de Tuberías., BDT-5387, de Bufete Industrial,S.A. 1978.
- 4.- Brownell, L.E., and Young E.H. Process Equipment Design. New York, John & Sons, 1959, 408 p.
- 5.- Chauvel, A., et al. Manual of Economic Analysis of Chemical Processes. New York, McGraw-Hill Book Company, 1981, 462 p.
- 6.- Eckert, J.S. Design Techniques for Sizing Packed Columns Chem. Eng. Progress, Sept. 1961, Vol. 57 N° 9, p. 54.
- 7.- Evans, F.L Equipment Design Handbook. Houston Texas, Gulf Publishing Company, Vol. 2, 1981.
- 8.- Foust, A.S., et al. Principles of Unit Operations. New York, John Wiley & Sons, 1960, 578 p.
- 9.- Hougen, O.A., et al. Principios de los Procesos Químicos. Barcelona, Ed. Reverté, Vol. .1, 1974, 556 p.
- 10.- Kern., D.Q. Procesos de Transferencia de Calor, México, Compañía Editorial Continental, 1976, 980 p.

- 11.- Leva, Max, Tower Packings and Packed Tower Design
Akron, Ohio, The United States Stoneware Company,
2a ed. 1953, 213 p.
- 12.- Ludwig, E.E. Applied Process Design for Chemical
and Petrochemical Plants. Houston Texas, Gulf Pu-
blishing Company, 1964, Vol. I, 248 p.
- 13.- Maurice A. Knight Co., Bolletín N^o G - 102 K,
Akron Ohio, 1977.
- 14.- Maurice A. Knight Co, Datos Técnicos, Akron Ohio,
1977.
- 15.- Perry, R., et al. Chemical Engineers Handbook.
New York, McGraw-Hill Book Company, 5a. ed. 1973.
- 16.- Rase, H.F., y Barrow, M.H. Ingeniería de Proyecto.
para Plantas de Proceso. México, Compañía Editorial
Continental, 1979, 781 p.
- 17.- Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Asso-
ciation, "TEMA" 6a. ed., 1978, 242 p.
- 18.- Treybal, R.E. Mass Transfer Operations. Tokio,
McGraw-Hill Kogakusha, 2a. ed. 1968, 717 p.

9. A P E N D I C E

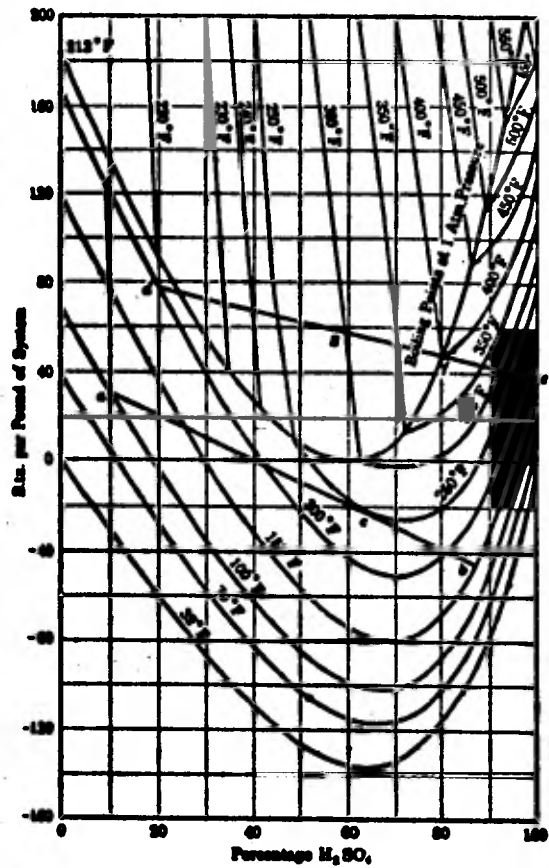


Figura A. 1

Diagrama de Entalpia-Concentración del sistema ácido sulfúrico-agua, relativa a los componentes puros (agua y H_2SO_4 a $32^\circ F$).
 Hougen and Watson, Principos de los Procesos Químicos...
 P.325.

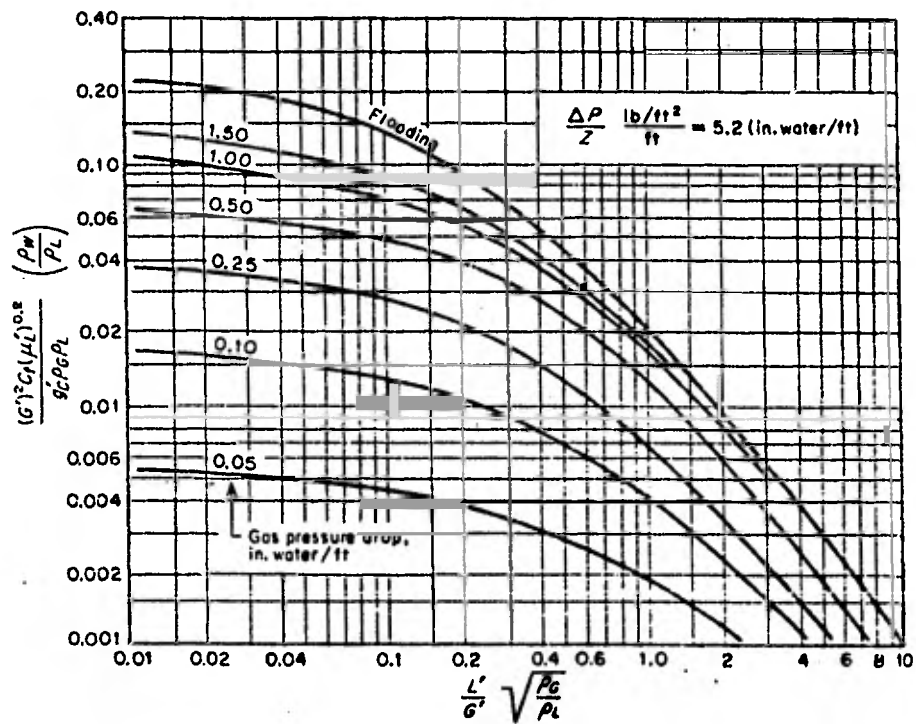


Figura A. 2

Correlación Generalizada de Caída de Presión.
Treybal R.E. Mass Transfer Operations ... p. 160.

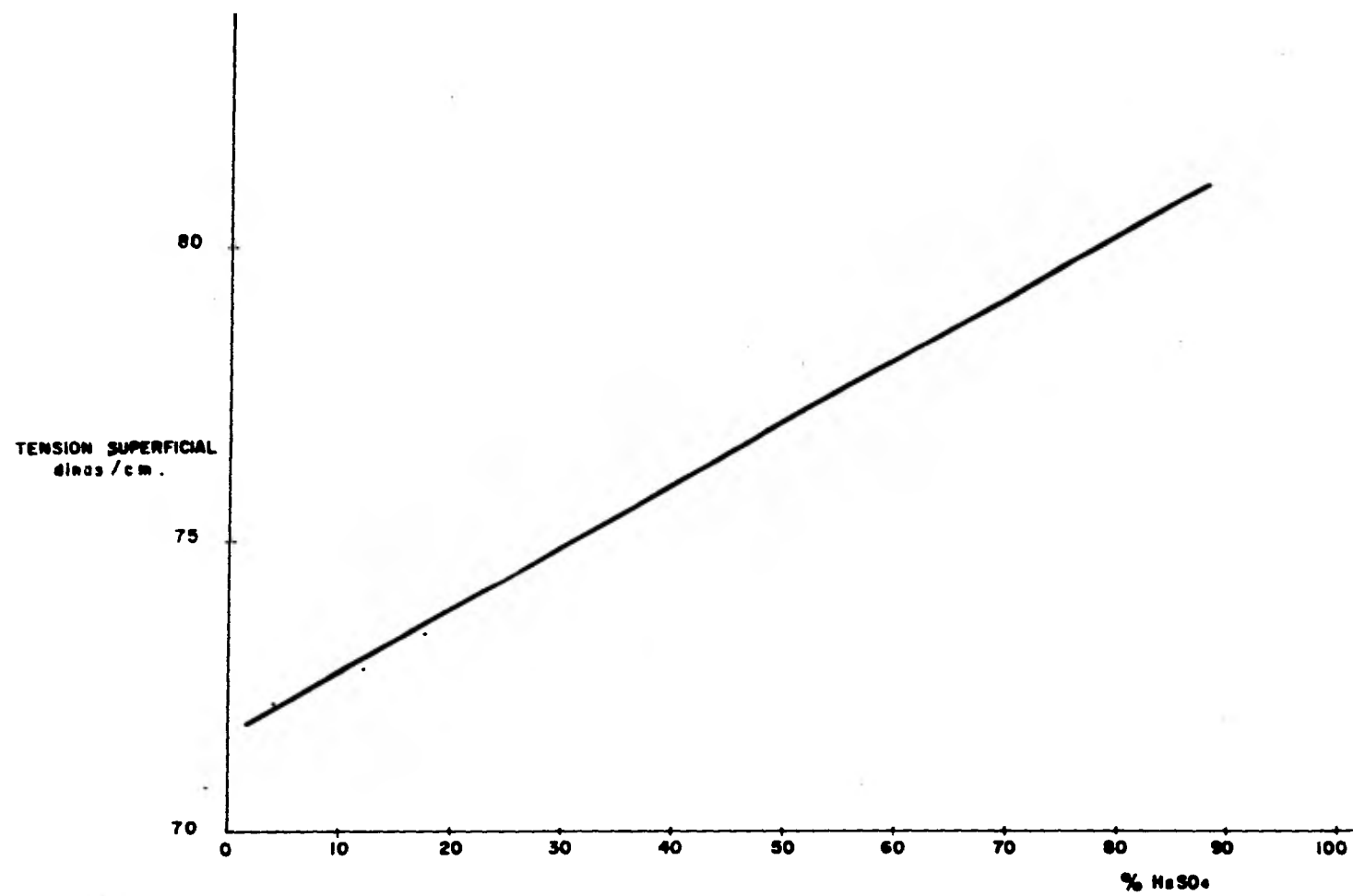


FIG. A.3 TENSION SUPERFICIAL DEL H₂SO₄ @ 25°C^o

Tabla A. 1

Presiones del vapor, puntos de ebullición normales, y calores latentes de vaporización para soluciones acuosas de H₂SO₄*

Los porcentajes son en peso de H₂SO₄ en la solución

A y B son las constantes de la fórmula $\log_{10} p_{\text{v}} = A - \frac{B}{T}$

l = calor total de vaporización en calorías-gramo por gramo de agua evaporada

P. B. = Punto de ebullición normal, °C.

Para bibliografía y estudio de los datos, véase Greenwalt, *Ind. Eng. Chem.*, 17: 522, 1925.

Porcentajes	85	90	95	80	75	70	65	60	55	50	45	40	35	30	25	20	10
A	9.790	9.255	9.239	9.293	9.034	9.032	8.853	8.841	8.827	8.832	8.809	8.844	8.873	8.864		8.922	8.925
B	3.698	3.390	3.175	3.040	2.810	2.688	2.533	2.458	2.400	2.357	2.322	2.299	2.286	2.271		2.268	2.259
l	587	861	806	772	713	682	643	624	609	598	590	584	580	577		576	574
P. B.	290	255	225	202	182	165	151	140	130	123	118	114	110	108	106	104	102
°C.	Presión total del vapor, mm de Hg																
0			0.00418	0.0144	0.0350	0.154	0.377	0.686	1.08	1.35	2.07	2.35	3.06	3.43	3.72	4.02	4.38
5		0.00118	0.00480	0.0230	0.0867	0.235	0.528	1.03	1.60	2.26	2.99	3.69	4.40	4.94	5.33	5.67	6.30
10		0.00196	0.01196	0.0358	0.128	0.342	0.800	1.46	2.26	3.19	4.19	5.22	6.23	6.91	7.46	8.05	8.80
15		0.00318	0.0169	0.0535	0.195	0.506	1.15	2.05	3.19	4.50	5.85	7.27	8.65	9.63	10.3	11.3	12.3
20		0.00497	0.0257	0.0835	0.284	0.725	1.61	2.87	4.43	6.20	8.10	9.95	11.6	13.2	14.3	15.4	16.6
25		0.00765	0.0390	0.124	0.408	1.09	2.24	3.97	6.15	8.45	10.9	13.5	15.8	17.8	19.4	20.8	22.4
30		0.0117	0.0585	0.183	0.580	1.44	3.05	5.41	8.29	11.3	14.7	18.0	21.2	23.8	26.0	27.8	30.0
35	0.00150	0.0179	0.0840	0.265	0.822	2.00	4.23	7.39	11.2	15.4	19.7	24.3	28.6	31.9	35.0	37.3	40.1
40	0.00235	0.0265	0.125	0.381	1.14	2.75	5.66	9.83	14.8	20.3	26.0	31.8	37.3	41.7	45.6	48.8	52.9
45	0.00370	0.0395	0.181	0.540	1.57	3.73	7.60	13.0	19.5	26.7	33.0	41.8	48.8	54.7	59.0	63.3	68.1
50	0.00500	0.0500	0.260	0.770	2.20	5.17	10.2	17.5	26.0	35.2	44.7	55.9	63.0	71.3	78.7	82.2	86.5
55	0.00677	0.0610	0.367	1.06	2.95	6.89	15.4	22.7	33.7	45.5	57.5	69.0	80.2	91.0	98.2	105	113
60	0.0111	0.120	0.411	1.47	3.98	9.12	18.6	29.3	43.0	58.0	73.0	87.3	102	116	124.2	133	143
65	0.0176	0.189	0.707	2.60	5.30	10.2	22.7	37.7	55.1	73.7	92.3	110	127	145	156	167	178
70	0.0268	0.236	0.960	2.88	7.02	15.6	29.0	48.0	68.6	92.5	116	138	159	180	195	207	223
75	0.0415	0.327	1.31	3.60	9.26	20.3	37.0	60.2	87.0	115	144	171	198	223	248	264	274
80	0.0646	0.450	1.77	4.77	12.0	26.0	47.0	75.3	108	143	179	211	244	273	295	314	337
85	0.0879	0.618	2.37	6.35	15.6	33.4	59.7	94.3	136	178	219	261	300	333	358	385	413
90	0.123	0.823	3.14	8.31	20.0	42.5	74.6	117	167	217	271	319	369	404	437	468	498
95	0.172	1.12	4.18	10.8	25.7	53.9	92.7	144	205	268	315	358	430	455	531	580	628
100	0.237	1.49	5.39	15.9	32.0	67.0	114	178	253	326	405	474	540	588	678	730	780
105	0.321	1.93	6.95	17.6	40.0	82.8	140	215	302	373	464	548	624	688	798	852	900
110	0.437	2.52	9.07	22.5	50.0	101	172	260	357	431	528	619	708	782	900	962	1010
115	0.570	3.25	11.4	28.3	62.0	126	207	315	425	503	604	700	792	880	1000	1070	1120
120	0.788	4.19	14.5	35.6	78.5	153	251	377	522	628	742	848	948	1048	1180	1260	1310

* Perry J. Manual del Ingeniero Químico. México, UTEHA, 3a ed. 1976. p.236.

Tabla A. 2

Líquido Retenido en Torres Empacadas*

$\phi_o = \phi_s + \phi_w$ $\phi_{1W} = \phi_{1W} + \phi_{2W}$ $\phi_o = \phi_{oW}H$

Packing	Nominal size, in.	d_p , ft	ϕ_s	Water (ordinary temperatures)	μ_L , centipoise	H
Ceramic Raschig rings	0.5	0.0582	$\frac{6.85(10^{-5})\mu_L^{0.09}\sigma^{0.09}}{d_p^{1.01}\rho_L^{0.37}}$	$\phi_{1W} = \frac{2.25(10^{-3})L'^{\beta}}{d_p^{\beta}}$	<12	$\frac{0.897L'^{0.07}\mu_L^{0.10}}{\rho_L^{0.04}(0.1183L'^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73}\right)^{0.000-0.000 \log L'}$
	1	0.1167		$\phi_{2W} = \frac{0.00104}{d_p^{1.01}}$		>12
	1.5	0.1740		$\beta = 0.965d_p^{0.310}$		
	2	0.238				
Carbon Raschig rings	1	0.0427	$\frac{6.36(10^{-5})\mu_L^{0.09}\sigma^{0.09}}{d_p^{1.01}\rho_L^{0.37}}$	$\phi_{1W} = \frac{7.90(10^{-3})L'^{\beta}}{d_p^{\beta}}$	<12	$\frac{0.375L'^{0.07}\mu_L^{0.10}}{\rho_L^{0.04}(0.174L'^{0.310} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73}\right)^{0.000-0.000 \log L'}$
	1.5	0.178		$\phi_{2W} = \frac{0.00250}{d_p^{1.01}}$		>12
	2	0.235		$\beta = 0.706d_p^{0.310}$		
Ceramic Berl saddles	0.5	0.0532	$\frac{1.641(10^{-5})\mu_L^{0.09}\sigma^{0.09}}{d_p^{1.01}\rho_L^{0.37}}$	$\phi_{1W} = \frac{2.50(10^{-3})L'^{\beta}}{d_p^{\beta}}$	<20	$\frac{1.291L'^{0.07}\mu_L^{0.10}}{\rho_L^{0.04}(0.212L'^{0.410} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73}\right)^{0.000-0.000 \log L'}$
	1	0.1050		$\phi_{2W} = \frac{0.00032}{d_p^{1.01}}$		>20
	1.5	0.155		$\beta = 0.965d_p^{0.310}$		

* Treybal R.E. Mass Transfer Operations ... pag. 168

T A B L A A.3

Areas Interfaciales para Absorción y Desorción. *

Para gases de densidad aproximadamente 0.075 lb/ft^3 ,

$A_{aw} = mG'^n L'^p$. Para otros gases, sustituir $G'(0.075/\rho_G)^{0.5}$ por G' .

(Nota: Los datos originales cubren valores de L' hasta 4500 lb/hr ft^2 . Se recomienda extrapolar hasta $L'=7500$).

Empaque	Dimensión plg.	Rango de L' lb/hr ft^2	m	n	p
Anillos Rasching	0.5	500 - 1,500	8200	$3.15(10^{-4})L' - 0.30$	-1.04
		1500 - 4,500	9.32	$0.151(10^{-4})L' + 0.148$	-0.111
	1	500 - 1,500	0.274	0	-0.552
		1500 - 4,500	463	$0.528(10^{-4})L' - 0.0793$	-0.47
	1.5	500 - 1,500	1.82	$0.675(10^{-4})L' - 0.1013$	-0.274
		1500 - 4,500	4.85	$0.148(10^{-4})L' - 0.022$	-0.140
2	500 - 1,500	0.401	0	-0.481	
	1500 - 4,500	0.95	0	-0.362	
Silletas Berl	0.5	500 - 1,500	0.0336	0.0529	-0.761
		1500 - 4,500	2.54	0.0529	-0.170
	1	500 - 1,500	15.89	$0.686(10^{-4})L' - 0.1029$	0
		1500 - 4,500	238	$0.420(10^{-4})L' - 0.0630$	-0.359
	1.5	500 - 1,500	0.613	-0.0508	0.455
		1500 - 4,500	465	$0.325(10^{-4})L' - 0.0996$	-0.1355

* Treybal R.E. Mass Transfer Operations . . .
p.166.

Tabla A. 4
Características de Empaques al Azar *

Packing	Nominal size, in.										
	1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	3	3 1/2
Raschig rings:											
Ceramic:											
C_f	1,000	750	640	380	255	160	125	95	65	37	
ϵ	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
a_p	240	155	111	100	80	58	45	38	28	19	
Metal:											
1/4-in. wall:											
C_f	700		300	258	185	115					
ϵ	0.69		0.84		0.88	0.92					
a_p	236		128		83.5	62.7					
1/2-in. wall:											
C_f			340	290	230	145	110	82	57	37	
ϵ			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
a_p			118		71.8	56.7	49.3	41.2	31.4	20.6	
Pall rings:											
Plastic:											
C_f				97		52		32	25		16
ϵ				0.98		0.90		0.903	0.91		
a_p				110		63.0		39	31		23.4
Metal:											
C_f				71		48		28	20		
ϵ				0.902		0.938		0.953	0.964		
a_p				131.2		66.5		48.1	36.6		
Intalox saddles, ceramic											
C_f	600		265		130	98		52	40		
ϵ	0.75		0.78		0.77	0.775		0.81	0.79		
a_p	300		190		102	78		59.5	36		
Berl saddles, ceramic:											
C_f	900		380		170	110		65	45		
ϵ	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72		
a_p	274		142		82	76		44	32		
Tellerettes, 3/4 x 2 in., plastic:											
High density:											
C_f											
ϵ											
Low density:											
C_f											
ϵ											

* Treybal R.E. Mass Transfer Operations...
p. 162.