

16  
2 Ejm



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES "CUAUTITLAN"**

Diseño de una Columna Agotadora para la  
Mezcla 2 - Etilhexanol - Agua, para el  
Proceso de Fabricación de  
Di - 2Etilhexilftalato.

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

**INGENIERO QUIMICO**

P R E S E N T A :

**CELSO VAZQUEZ GASCON**

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEXICO.

1984



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.

# INDICE

	<u>Página</u>
Introducción	1
C A P I T U L O 1	
DESCRIPCION DEL PROCESO	2
1.1 Carga de materias primas	2
1.2 Esterificación	2
1.3 Neutralización	5
1.4 Destilación	5
1.5 Tratamiento final y filtración	6
C A P I T U L O 2	
BASES DE DISEÑO	8
2.1 Generalidades	8
2.2 Especificación de las alimentaciones	8
2.3 Especificación de los productos	9
2.4 Bases de diseño mecánico	9

C A P I T U L O 3

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA	10
3.1 Estimación de propiedades críticas del-- 2,etilhexanol	10
3.2 Determinación del diagrama entalpia-con- centración	13
3.3 Balance de materia y energía	19

C A P I T U L O 4

CALCULO DE LAS ETAPAS DE TRANSFERENCIA DE MASA	32
4.1 Número de unidades de transferencia de - masa	32

C A P I T U L O 5

DISEÑO DE LA COLUMNA AGOTADORA	38
5.1 Cálculo del diámetro de la columna	38
5.2 Cálculo de la altura de empaque	44
5.3 Caída de presión	67

C A P I T U L O 6

DISEÑO MECANICO DEL RECIPIENTE	68
--------------------------------	----

C A P I T U L O 7

EVALUACION ECONOMICA	77
----------------------	----

C A P I T U L O 8

CONCLUSIONES	83
8.1 Método de diseño	83
8.2 Estimación de propiedades	83
8.3 Diseño obtenido	84
8.4 Costo	85

C A P I T U L O 9

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	86
----------------------------	----

## INTRODUCCION

El presente trabajo tiene como objeto el diseño de una columna -- agotadora para la mezcla binaria 2etilhexanol-agua, la cual se generará en un reactor tipo tanque agitado, donde se fabrica el di,2etilhexil-- ftálato. La necesidad de este diseño surgió al llevarse a cabo el - cambio de Tecnología en la planta de plastificantes de la empresa - LUGATOM, S. A. DE C. V., la que decidió dejar el proceso de producción de plastificantes a baja temperatura y en medio ácido (Tecnología - DEGRASS) y cambiar el proceso de alta temperatura usando un cataliza-- dor organometálico (Tecnología BASF).

Al realizarse el cambio se observó que el alcohol de reflujo re-- tornaba con una humedad excesiva, lo cual trafa como consecuencia la - hidrólisis del catalizador ocasionando un consumo de aproximadamente - el doble que el especificado por la Tecnología, además de que como el alcohol se refluja como un líquido subenfriado, al entrar éste al reac-- tor el que tiene una temperatura elevada se provocaba el flasheo del - agua contenida en el alcohol con el consecuente incremento del volumen específico del agua, éste último ocasiona la sobrepresión del reactor. Lo antes expuesto sirve como base para fijar los objetivos a cubrir - por el presente diseño y éstos son:

- 1.- Disminuir el consumo de catalizador a lo especificado - por la Tecnología
- 2.- Reducir los riesgos de operación ocasionados por el so-- brepresionamiento del reactor.

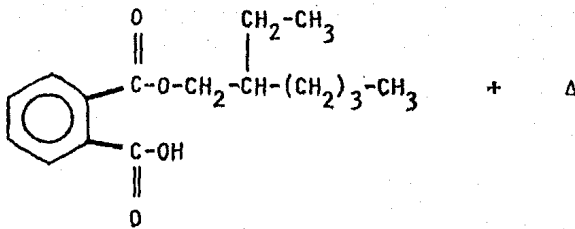
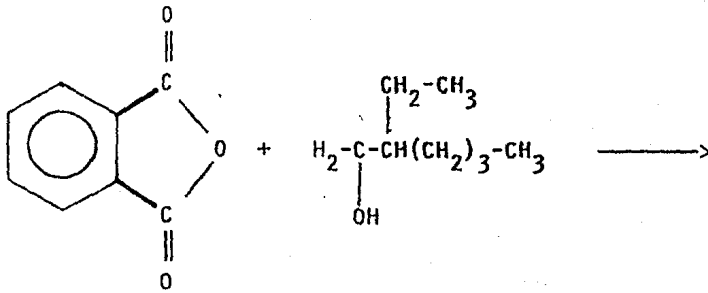
La columna objeto de este trabajo, será de tipo empacada, ya que éstas permiten un contacto más íntimo y continuo de las fases, lo cual redundará en una mejor separación y eficiencia; como material de empa-- que se utilizará un relleno de tipo regular, puesto que éstos son más-- eficientes y debido a la poca disponibilidad de espacio para la insta-- lación, el uso de un empaque irregular resulta inadecuado.

# CAPITULO I

## DESCRIPCION DEL PROCESO

La fabricación del di,2etilhexilftálato es un proceso de tipo discontinuo, en el que la diesterificación del anhídrido ftálico se lleva a cabo en un reactor agitado tipo batch entre 180 y 220°C, la reacción es catalizada por un compuesto organometálico, el cual se adiciona desde el inicio de la reacción. La secuencia de operación se describe a continuación:

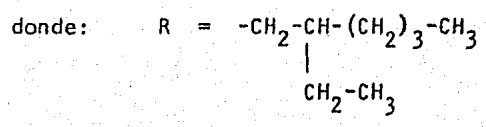
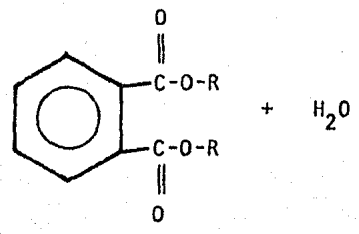
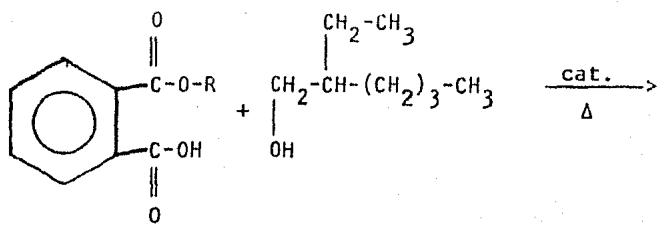
- 1.1 Carga de materias primas: El primer paso es la carga del 2,etilhexanol, ésta se realiza mediante una bomba centrífuga (GA-201) desde la zona de almacenamiento de alcohol, el cual se cuantifica por un totalizador de flujo antes de ser introducido al reactor. Una vez terminada la carga del 2-etilhexanol, se procede a adicionar el anhídrido ftálico, proveniente de la planta del mismo nombre. Este material se cuantifica mediante una báscula integrada al tanque de almacenamiento (FA-204), al terminar la operación, se realiza la carga del catalizador usando una tolva dosificadora, la que se encuentra ubicada sobre el reactor. Conjuntamente a la carga del anhídrido ftálico se inicia el calentamiento del reactor usando para ésto, aceite para transferencia de calor.
- 1.2 Esterificación: La reacción de diesterificación del anhídrido ftálico involucra dos reacciones sucesivas: la primera de ellas es la correspondiente a la formación del monoéster de acuerdo a la siguiente ecuación:



(monoester)

Esta reacción es espontánea y ligeramente exotérmica; como se puede observar el monoester es una especie ácida y ésta característica es la que proporciona la pauta para poder seguir el desarrollo de la reacción. En la segunda reacción se lleva a cabo la esterificación del monoester formado de acuerdo a la reacción.





Como ya se mencionó, la concentración de la especie ácida es la que permite seguir el avance de la reacción. Para realizar lo anterior, es necesario muestrear el reactor cada hora. Esta operación, así como el análisis de las muestras se hace en forma manual.

Durante el curso de la reacción, el agua generada se extrae del reactor en forma de vapor, el cual sale mezclado con una parte del alcohol que se cargó en exceso y ambos vapores son condensados en un intercambiador enfriado por agua. Los vapores

condensados son enviados a un tanque separador líquido-líquido de donde la fase orgánica se recircula al reactor para con esto mantener la velocidad de reacción.

La reacción se da por terminada cuando la concentración de la especie ácida alcanza un valor mínimo. Al llegar a este punto, se procede a cerrar la recirculación del alcohol, para luego disminuir la presión del reactor hasta un valor sub-atmosférico, esto último con el objeto de eliminar el exceso de alcohol existente, hecho lo anterior se enfría el reactor hasta temperatura de neutralización. Durante la etapa de reacción, el reactor se encuentra entre 180 y 220°C y a presión atmosférica.

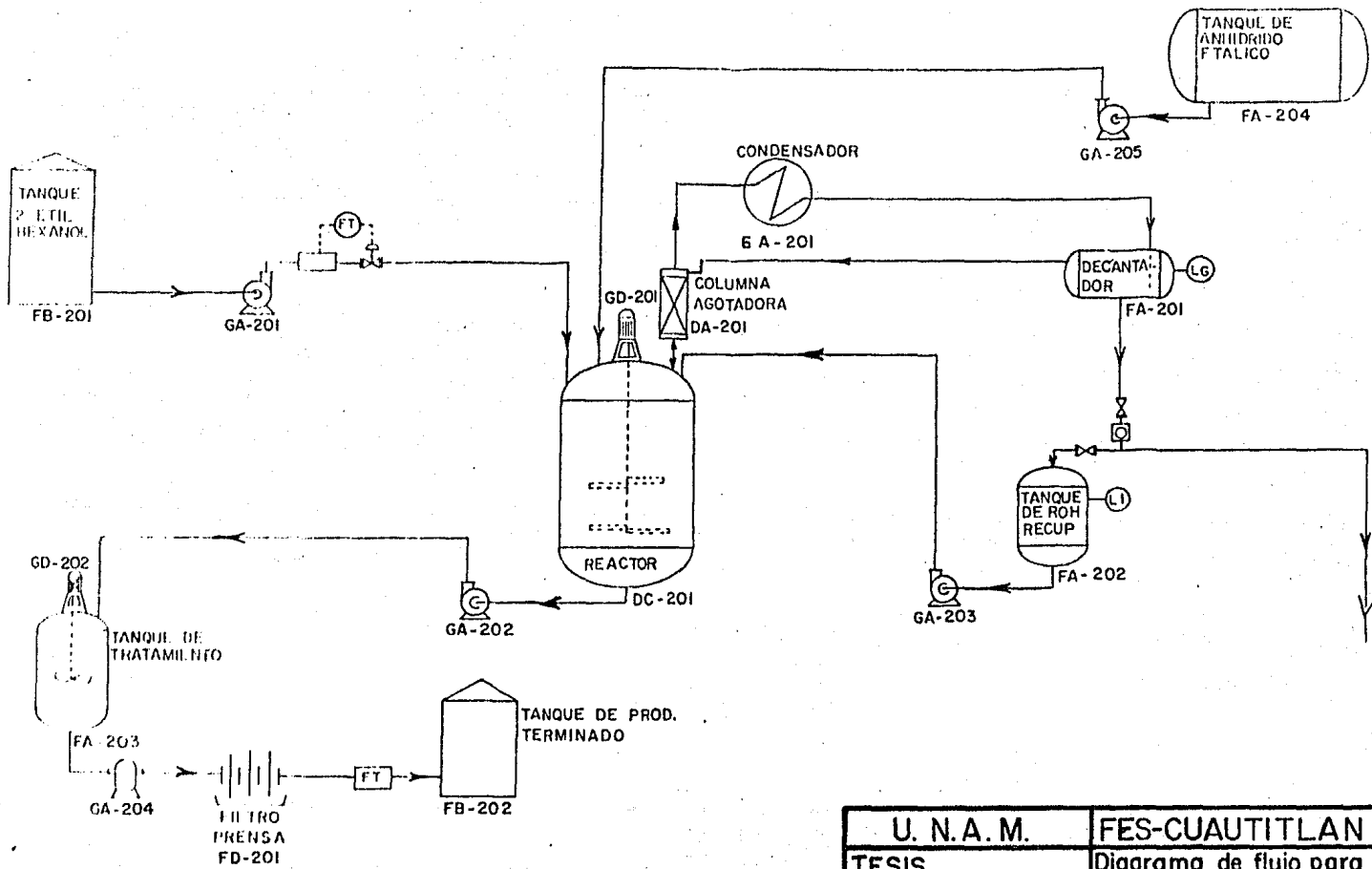
1.3 Neutralización: Una vez que la masa reaccionante alcanzó la temperatura de neutralización, se agrega carbonato de sodio en polvo y luego se adiciona agua, todo esto manteniendo el reactor con agitación durante 20 minutos: cuando se suspende la agitación se deja en reposo al reactor por espacio de 20 minutos, para lograr la separación de las fases; la fase acuosa contiene la sal del monoéster y el catalizador hidrolizado, mientras que la orgánica está constituida por el plastificante y el alcohol residual. La fase acuosa es eliminada del reactor realizando una decantación manual; el agua se envía a un sistema de tratamiento de efluentes,

1.4 Destilación: La eliminación del alcohol residual se realiza mediante una destilación por arrastre de vapor, para lo cual es necesario elevar la temperatura del reactor y reducir la presión del sistema; durante la destilación se inyecta vapor vivo a la masa contenida en el recipiente. Esta operación se controla manualmente mediante el muestreo y la

determinación de la temperatura de flama del plastificante. Cuando se alcanza esta temperatura se procede a enfriar el reactor hasta 100°C para luego ser enviado a un recipiente donde se le da el tratamiento final.

1.5 Tratamiento final y filtración: El plastificante ya destilado es tratado en un tanque agitado mediante carbón activado para eliminar las impurezas generadoras de color; junto con el carbón se agrega al tanque un compuesto hecho a base de silicatos, el cual es el encargado de formar la torta en el filtro prensa, para de ahí mandar el producto terminado a la zona de almacenamiento de plastificantes.

En la figura 1,1 se muestra el diagrama de flujo de proceso simplificado.



U. N. A. M.	FES-CUAUTITLAN
TESIS PROFESIONAL	Diagrama de flujo para la fabric. de Di2-etilhexilftalato
Presentada por: VAZQUEZ GASCON CELSO	FIGURA: 101

## CAPITULO 2

### BASES DE DISEÑO

#### 2.1 GENERALIDADES

La columna empacada tendrá como función agotar el contenido de agua del alcohol reflujaado al reactor de esterificación hasta un valor de 0.3% en peso de agua.

#### 2.2 ESPECIFICACION DE LAS ALIMENTACIONES

El equipo tiene dos alimentaciones, la primera de ellas es la corriente de vapores proveniente del reactor, la cual tiene las siguientes características:

Flujo	18.14	kg-mol/hr
Contenido de agua	0.2541	fracción mol
Contenido de 2etilhexanol	0.7459	fracción mol
Temperatura	220.0	°C

La segunda alimentación es la correspondiente al alcohol que sale del decantador (FA-201) para recircularse al reactor, y ésta tiene las características siguientes:

Contenido de agua	0.0944	fracción mol
Contenido de 2etilhexanol	0.9056	fracción mol
Temperatura	60.0	°C

El flujo de esta corriente será determinado en el balance de materia.

### 2.3 ESPECIFICACION DE LOS PRODUCTOS

El producto de interés para el presente diseño es el correspondiente a la corriente de fondos de la columna y ésta deberá ser como sigue:

Contenido de agua	0.0213	fracción mol
Contenido de 2etilhexano	0.9787	fracción mol
Flujo molar	13.82	kg-mol/hr

### 2.4 BASES DE DISEÑO MECANICO

El recipiente que contendrá el empaque de la columna en cuestión deberá ser diseñado para las condiciones extremas que son:

- a) Presión sub-atmosférica (585 mmHg de vacío)
- b) Temperatura 220°C

Para la realización del diseño se tomará como base el código ASME sección VIII división II, sistema de unidades internacional.

El material de construcción será acero inoxidable tipo 316 por razones de calidad del producto procesado.

## CAPITULO 3

### BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

El presente capítulo tiene como objetivo el determinar el balance de materia y energía de la columna agotadora; para alcanzar dicha meta es necesario tener la información termodinámica del sistema binario estudiado. Se iniciará con la estimación de las propiedades críticas del 2,etilhexanol.

#### 3.1 ESTIMACION DE PROPIEDADES CRITICAS DEL 2,ETILHEXANOL

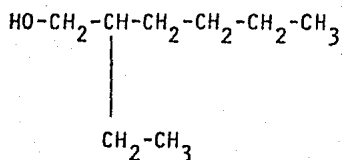
Las propiedades críticas se estimarán por el método de Lydersen - (Ref. 1 ); éste es un método de contribuciones el cual toma como base la temperatura de ebullición normal y propone las siguientes ecuaciones:

$$\frac{T_b}{T_c} = 0.567 + \frac{\sum_i A_{Ti}}{T_i} - \left( \frac{\sum_i A_{Ti}}{T_i} \right)^2 \quad 3.1$$

$$V_c = 40 + \frac{\sum_i A_{Vi}}{V_i} \quad 3.2$$

donde:  $T_b$  es la temperatura normal de ebullición en °K  
 $T_c$  es la temperatura crítica en °K  
 $V_c$  es el volumen crítico en  $\text{cm}^3/\text{g-mol}$   
 $A_{Ti}$  constante de contribución para la temperatura crítica  
 $A_{Vi}$  constante de contribución para el volumen crítico.

Para hacer la estimación se debe conocer la estructura del 2,etilhexanol, la que es:



En la tabla siguiente se resumen las constantes de contribución que se utilizarán:

TABLA 3.1.1. CONSTANTES DE CONTRIBUCION

GRUPO	$A_{Ti}$	$A_{Vi}$
-CH <sub>3</sub>	0.020	55
-CH <sub>2</sub> -	0.020	55
-CH-	0.012	51
-OH (alcohólico)	0.082	18



En la tabla 3.1.2 se muestran los resultados de los cálculos con las constantes de contribución para el 2,etilhexanol.

TABLA 3.1.2 TABULACION DE CONSTANTES DE CONTRIBUCION PARA EL 2,ETIL--  
HEXANOL:

Grupo	No.	$A_T$	$NA_T$	$A_V$	$NA_V$
-CH <sub>2</sub>	2	0.020	0.040	55	110
-CH <sub>2</sub> -	5	0.020	0.100	55	275
-CH-	1	0.012	0.012	51	51
-OH	1	0.082	0.082	18	18
$\Sigma$			0.234		454

Sustituyendo los resultados anteriores en las ecuaciones 3.1 y 3.2 se obtiene:

$$\frac{T_b}{T_c} = 0.567 + 0.234 - (0.234)^2 = 0.746$$

como  $T_b = 183.5^\circ\text{C} = 456.5^\circ\text{K}$  (Ref. 9)

$$T_c = \frac{T_b}{0.746} = 611.9^\circ\text{K}$$

$$T_c = 611.9^\circ\text{K}$$

$$V_c = 40 + 454 = 494$$

$$V_c = 494 \text{ cm}^3/\text{g-mol}$$

### 3.2 DETERMINACION DEL DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRACION

Se iniciará este inciso calculando el calor de vaporización del 2,etilhexanol a diferentes temperaturas; se empleará el método propuesto por Watson (Ref. 1), el cual es una modificación a la regla de Trouton. Este método de estimación propone la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta H_{iV}}{\Delta H_V^\circ} = \left[ \frac{1 - T_{ri}}{1 - T_r^\circ} \right]^{0.38} \quad 3.3$$

donde:  $\Delta H_V^\circ$  es el calor de vaporización del 2,etilhexanol a la temperatura de referencia de (183.5°C) en cal/g-mol

$\Delta H_{iV}$  es el calor de vaporización del 2,etilhexanol a la iesima temperatura en cal/g-mol

$T_r^\circ$  es la temperatura reducida a 183.5°C para el 2,etilhexanol, adimensional

$T_{ri}$  es la temperatura reducida para el 2,etilhexanol a la iesima temperatura ( $T_i$ ), adimensional y está definida por:

$$T_{ri} = \frac{T_i}{T_c} \quad T_i \text{ y } T_c \text{ [=] } ^\circ\text{K}$$

de la referencia } se sabe que el calor de vaporización del alcohol a 183°C es de 92.4 cal/gr, ésto implica que:

$$\Delta H_{iV}^\circ = 92.4 \frac{\text{cal}}{\text{g}} \times 130.23 \frac{\text{g}}{\text{g-mol}} = 12,033,252 \frac{\text{cal}}{\text{g-mol}}$$

456°K

$$T_r^\circ = \frac{456.5^\circ\text{K}}{611.9^\circ\text{K}} = 0.746$$

Con estos valores para  $\Delta H_V^\circ$  y  $T_r^\circ$  la ecuación 3.3 queda como sigue:

$$\Delta H_{iV} = 12,033.252 \left[ \frac{1 - T_{ri}}{0.254} \right]^{0.38}$$

Con ésta última expresión se puede calcular el calor de vaporización - del 2,etilhexanol a diferentes temperaturas, los resultados se tabulan a continuación:

TABLA 3.2.1 CALORES DE VAPORIZACION DEL 2.ETILHEXANOL A DIFERENTES - TEMPERATURAS.

T°C	T(°K)	Tri	$\Delta H_{iV}$ cal/g-mol
80	353	0.577	14,606.82
90	363	0.593	14,394.35
100	373	0.610	14,162.85
110	383	0.626	13,939.19
120	393	0.642	13,709.50
130	403	0.659	13,458.38
140	413	0.675	13,214.84
150	423	0.691	12,963.74
160	433	0.708	12,687.96
170	443	0.724	12,419.14
177	450	0.735	12,228.68
180	453	0.740	12,140.49
183.5	456.5	0.746	12,033.25

Haciendo el tratamiento estadístico por el método de mínimos cuadrados se obtiene la expresión:

$$\Delta H_V = 16,666.57 - 24.97 T \quad 3.4$$

donde:  $\Delta H_V$  [=] está en cal/g-mol

T [=] está en °C

Para calcular la entalpia del 2,etilhexanol en fase líquida de la in--formación proporcionada por el fabricante de dicho producto, referente a la capacidad calorifica a presión constante en función de la tempe--ratura, mediante una regresión lineal se obtuvo la siguiente ecuación:

$$c_{p2EH(l)} = 0.526 + 0.0017 T$$

donde:  $c_{p2EH(l)}$  es la capacidad calorífica a presión constante del 2,etilhexanol en fase lí--quida en cal/g°C

T es la temperatura en °C.

La entalpia en fase líquida se definirá como:

$$H_{L2EH} = (Mcp)_{2EH} (l) (T-T_0) \quad 3.6$$

donde:  $H_L$  es la entalpia del líquido en cal/gr-mol  
M es el peso molecular (130.23 g/g-mol)  
T<sub>0</sub> es la temperatura de referencia y se asumirá igual a 0°C  
T es la temperatura en °C  
2EH significa 2,etilhexanol

Sustituyendo la ecuación 3.5 en la 3.6 se obtiene:

$$\begin{aligned} H_{L2EH} &= 130.23 (0.526 + 0.0017T) (T-0) \\ H_{L2EH} &= 68.501 T + 0.221 T^2 \end{aligned} \quad 3.7$$

Con esta última ecuación y con la 3.4 se puede determinar la entalpía de la fase vapor como sigue:

$$H_{V2EH} = H_{L2EH} + \Delta H_V \quad 3.8$$

Sustituyendo las ecuaciones 3.4 y 3.7 en la ecuación 3.8 tenemos:

$$\begin{aligned} H_{V2EH} &= 68.501T + 0.221 T^2 + 16,666.57 - 24.97 T \\ H_{V2EH} &= 16,666.57 + (68.501-24.97) T + 0.221 T^2 \\ H_{V2EH} &= 16,666.57 + 43.531 T + 0.221 T^2 \end{aligned} \quad 3.9$$

donde:  $H_{V2EH}$  es la entalpía de la fase vapor en cal/g-mol

$T$  es la temperatura en °C

Con las expresiones para  $H_L$  y  $H_V$  y con las entalpías para el agua -- (ref. 2 ) es posible determinar las entalpías para las mezclas de líquido y vapor utilizando las relaciones siguientes:

$$H_{LM} = X_{2EH} H_{L2EH} + X_{H_2O} H_{LH_2O} \quad 3.10$$

$$H_{VM} = Y_{2EH} H_{V2EH} + Y_{H_2O} H_{VH_2O} \quad 3.11$$

A continuación se presenta la tabla de resultados, con la cual se podrá construir el diagrama entalpía-concentración (figura 3.1).

3.2.2 DATOS PARA CONSTRUIR EL DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRACION PARA LA MEZCLA 2,ETILHEXANOL-AGUA

T °C	X <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	H <sub>LH<sub>2</sub>O</sub>	H <sub>L2EH</sub>	H <sub>LM</sub>	Y <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	H <sub>VH<sub>2</sub>O</sub>	H <sub>V2EH</sub>	H <sub>VM</sub>
94	1.0000	1,689.3	8,391.9	1,689.3	1.0000	11,452.9	22,711.2	11,452.9
100	0.1950	1,800.0	9,060.1	7,644.3	0.9600	11,494.8	23,229.7	11,964.2
110	0.1300	1,981.5	10,209.2	9,139.6	0.8925	11,560.8	24,129.1	12,911.9
120	0.1025	2,163.6	11,402.5	10,455.5	0.7550	11,624.7	25,072.7	14,919.5
130	0.0850	2,346.6	12,640.0	11,765.1	0.6200	11,685.7	26,060.5	17,148.1
140	0.0565	2,530.6	13,921.7	13,278.1	0.4900	11,743.6	27,092.5	19,571.5
150	0.0495	2,715.5	15,247.7	14,627.4	0.3550	11,797.6	28,168.7	22,356.9
160	0.0275	2,901.7	16,617.8	16,240.6	0.2200	11,847.5	29,289.1	25,451.9
170	0.0100	3,089.4	18,032.1	17,882.7	0.0900	11,892.5	30,453.7	28,783.2
177	0.0000	3,221.5	19,048.4	19,048.4	0.0000	11,921.5	31,295.3	31,295.3

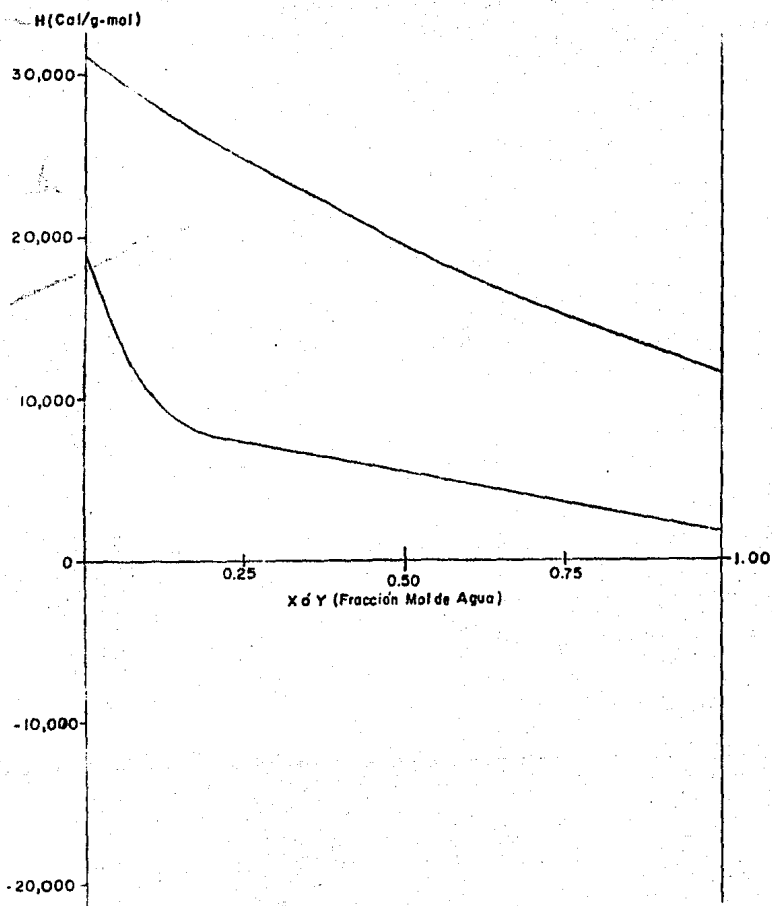
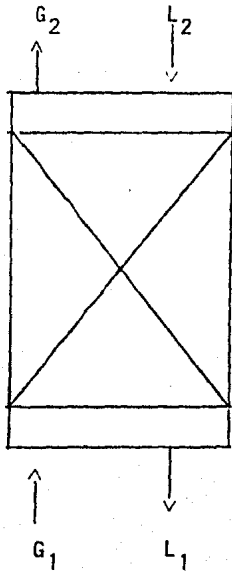


FIGURA 3.1 Curva Entalpia Concentración Sistema: 2 Etilhexanol - Agua

### 3.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Para la realización del balance se tomará como base lo expuesto - en el capítulo 2 y nos auxiliaremos de los incisos precedentes. Se - considerará el siguiente sistema:



Balance global

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1 \quad 3.12$$

Balance para el agua

$$G_1 Y_{1H_2O} + L_2 X_{2H_2O} = G_2 Y_{2H_2O} + L_1 X_{1H_2O} \quad 3.13$$

Balance de energía

$$G_1 H_{G1} + L_2 H_{L2} = G_2 H_{G2} + L_1 H_{L1} \quad 3.14$$

donde  $G_1$  es el flujo molar de vapor en la parte baja de la columna en kg-mol/hr

$G_2$  es el flujo molar de vapor en la parte alta de la columna en kg-mol/hr

$L_1$  es el flujo molar de líquido en la parte baja de la columna en kg-mol/hr

$L_2$  es el flujo molar de líquido en la parte alta de la columna en kg-mol/hr



$Y_{1H_2O}$  y  $Y_{2H_2O}$  es la fracción mol del agua en la corriente de vapor abajo y arriba en la columna respectivamente.

$X_{1H_2O}$  y  $X_{2H_2O}$  es la fracción mol del agua en la corriente de líquido abajo y arriba en la columna respectivamente

$H_{G1}$  y  $H_{G2}$  es la entalpia de la corriente de vapor -- en la parte baja y alta de la columna respectivamente en kcal/kg-mol

$H_{L1}$  y  $H_{L2}$  es la entalpia de la corriente de líquido-- en la parte baja y alta de la columna respectivamente en kcal/kg-mol

Como una primera aproximación se asumirán flujos molares constantes de tal forma que:

$$G_1 = G_2 \quad \text{y} \quad L_1 = L_2 \quad 3.15$$

de la ecuación 3.13 se puede despejar el valor de  $Y_{2H_2O}$  haciendo uso de la suposición anterior, de donde se obtiene:

$$Y_{2H_2O} = \frac{G_1 Y_{1H_2O} + L_2 X_{2H_2O} - L_1 X_{1H_2O}}{G_2}$$

los datos para el cálculo se resumen a continuación:

$$G_1 = G_2 = 18.14 \text{ kg-mol/hr}$$

$$L_1 = L_2 = 13.82 \text{ kg-mol/hr}$$

$$Y_{1H_2O} = 0.2541$$

$$X_{2H_2O} = 0.0944$$

$$X_{1H_2O} = 0.0213$$

sustituyendo estos valores en la expresión para  $Y_{2H_2O}$  se tiene:

$$Y_{2H_2O} = \frac{18.14(0.2541) + 13.82(0.0944) - 13.82(0.0213)}{18.14}$$

$$Y_{2H_2O} = 0.3098$$

A continuación se procede a verificar el balance de calor, para lo cual se requiere de calcular las entalpías de las corrientes de líquido y vapor. Las corrientes  $G_2$  y  $L_1$  se encuentran en su punto de saturación y por ésto su entalpia se tomará directamente del diagrama Entalpia-Concentración (fig. 3.1); mientras que las corrientes  $G_1$  y  $L_2$  están la primera sobrecalentada y la segunda subenfriada. Por tal motivo las entalpías  $H_{G1}$  y  $H_{L2}$  se calcularán como sigue:

$$H_{G1} = H_{VG1} + c_{p_m(v)} (T-T_s) \quad 3.16$$

$$H_{L2} = c_{p_m(l)} (T - T_0) \quad 3.17$$

donde:  $H_{VG1}$  es la entalpia de vapor saturado de  $G_1$  en kcal/kg-mol

$H_{L2}$  es la entalpia de la mezcla liquida en  $L_2$  en kcal/kg-mol

$c_{p_m(v)}$  es la capacidad calorifica media del vapor en kcal/kg-mol $^{\circ}$

$c_{p_m(l)}$  es la capacidad calorifica media del liquido en kcal/kg-mol $^{\circ}$

$T$  es la temperatura de sobrecalentamiento ó subenfriamiento en  $^{\circ}C$

$T_s$  es la temperatura de saturación del vapor en  $^{\circ}C$

$T_0$  es la temperatura de referencia y es igual a  $0^{\circ}C$

Se iniciará el cálculo con la evaluación de la entalpia del vapor  $G_1$  y para ésto se estimará la capacidad calorifica media como sigue:

$$c_{p_m(v)} = Y_{2EH} c_{p(v)2EH} + Y_{H_2O} c_{p(v)H_2O} \quad 3.18$$

Los datos para el cálculo se resumen a continuación:

Tabla 3.3.1 DATOS PARA CALCULO DEL CALOR ESPECIFICO MEDIO EN FASE - VAPOR DE LA MEZCLA 2,ETILHEXANOL-AGUA

	$C_p$	Y
2 etilhexanol	73.07 cal/g-molC°	0.7459
Agua (ref. 4)	8.28 cal/g-molC°	0.2541

Con lo anterior sustituyendo en la ecuación 3.15, el calor específico de la mezcla es:

$$C_{pm} = 0.7459 (73.07) + 0.2541 (8.28)$$

$$C_{pm} = 56.61 \text{ cal/g-molC}^\circ$$

Del diagrama entalpia-concentración y utilizando una composición de 0.2541 para el agua, se lee el valor de la entalpia de vapor saturado, la cual es:

$$H_{VG1} = 24,600 \text{ kcal/kg-mol}$$

Con lo anterior ya se puede calcular la entalpia de la fase vapor, los datos de cálculo se resumen a continuación:

$$T = 220^\circ\text{C}$$

$$T_s = 157.50^\circ\text{C}$$

$$c_{p_m}(v) = 56.61 \text{ kcal/k-molC}^\circ$$

$$H_{VG1} = 24,600 \text{ kcal/k-mol}$$

sustituyendo en la ecuación 3.16 se obtiene:

$$H_{G1} = 24,600 + 56.61 (220-157.50)$$

$$H_{G1} = 28,138.1 \text{ kcal/k-mol}$$

A continuación se calculará el calor específico medio para la mezcla líquida en  $L_2$  de acuerdo a la ecuación 3.18, la cual quedaría como:

$$c_{p_m}(l) = X_{2EH} c_{p(l)2EH} + X_{H_2O} c_{p(l)H_2O} \quad 3.19$$

Los datos para el cálculo se resumen en la tabla siguiente:

TABLA 3.3.2 DATOS DE CALCULO DE CAPACIDAD CALORIFICA MEDIA EN FASE LIQUIDA

	Ref.	$c_p(l)$ kcal/kg-molC°	X
2 etilhexanol	5	81.78	0.9056
Agua	4	18.00	0.0944

Sustituyendo en la ecuación anterior se obtiene:

$$c_{p_m}(l) = 0.9056 (81.78) + 0.0944 (18)$$

$$c_{p_m}(l) = 75.76 \text{ kcal/k-molC}^\circ$$

Con este valor se calcula la entalpia de la corriente  $L_2$ , los datos para el cálculo se enlistan a continuación:

$$T = 60^\circ\text{C}$$

$$T_o = 0^\circ\text{C}$$

$$c_{p_m}(\ell) = 75.76 \text{ kcal/kmol}^\circ\text{C}$$

sustituyendo en la expresión 3.17 se obtiene:

$$H_{L2} = 75.76 (60-0)$$

$$H_{L2} = 4,545.6 \text{ kcal/kmol}$$

Del diagrama entalpia-concentración (fig. 3.1) se leen las entalpias de las corrientes  $L_1$  y  $G_2$  de acuerdo al balance preliminar de materia, dichas entalpias se resumen en la tabla siguiente:

	X o Y ( $\text{H}_2\text{O}$ )	entalpia kcal/kmol
$L_1$	0.0213	16,600
$G_2$	0.3098	24,000

Con los datos de la tabla anterior ya se puede realizar el balance de energía preliminar, los datos de cálculo se indican en la tabla siguiente:

TABLA 3.3.3 DATOS PARA BALANCE DE ENERGIA A FLUJOS MOLARES CONSTANTES

CORRIENTE	FLUJO kmol/hr	ENTALPIA kcal/kmol
G <sub>1</sub>	18.14	28,138.1
L <sub>1</sub>	13.82	16,600.0
G <sub>2</sub>	18.14	24,000.0
L <sub>2</sub>	13.82	4,545.6

Con los valores de la tabla 3.3.3 y la ecuación 3.14 se procede a verificar el balance de energía; sustituyendo en la expresión 3.14 se obtiene:

$$18.14(28,138.1) + 13.82(4,545.6) = 18.14(24,000) + 13.82(16,600)$$

$$573,245.33 = 664,772.00$$

Como se observa el balance de energía no se cumple, por tal motivo se procederá por prueba y error para ajustar dicho balance; las variables que podemos mover son:

$$G_2, H_{G2}, L_2 \text{ y } Y_{2H_2O}$$

del balance de materia (Ec. 3.12) sustituyendo los valores de  $G_1$  y  $L_1$  se deduce que:

$$L_2 = G_2 - 4.32 \quad 3.20$$

También se sabe que la concentración del agua en la corriente  $G_2$  está definida por:

$$Y_{2H_2O} = \frac{G_1 Y_{1H_2O} + L_2 X_{2H_2O} - L_1 X_{1H_2O}}{G_2}$$

Sustituyendo los valores conocidos en la expresión anterior se obtiene:

$$Y_{2H_2O} = \frac{4.315 + 0.0944 L_2}{G_2} \quad 3.21$$

Sustituyendo la expresión 3.20 en la 3.21 y simplificando se obtiene:

$$Y_{2H_2O} = \frac{3.907 + 0.0944 G_2}{G_2} \quad 3.22$$

si en el balance de energía (Ec. 3.14) se sustituye en la expresión 3.20 y de ahí se despeja  $G_2$ , se obtendrá la siguiente ecuación:

$$G_2 = \frac{G_1 H_{G1} + L_1 H_{L1} - 4.32 H_{L2}}{H_{G2} - H_{L2}} \quad 3.23$$



de la tabla 3.3.3 se toman los valores de  $G_1$ ,  $H_{G1}$ ,  $L_1$ ,  $H_{L1}$  y  $H_{L2}$  y estos se sustituyen en la ecuación 3.23 para obtener:

$$G_2 = \frac{720,200.60}{H_{G2}^{-4,545.6}} \quad 3.24$$

sustituyendo la expresión 3.24 en la 3.22 y simplificando se obtiene:

$$Y_{2H_2O} = 0,0697 + 5.42 \times 10^{-6} H_{G2}$$

con esta última ecuación se harán las iteraciones para ajustar el balance de energía; el ciclo de iteración será el siguiente:

- a) Suponer  $H_{G2}$
- b) Calcular  $Y_{2H_2O}$
- c) Con  $Y_{2H_2O}$  leer el valor de  $H_{G2}$  en el diagrama entalpía-concentración
- d) Comparar  $H_{G2}$  supuesta con  $H_{G2}$  del diagrama, si no son iguales tomar  $H_{G2}$  del diagrama y regresar al punto "a", si son iguales calcular  $G_2$  de la ecuación 3.22 y con  $G_2$  calcular  $L_2$  de la ecuación 3.20

para ilustrar el método se anexa un diagrama de flujo (figura 3.2)

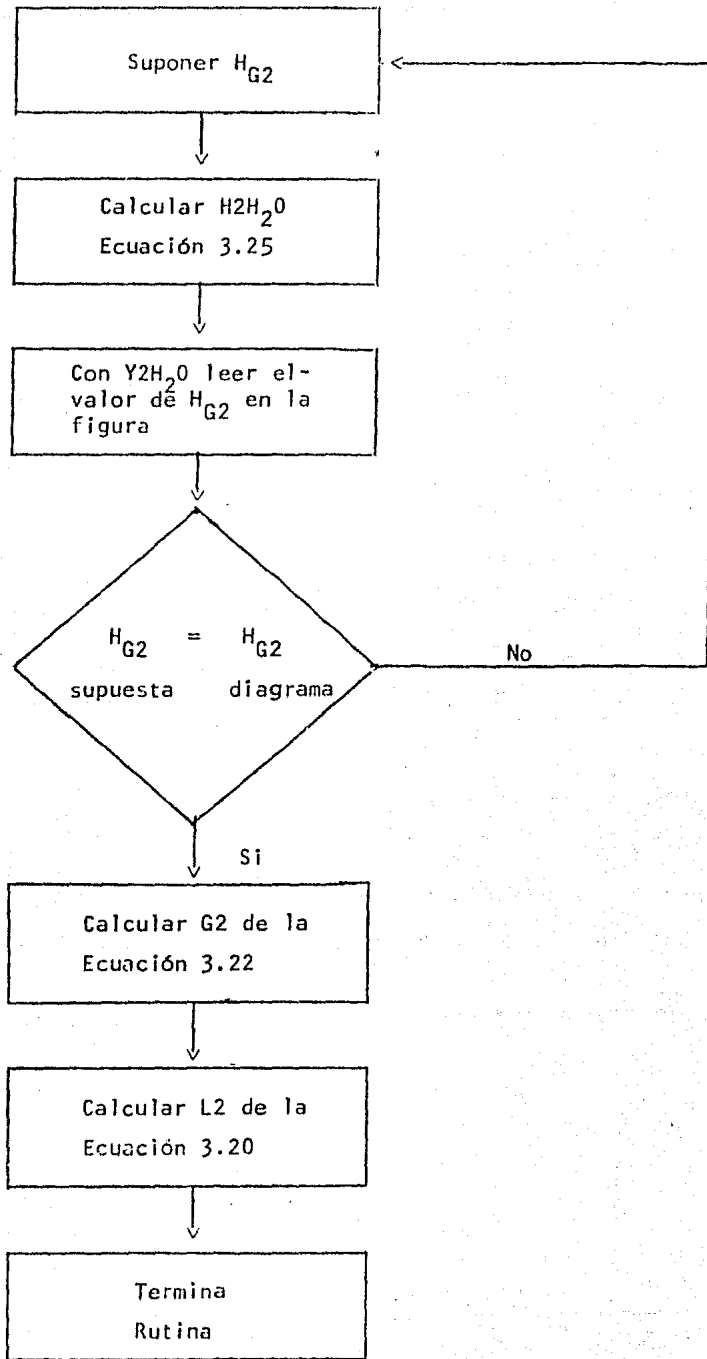


FIGURA 3.2 CICLO ITERATIVO PARA BALANCE DE ENERGIA

Los resultados de las iteraciones se muestran en la tabla siguiente:

TABLA 3.3.4 ITERACIONES PARA BALANCE DE ENERGIA

No. iteración	$H_{G2}$ supuesta	$Y_{2H_2O}$ calculada	$H_{G2}$ diagrama
1	22,000	0.1890	26,842.1
2	26,842.1	0.2153	26,315.8
3	26,315.8	0.2124	26,447.4
4	26,447.4	0.2132	26,446.0

La cuarta iteración se acepta, puesto que el valor de  $H_{G2}$  leído en el diagrama entalpía-concentración representa el 99.98% del valor supuesto.

Despejando  $G_2$  de la ecuación 3.22 y sustituyendo el valor de  $Y_{2H_2O}$  se obtiene:

$$G_2 = 32.89 \text{ kgmol/hr}$$

sustituyendo  $G_2$  en la ecuación 3.20 se determina el valor de  $L_2$ , el cual es:

$$L_2 = 28.56 \text{ kgmol/hr}$$

El balance de materia y energía se resume en la siguiente tabla:

TABLA 3.3.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

	$G_1$	$L_1$	$G_2$	$L_2$
Flujo kmol/hr	18.14	13.82	32.89	28.56
Fracción mol de agua	0.2541	0.0213	0.2132	0.0944
Entalpia kcal/kmol	28,138.1	16,600.0	26,446.0	4,545.6
Peso molecular kg/kmol	101.7	127.8	106.3	119.6
Temperatura °C	220	163	152	60

Con todo lo realizado a través del presente capítulo se ha cubier to el objetivo del mismo.

## CAPITULO 4

### CALCULO DE LAS ETAPAS DE TRANSFERENCIA DE MASA

El objetivo del presente capítulo, es la determinación del número de unidades de transferencia de masa y ésto se hará mediante el método de Ponchon-Savarit; se usará este método de diseño dada la poca idealidad del sistema binario manejado (fig. 4.1), el cual forma una mezcla azeotrópica a una concentración del 96% de agua (fracción-mol fig. 4.2) además de ser una mezcla parcialmente miscible.

#### 4.1 NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE MASA

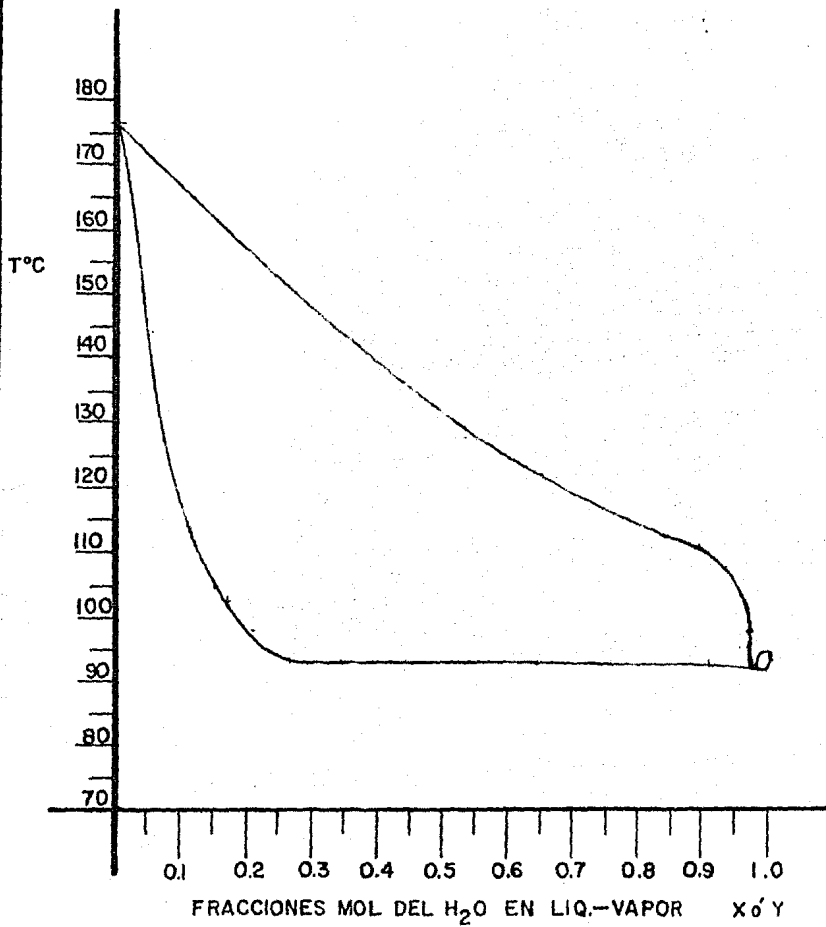
Para poder determinar el número de unidades de transferencia de masa por el método de Ponchon-Savarit, es necesario conocer la entalpía de la corriente de alimentación, así como evaluar el punto de referencia  $\Delta w$ . La entalpía de alimentación ( $H_{L2}$ ) fué calculada en el capítulo precedente y es igual a:

$$H_{L2} = 4,545,6 \text{ kcal/kg-mol}$$

el punto de referencia  $\Delta w$ , está definido por la siguiente ecuación:

$$\Delta w = H_{L1} - \frac{Q_B}{L_1} \quad (\text{ref. 6}) \quad 4.1$$

donde:  $H_{L1}$  es la entalpía de la corriente que sale del fondo de la columna en cal/g-mol



**DIAGRAMA TEMPERATURA-CONCENTRACION  
 SISTEMA 2 ETIL HEXANOL-AGUA A 585 mm.  
 de Hg. de PRESION ATMOSFERICA Fig.Nº4.1**

$L_1$  es el flujo de la corriente de líquido que sale del fondo g-mol/hr

$Q_B$  es el calor cedido por el reactor para generar la corriente de vapor que sale de él en cal/hr

del diagrama de entalpía concentración se tiene:

$$H_{L1} = 16,600 \text{ cal/g-mol}$$

$$L_1 = 13.82 \text{ kg-mol/hr} = 13,820 \text{ g-mol/hr}$$

se definirá a  $Q_B$  de la siguiente forma:

$$Q_B = G_1 (\lambda_v + C_{pm} (T - T_b)) \quad 4.2$$

donde:  $T_b$  es la temperatura de vaporización de la mezcla y ésta es de  $157.5^\circ\text{C}$

$G_1$  es el flujo de vapor ascendente en g-mol/hr

$\lambda_v$  es el calor de vaporización en cal/g-mol

$T$  es la temperatura de sobrecalentamiento  $^\circ\text{C}$

$C_{pm}$  es la capacidad calorífica a presión constante en cal/g-mol $^\circ\text{C}$

del capítulo anterior se sabe que el calor específico de la mezcla de vapor es:

$$C_{pm(v)} = 56.61 \text{ cal/g-mol}^\circ\text{C}$$

Del diagrama entalpia concentración se puede leer el valor de las entalpias de líquido y vapor saturadas a una composición de agua de 0.2541 y estas son:

$$H_L = 7,200 \text{ cal/g-mol}$$

$$H_v = 24,600 \text{ cal/g-mol}$$

entonces el calor de vaporización queda dado por:

$$\lambda_v = H_v - H_L \quad 4.3$$

sustituyendo los valores de  $H_v$  y  $H_L$  se obtiene:

$$\lambda_v = 24,600 - 7,206$$

$$\lambda_v = 17,400 \text{ cal/g-mol}$$

a continuación se resumen los datos de cálculo para  $Q_B$ :

$$G_1 = 18,140 \text{ g-mol/hr}$$

$$\lambda_v = 17,400 \text{ cal/g-mol}$$

$$T = 220^\circ\text{C}$$

$$T_b = 157,5^\circ\text{C}$$

$$C_{pm(v)} = 56,61 \text{ cal/g-mol}^\circ\text{C}$$

sustituyendo en la ecuación 4.2 se obtiene:

$$Q_B = 18,140 [17,400 + 56,61 (220 - 157,5)]$$

$$Q_B = 3,798 \times 10^8 \text{ cal/hr}$$



sustituyendo este valor así como  $H_{L1}$  y  $L_1$  en la ecuación 4.1 se obtiene:

$$\Delta w = 16,600 - \frac{3,798 \times 10^6}{13,820}$$

$$\Delta w = -10,881.9 \text{ cal/g-mol}$$

Finalmente ubicamos los puntos con coordenadas  $(x_1^{H_2O}, \Delta w)$  y  $(x_2^{H_2O}, H_{L2})$  en el diagrama entalpia-concentración (fig.4.2), para con esto hacer el trazado de las etapas de transferencia de masa sobre el diagrama de equilibrio de acuerdo con el método Poncho-Savarit, con lo que se obtuvo el valor de:

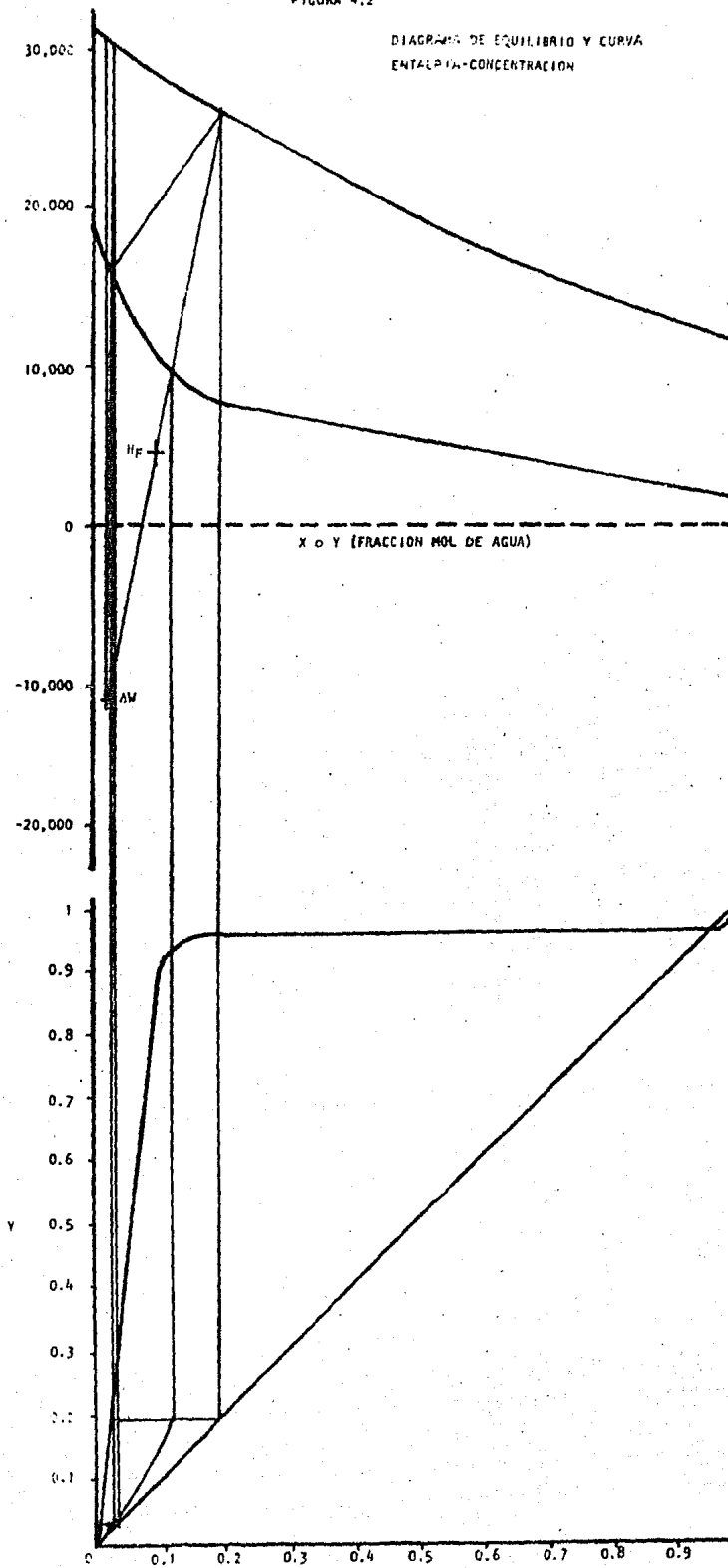
$$N_p = 1.28$$

Esto se puede observar en la figura 4.2

Con este último valor se ha cubierto el objetivo propuesto al inicio del capítulo.

FIGURA 4.2

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO Y CURVA  
ENTALPIA-CONCENTRACION



## CAPITULO 5

### DISEÑO DE LA COLUMNA AGOTADORA

En el presente capítulo se hará el dimensionamiento de la columna agotadora; ésta será diseñada tomando como base las condiciones del domo de la columna, ya que ahí es donde se manejan los flujos más altos. El empaque es el FLEXIPAC tipo 1 de KOCH ENGINEERING COMPANY INC., este es un empaque de tipo regular.

#### 5.1 CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA

Para determinar el diámetro de la columna agotadora se usará la curva generalizada de caída de presión del relleno evaluada experimentalmente por KOCH ENGINEERING CO. INC.; para utilizar la curva se debe evaluar el parámetro siguiente:

$$\frac{L}{G} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right]^{\frac{1}{2}} \quad 5.1$$

- donde:
- L es el flujo de la mezcla líquida en el domo de la columna en lb/hr-pie<sup>2</sup>
  - G es el flujo de la mezcla vapor en el domo de la columna en lb/hr-pie<sup>2</sup>
  - $\rho_V$  es la densidad del vapor en lb/pie<sup>3</sup>
  - $\rho_L$  es la densidad del líquido en lb/pie<sup>3</sup>

Como la presión de operación es pequeña (atmosférica), podemos asumir-

que el vapor se comporta como un gas ideal para determinar su densidad, de tal forma que utilizando la ley de gas ideal tenemos:

$$PV = nRT \quad 5.2$$

$$n = \frac{m}{M} \quad 5.3$$

donde: P es la presión en atmósferas  
 V es el volumen en  $\text{cm}^3$   
 n es el número de moles adimensional  
 m es la masa de la mezcla vapor en gr.  
 M es el peso molecular de la mezcla en g/g-mol  
 R es la constante de gas ideal en  $\text{atm}\cdot\text{cm}^3/\text{g}\cdot\text{mol}^\circ\text{K}$   
 T es la temperatura en  $^\circ\text{K}$

sustituyendo la ecuación 5.3 en la 5.2 y despejando la expresión para la densidad se tiene:

$$\rho V = \frac{m}{V} = \frac{PM}{RT} \quad 5.4$$

los datos para el cálculo de  $\rho V$  son:

$$\begin{aligned} P &= 585 \text{ mmHg} = 0.7697 \text{ atm} \\ M &= 106.3 \text{ g/g-mol (pág. no. 31)} \\ R &= 82.06 \frac{\text{atm cm}^3}{\text{g-mol}^\circ\text{K}} \\ T &= 425^\circ\text{K} \\ \rho V &= \frac{(0.7697)(106.30)}{(82.06)(425)} = \frac{0.0023 \text{ g}}{\text{cm}^3} \\ \rho_L &= 0.832 \text{ g/cm}^3 \text{ (medida experimentalmente)} \end{aligned}$$

para este cálculo se utilizarán los valores de  $L_2$  y  $G_2$  (de la tabla - 3.3.5 pag. 31 ) solamente convertidos a flujo masico, ya que con ésto

se determinará el diámetro de la columna, de la siguiente forma:

$$L_2 = 28.56 \frac{\text{kg-mol}}{\text{hr}} \times 119.6 \frac{\text{kg}}{\text{g-mol}} \times \frac{1\text{b}}{0.454 \text{ kg}}$$

$$L_2 = 7,523.74 \frac{1\text{b}}{\text{hr}}$$

$$L_2 = 32.89 \frac{\text{kg-mol}}{\text{hr}} \times 106.3 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} \times \frac{1\text{b}}{0.454 \text{ kg}}$$

$$G_2 = 7,700.90 \frac{1\text{b}}{\text{hr}}$$

sustituyendo los valores de L y G en la ecuación 5.1 se obtiene:

$$\frac{L}{G} \left[ \frac{PV}{PL-PV} \right]^{\frac{1}{2}} = \frac{7,523.74}{7,700.90} \left[ \frac{0.0023 (62.4)}{(0.832-0.0023) 62.4} \right]^{\frac{1}{2}} = 0.051$$

con este valor se lee en la figura no. 7 de la referencia 7 (fig.5.1) que es una correlación generalizada para la caída de presión y de ahí se obtiene el parámetro:

$$\frac{G'^2 \rho_F}{PVPL g_2} = 0.17 \tag{5.5}$$

este parámetro está evaluado para la condición crítica de operación - que es cuando la columna está inundada totalmente (100%); despejando G' de la ecuación 5.5 se obtiene:

$$G' = \left[ \frac{0.17 PV PL g_e}{\rho_F} \right]^{\frac{1}{2}}$$

donde:  $g_e$  es la constante de conversión en  $\text{lbmpie/lbfhr}^2$

$\rho_F$  es el factor de empaque adimensional

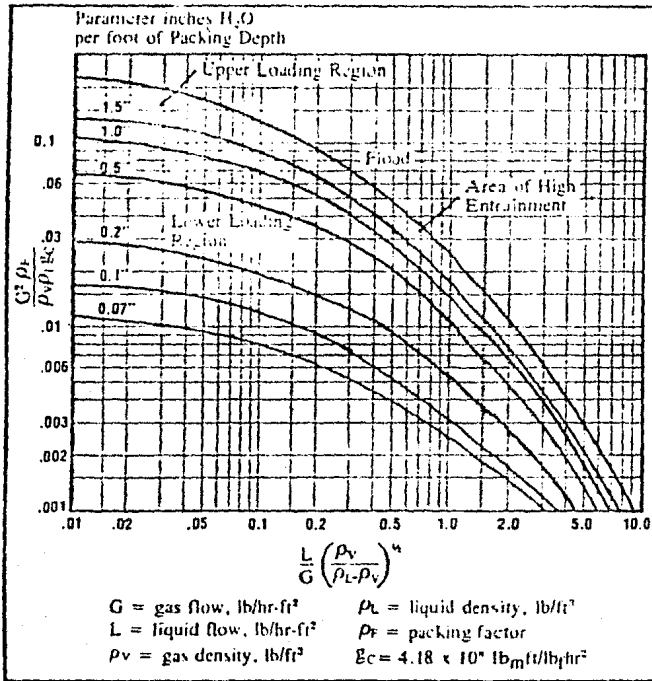


Figure 7: Generalized Pressure Drop Correlation

FIGURA 5.1 TOMADA DEL CATALOGO FLEXIPAC DE KOCH ENGINEERING COMPANY  
 INC. BOLETIN KFP-2 PAGINA 5.

los valores de  $g_e$  y  $\rho_F$  son:

$$g_e = 4.18 \times 10^8 \text{ lbmpie/lbf hr}^2$$

$$\rho_F = 33$$

sustituyendo los valores de  $\rho_V$  y  $\rho_L$  (pág. 39),  $g_e$  y  $\rho_F$  en la ecuación anterior se tiene:

$$G' = \left[ \frac{0.17 (0.0023) (62.4)^2 (0.832) (4.18 \times 10^8)}{33} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$G' = 4,005.58 \text{ lb/hrpie}^2 \text{ a } 100\% \text{ de inundación}$$

Para el diseño de columnas empacadas se recomienda diseñarlas para que operen en la región de baja carga, dicha región está delimitada por una caída de presión entre 0.2 y 0.5 pulgadas de agua por pie de altura de empaque; en el presente caso se trabajará en el límite superior del intervalo mencionado; con este criterio se determinará el flujo por unidad de área, con el valor del parámetro:

$$\frac{L}{G} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right]^{\frac{1}{2}}$$

calculado anteriormente, se puede leer de la figura 5.1, el valor de

$$\frac{(G')^2 \rho_F}{\rho_V \rho_L g_e} = 0.052$$

despejando de la expresión anterior  $G'$  y sustituyendo los valores correspondientes se obtiene:

$$G' = 2,215.35 \text{ lb/hrpie}^2$$

El área transversal la podemos definir como:

$$A = \frac{G_2}{G'} \quad 5.6$$

donde:  $A$  es el área transversal de la columna en  $\text{pie}^2$

Sustituyendo los valores de  $G_2$  y  $G'$  en la expresión 5.6 obtenemos el área transversal como sigue:

$$A = \frac{7,700.90}{2,215.35} = 3.48 \text{ pie}^2$$

Con el área transversal y haciendo uso de la siguiente ecuación se puede calcular el diámetro de la columna agotadora:

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad 5.7$$

donde  $d$  es el diámetro de la columna en pies.



Sustituyendo el valor del área transversal en la expresión se obtiene:

$$d = \left[ \frac{4(3.48)}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$d = 2.1 \text{ pie} = 25.26 \text{ pulg.}$$

Por lo tanto los flujos a manejar son:

$$L' = \frac{7,523.74}{3.48} = 2,161.99 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}^2}$$

$$G' = \frac{7,700.90}{3.48} = 2,215.35 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}^2}$$

## 5.2 CALCULO DE LA ALTURA DE EMPAQUE

Los coeficientes de transferencia de masa son los que permiten calcular la altura de empaque necesaria, pero dichos coeficientes son función del sistema termodinámico manejado, esto quiere decir que:

$$K_X \text{ ó } K_Y = f(\mu, D_{AB}, \rho, P, T, dp)$$

donde:  $\mu$  es la viscosidad de la mezcla líquida o vapor

$D_{AB}$  es la difusividad de la mezcla líquida o vapor

$\rho$	es la densidad de la mezcla líquida o vapor
$P$	es la presión
$T$	es la temperatura
$d_p$	representa la geometría del empaque referida a una esfera

Por esta razón es necesario hacer una serie de estimaciones tendientes a determinar los coeficientes.

### 5.2.1 DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA LA FASE VAPOR.

El cálculo del coeficiente de transferencia de masa de la fase vapor, lo iniciaremos estimando la viscosidad del 2,etilhexanol (2EH) en dicha fase por el método de Bromley y Wilke (ref. 4), los cuales proponen las siguientes expresiones:

$$\mu = \frac{33.3 (M T_c)^{\frac{1}{2}}}{V_c^{\frac{2}{3}}} f(1.13 T_r) \quad 5.8$$

$$f(1.33 T_r) = 1.058 T_r^{0.645} \left[ \frac{0.261}{(1.9 T_r)^{0.90} \log(1.9 T_r)} \right] \quad 5.9$$

donde:	$T_c$	temperatura crítica del 2EH en °K
	$V_c$	volumen crítico del 2EH en $\text{cm}^3/\text{g-mol}$
	$M$	peso molecular del 2EH en $\text{gr/g-mol}$
	$\mu$	viscosidad en micropoise ( $\mu\text{p}$ )
	$T_r$	temperatura reducida adimensional

Las propiedades críticas fueron calculadas en el capítulo precedente;-

sustituyendo los valores de  $T_c$ ,  $V_c$ ,  $M$  y  $T_r$ , los que se resumen a continuación, en la ecuaciones 5.8 y 5.9 se tiene:

$$\begin{aligned} T_c &= 611.9^\circ\text{K} \\ V_c &= 494 \text{ cm}^3/\text{g-mol} \\ M &= 130.23 \text{ g/g-mol} \\ T_r &= \frac{T}{T_c} \\ T &= 425^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$f(1.33T_r) = 1.058 \left[ \frac{425}{611.9} \right]^{0.645} - \frac{0.261}{\left[ \frac{1.9(425)}{611.9} \right]^{0.9} \log \left[ \frac{1.9(425)}{611.9} \right]}$$

$$f(1.33T_r) = 0.8363 - 0.2533$$

$$f(1.33T_r) = 0.583$$

Con este valor ya se puede calcular la viscosidad del 2EH en fase vapor como sigue:

$$\mu = \frac{33.3 \cdot ((130.23) \cdot (611.9))^{\frac{1}{3}} \cdot (0.583)}{(494)^{\frac{2}{3}}}$$

$$\mu = \frac{5,480.35}{62.49} = 87.69 \text{ } \mu\text{p}$$

$$\mu = 87.69 \text{ } \mu\text{p} \times \frac{10^{-4} \text{ cp}}{1 \text{ } \mu\text{p}} = 8.769 \times 10^{-3} \text{ cp}$$

$$\mu_{2EH(v)} = 8.769 \times 10^{-3} \text{ cp}$$

A continuación se estimará la viscosidad para la mezcla de vapores que se maneja en la columna, para esto se utilizará el método propuesto - en la referencia No. 4, el cual sugiere la siguiente ecuación:

$$\mu_{mv} = \frac{\sum Y_i \mu_i (M_i)^{\frac{1}{2}}}{\sum Y_i (M_i)^{\frac{1}{2}}} \quad 5.10$$

donde:  $\mu_i$  es la viscosidad en cp  
 $Y_i$  es la fracción mol adimensional  
 $M_i$  es el peso molecular en g/g-mol  
 $i$  representa el iesimo componente

TABLA 5.2.1 DATOS PARA CALCULO DE LA VISCOSIDAD DEL VAPOR

	$\mu_i$ (cp)	$Y_i$	$M_i$	Ref.
H <sub>2</sub> O	0.012	0.2132	18	4
2EH	$8.769 \times 10^{-3}$	0.7868	130.23	3

Sustituyendo estos valores en la ecuación 5.10 se tiene:

$$\mu_{mv} = \frac{(0.2132)(0.012)(18)^{\frac{1}{2}} + (0.7868)(8.769 \times 10^{-3})(130.23)^{\frac{1}{2}}}{(0.2132)(18)^{\frac{1}{2}} + (0.7868)(130.23)^{\frac{1}{2}}}$$

$$\mu_{mv} = 9.06 \times 10^{-3} \text{ cp}$$

A continuación se estimará el coeficiente de difusión en la fase vapor y para ésto se utilizará el método de Chen y Othmer (Ref.8 ), donde se propone la siguiente ecuación:

$$D_{AB} = \frac{0.015 T^{1.81}}{P \left( \sum_i T_{ci} \right)^{0.1405} \left( \sum_i V_{ci} \right)^{0.4} \left( \sum_i \frac{1}{M_i} \right)^{\frac{1}{2}}} \quad 5.11$$

- donde:
- $D_{AB}$  es el coeficiente de difusión para la fase vapor en  $\text{cm}^2/\text{seg}$
  - $T$  es la temperatura en  $^{\circ}\text{K}$
  - $T_{ci}$  es la temperatura crítica del componente  $i$ ésimo en  $^{\circ}\text{K}$
  - $V_{ci}$  es el volumen crítico del componente  $i$ ésimo en  $\text{cm}^3/\text{g-mol}$
  - $M_i$  es el peso molecular del componente  $i$ ésimo en  $\text{g/g-mol}$
  - $P$  es la presión en atm

Los datos para el cálculo se resumen en la tabla siguiente:

TABLA 5.2.2 PROPIEDADES CRITICAS PARA EL AGUA Y EL 2 TILHEXANOL

	$T_c$ $^{\circ}\text{K}$	$V_c$ $\text{cm}^3/\text{g-mol}$	$M$ $\text{g/g-mol}$
$\text{H}_2\text{O}$	647.15	55.73	18.00
2EH	611.90	494.00	130.23

La temperatura y presión de operación son;

$$T = 425^{\circ}\text{K} \quad P = 0.7697 \text{ atm}$$

Sustituyendo los datos anteriores en la ecuación 5.11 se obtiene:

$$D_{AB} = \frac{0.015 (425)^{1.81}}{0.7697 (647.15 (611.9)^{0.1405} (55.73^{0.4} + 494^{0.4})^2)}$$

$$\left[ \frac{1}{18} + \frac{1}{130.23} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$D_{AB} = 0.1596 \frac{\text{cm}^2}{\text{seg}}$$

Con las estimaciones anteriores se puede iniciar el cálculo del coeficiente de transferencia de masa para fase vapor, para lo cual se hará uso de una curva generalizada para flujo de vapores a través de un lecho empacado propuesta en la referencia 9, se iniciará el cálculo con la determinación del número de Reynolds.

$$Re = \frac{d_p V \rho V}{\mu V} \quad 5.13$$

donde: Re es el número de Reynolds adimensional  
 $d_p$  tamaño de la partícula del empaque en pie  
 $V$  es la velocidad del vapor en pie/seg  
 $\rho V$  es la densidad del vapor en lb/pie<sup>3</sup>  
 $\mu V$  es la viscosidad del vapor en lb/pie seg

El tamaño de partícula  $d_p$  está definido por la ecuación (Ref. 6):

$$d_p = \frac{6(1-\epsilon)}{a} \quad 5.14$$

donde:  $\epsilon$  es la cantidad de espacios vacíos adimensional  
 $a$  es el área específica del empaque en  $\text{pie}^2/\text{pie}^3$

Los valores de  $\epsilon$  y  $a$  están dados a continuación:

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0.91 \text{ (Ref. 7 )} \\ a &= 170 \text{ pie}^2/\text{pie}^3 \text{ (Ref. 7 )} \end{aligned}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 5.14 se obtiene:

$$d_p = \frac{6(1 - 0.91)}{170}$$

$$d_p = 0.0032 \text{ pies}$$

La velocidad del vapor está dada por:

$$v = \frac{G}{\rho V} \quad 5.15$$

De la página 44 se sabe que  $G = 2,215.35 \text{ lb/hr pie}^2$  y de la página 39-

que  $\rho V = 0.0023 \text{ gr/cm}^3$  ; sustituyendo estos valores en la ecuación -  
5.15 tenemos:

$$V = \frac{2,215 \text{ lb/hr pie}^2}{0.0023 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \times 62.40 \frac{\text{lb/pie}^3}{\text{gr/cm}^3} \cdot 3,600 \text{ seg/hr}}$$

$$V = 4.29 \text{ pie/seg}$$

Los datos para calcular el número de Reynolds se resumen enseguida

$$d_p = 0.0032 \text{ pie}$$

$$V = 4.29 \text{ pie/seg}$$

$$\rho = 0.0023 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu = 0.00906 \text{ cp}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 5.13 tenemos:

$$Re = \frac{0.0032 (4.29) (0.0023) (62.4)}{0.00906 (6.72 \times 10^{-4})}$$

$$Re = 323.6$$

Con este valor se puede leer en la figura 30.1 de la referencia 9 el -  
valor del factor  $J_D$  utilizando la curva No. 7, la cual es la gráfica -  
de una ecuación generalizada para flujo de vapores a través de un ---



lecho empacado; haciendo lo anterior obtenemos: (figura 5.2)

$$J_D = 0,0098$$

Y este factor está definido por:

$$J_D = \frac{K_Y}{G_2} (Sc)^{0.66} \quad 5.15$$

donde:  $G_2$  es el flujo molar en lb-mol/hr pie<sup>2</sup>

$K_Y$  es el coeficiente de transferencia de masa en -  
lb-mol/hr pie<sup>2</sup> fracc. mol

$Sc$  es el número de Schmidt adimensional

$$Y \quad Sc = \frac{\mu V}{\rho V D_{AB}} \quad 5.16$$

donde:  $\mu V$  es la viscosidad y está en lb m/piehr

$\rho V$  es la densidad en lbm/pie<sup>3</sup>

$D_{AB}$  es la difusividad y está en pie<sup>2</sup>/hr

Sustituyendo los valores de  $\mu V$ ,  $\rho V$  y  $D_{AB}$  en la ecuación 5.16 tenemos

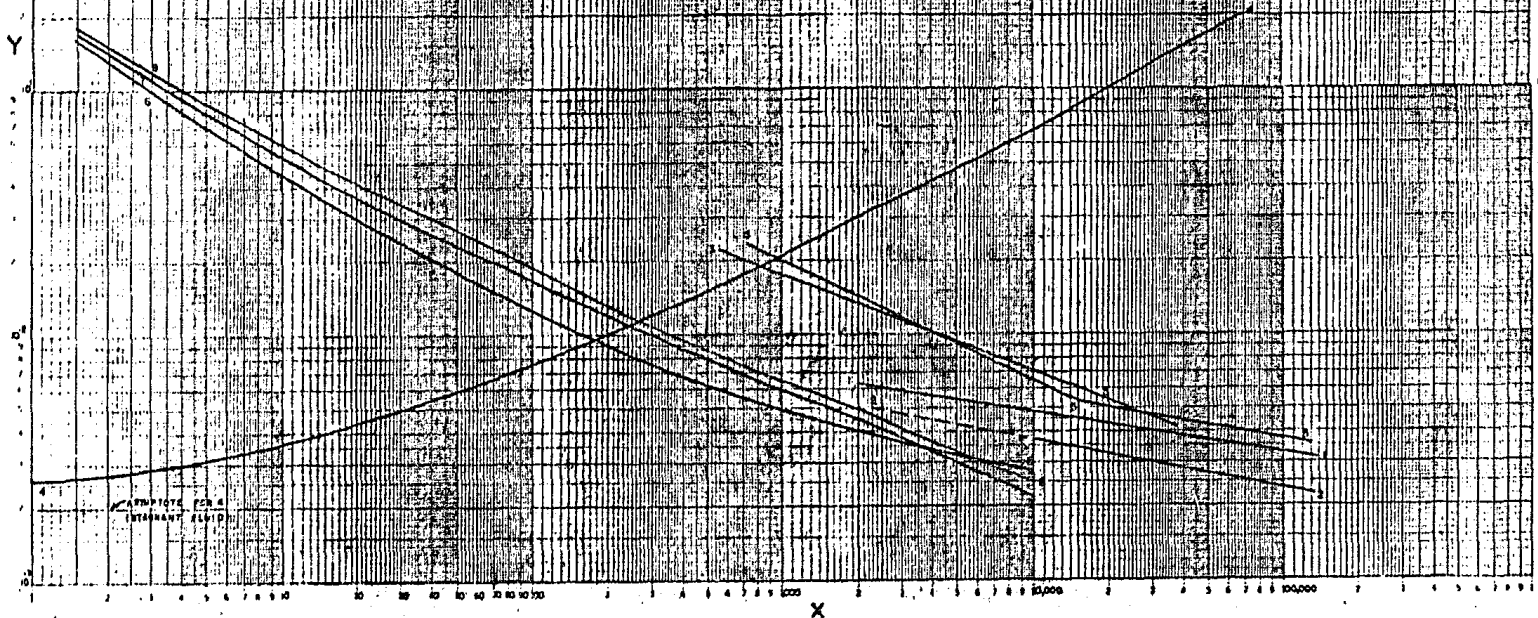
$$Sc = \frac{0,00906 (2,42) (30,48)^2}{0,0023 (62,40) (0,1588) (3,600)}$$

$$Sc = 0,248$$

Figura 5.2

CORRELACIONES PARA TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR  
(TOMADA DEL: J.R. WELTY, R.E. WILSON, C.E. WICKS, "FUNDAMENTALS OF  
MOMENTUM, HEAT AND MASS TRANSFER", A WILEY INTERNATIONAL  
EDITION, 1ST ED. APRIL 1969, FIGURE 30.1, PAGE 580)

Nota:  $X = Re$   
 $Y = \frac{D}{\rho \mu} \frac{H}{\rho c_p}$



WILEY-INTERSCIENCE

De la ecuación 5.15 se puede despejar  $K_Y$  y sustituir los valores de  $J_D$ ,  $G_2$  y  $Sc$  de la forma siguiente:

$$J_Y = \frac{J_D G_2}{Sc^{0.66}}$$

$$K_Y = \frac{(0.0098) (20.84)}{(0.248)^{0.66}} = 0.5126$$

$$K_Y = 0.5126 \frac{\text{lb-mol}}{\text{hrpie}^2 \text{ fracción mol}}$$

Con este coeficiente y utilizando la ecuación propuesta en la referencia 6, se puede calcular la altura equivalente de una unidad de transferencia de masa para la fase vapor de la siguiente forma:

$$H_{TG} = \frac{G_M}{K_Y a}$$

$$H_{TG} = \frac{20.84}{(0.5126) (170)} = 0.2391 \text{ pies}$$

## 5.2.2 DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA LA FASE LIQUIDA

Para la fase líquida se hace de manera semejante, a la de vapor, sólo que ésta viene de la alimentación, la mezcla de líquido viene subenfriada y su temperatura es de 60°C, por esta razón se tomará esta temperatura como base de cálculo para realizar todas las estimaciones de esta fase. En primer lugar se calculará la viscosidad de la mezcla líquida, utilizando el método de Kendall Monroe (Ref. 4), en el cual se propone la siguiente expresión:

$$\mu_m^{\frac{1}{3}} = \sum_i X_i \mu_i^{\frac{1}{3}} \quad 5.18$$

donde:  $\mu_m$  es la viscosidad de la mezcla de líquidos en cp  
 $\mu_i$  es la viscosidad del *i*ésimo líquido en cp  
 $X_i$  es la fracción mol del líquido *i*ésimo adimensional

Los datos para el cálculo se resumen en la tabla siguiente:

TABLA 5.2.3 DATOS PARA CALCULO DE VISCOSIDAD DE LA MEZCLA LIQUIDA

	$X_i$	$\mu_i$ (cp)	Ref.
H <sub>2</sub> O	0.0944	0.47	4
2EH	0.9056	1.8	3

Sustituyendo estos valores en la ecuación 5.18 se obtiene:

$$\mu_m^{\frac{1}{3}} = 0.0944 (0.47)^{\frac{1}{3}} + 0.9056 (1.8)^{\frac{1}{3}} = 1.1750$$

$$\mu_m = (1.1750)^3$$

$$\mu_m = 1.6223 \text{ cp}$$

A continuación se presenta la estimación del coeficiente de difusividad

para la fase líquida, esta se hará por el método de Lussis y Ratcliff -- reportado en la referencia 10, en dicho método se proponen las siguientes ecuaciones:

$$D_{AB} = \frac{D_{AI}}{\left[1 + 4.9 \frac{K_{AB}}{B}\right]} \left[1 + \frac{K_{AB}}{V_B} f\left(\frac{V_B}{V_A}, 0.83\right)\right] \quad 5.19$$

$$D_{AI} = 7.4 \times 10^{-8} \frac{\sqrt{X_B M_B}}{M_B V_A^{0.6}} T \quad 5.20$$

$$\frac{K_{AB}}{K_B} = (NOH)^{5.2} \quad 5.21$$

- donde:
- $D_{AB}$  es el coeficiente de difusión a dilución infinita del soluto en  $\text{cm}^2/\text{seg}$
  - $D_{AI}$  es la difusividad de monómeros de soluto en el solvente en  $\text{cm}^2/\text{seg}$
  - $K_{AB}$  y  $K_B$  constantes de asociación para los complejos formados entre soluto-solvente y solvente-solvente en  $\text{cm}^3/\text{g-mol}$
  - $V_B$  y  $V_A$  son los volúmenes molares del solvente y del soluto en su punto de ebullición normal en  $\text{cm}^3/\text{g-mol}$
  - $M_B$  peso molecular del solvente
  - $NOH$  número de grupos hidroxilo del soluto
  - $\mu_B$  viscosidad del solvente en centipoises (cp)
  - $X_B$  parámetro de asociación del solvente
  - $T$  temperatura absoluta en  $^\circ\text{K}$

el volumen molar del solvente se estimará con la ecuación propuesta - en la referencia 11 , la cual es:

$$V_B = 0.285 V_C^{1.048} \quad 5.22$$

del capítulo anterior se sabe que el volumen crítico del 2,etilhexanol es:

$$V_C = 494 \text{ cm}^3/\text{g-mol}$$

sustituyendo en la ecuación 5.22 se tiene:

$$V_B = 0.285 (494)^{1.048}$$

$$V_B = 189.6 \text{ cm}^3/\text{g-mol}$$

los datos de cálculo para DAI se enlistan a continuación:

$$M_B = 130.23 \text{ g/g-mol}$$

$$T = 333^\circ\text{K}$$

$$M_B = 1.8 \text{ cp}$$

$$V_A = 18.77 \text{ cm}^3/\text{g-mol} \quad (\text{ref. 2} )$$

$$X_B = 5.1 \text{ recomendado por los autores del método de referencia}$$

sustituyendo estos valores en la ecuación 5.20 se obtiene:

$$DAI = 7.4 \times 10^{-5} \frac{\sqrt{(5.1)(130.23)} \cdot 333}{(1.8)(18.77)^{0.6}}$$

$$DAI = 6.07 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{seg}$$

a continuación se calculará la relación de volúmenes molares solvente-soluto los datos de cálculo son:

$$V_B = 189.6 \text{ cm}^3/\text{g-mol}$$

$$V_A = 18.77 \text{ cm}^3/\text{g-mol}$$

con estos valores se obtiene:

$$\frac{V_B}{V_A} = \frac{189.6}{18.77}$$

$$\frac{V_B}{V_A} = 10.1$$

con este último dato se puede leer el valor de la función  $f(V_B/V_A, 0.83)$  en la figura 5.3, el cual es de:

$$f\left[\frac{V_B}{V_A}, 0.83\right] = 0.6$$

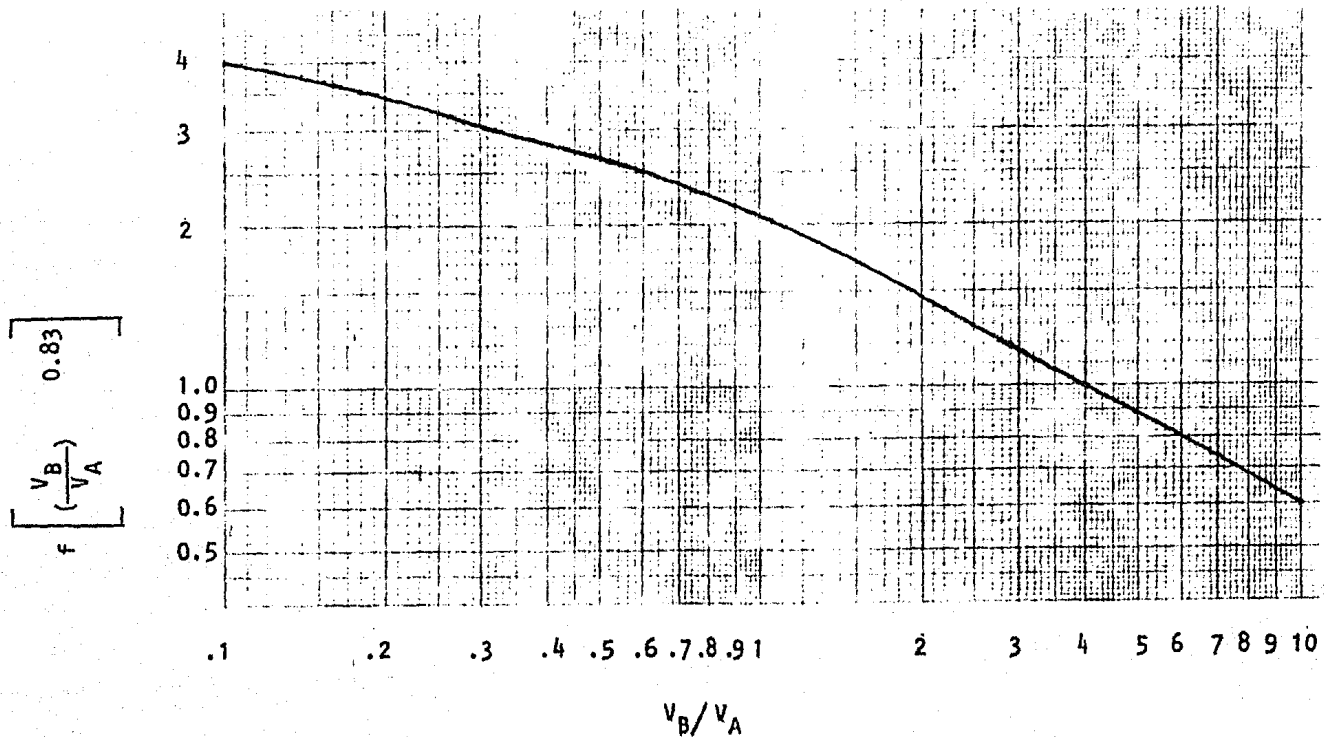


FIGURE 2. VALOR OF THE FUNCTION  $F(v_B/v_A, 0.83)$

FIGURA 5.3 TOMADA DEL AICHE JOURNAL, VOL. 17, No. 6, NOVIEMBRE 1971;  
PAGINA 1495



la referencia 10 reporta que cuando en el sistema manejado el agua - se encuentra como soluto , el valor recomendado para  $N_{OH}$  es:

$$N_{OH} = 1.5$$

sustituyendo  $N_{OH}$  en la ecuación 5.21 se obtiene:

$$\frac{K_{AB}}{K_B} = (1.5)^{5.2}$$

$$\frac{K_{AB}}{K_B} = 8.24$$

en este punto ya se cuenta con toda la información necesaria para calcular  $D_{AB}$ ; sustituyendo los datos en la ecuación 5.19 se obtiene:

$$D_{AB} = \frac{6.07 \times 10^{-5} (1+8.24 (0.6))}{1+4.9 (8.24)}$$

$$D_{AB} = 8.72 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{seg}$$

la literatura (ref. 10 ) reporta que este método de estimación da un error del 12%

Se procederá ahora a calcular el número de Reynolds, el cual nos servirá para determinar el factor  $J_D$ , de la fase líquida, este cálculo se hará utilizando las ecuaciones 5.13 y 5.25, sólo que los valores son -

los correspondientes a la fase líquida; sustituyendo en la ecuación 5.15 en 5.13 modificadas para la corriente líquida se tiene:

$$Re = \frac{dp \cdot L2}{\mu L} \quad 5.23$$

los datos de cálculo son:

$$dp = 0.0032 \text{ pies}$$

$$L2 = 2,161.99 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$\mu L = 1.6223 \text{ cp}$$

sustituyendo en la ecuación 5.23 se tiene:

$$Re = \frac{(0.0032 \text{ pies}) (2,161.99 \text{ lb/hr pie}^2)}{(1.6223 \text{ cp}) (2.42 \text{ lb/piehr cp})}$$

$$Re = 1.76$$

para poder entrar a la figura 30.1 de la referencia 9 es necesario calcular el parámetro:

$$Re^t = \frac{Re}{\epsilon} \quad 5.24$$

donde:  $\epsilon$  es la cantidad de espacios vacíos del empaque ver pag. 50 adimensional.

sustituyendo los valores en la expresión 5.24 se tiene:

$$Re' = \frac{1.76}{0.91}$$

$$Re' = 1.93$$

con este valor se lee en la figura 30.1 de la referencia 9, utilizando la curva 6 el valor de  $J_D$  es:

$$J_D = 0.13$$

ahora bien la expresión para  $J_D$  es:

$$J_D = \frac{K_x}{L_M} (Sc)^{0.58} \quad 5.25$$

o bien

$$J_D = \frac{K_x}{L_2} \left[ \frac{\mu_L}{\rho_{L,AB} D} \right]^{0.58} \quad 5.26$$

donde:  $K_x$  es el coeficiente de transferencia de masa -  
para la fase líquida en lb-mol/hr pie<sup>2</sup> frac-  
ción mol

$\mu_L$  es la viscosidad de la mezcla líquida en -  
lbm/piehr

- $\rho_L$  es la densidad del líquido en lbm/pt<sup>3</sup>  
 $D_{AB}$  es la difusividad del líquido en pt<sup>2</sup>/hr  
 $L_2$  es el flujo molar del líquido en lb-mol/hr pt<sup>2</sup>

los datos de cálculo se resumen a continuación:

$$\begin{aligned}
 \mu_L &= 1.6233 \text{ cp (Página 55)} \\
 \rho_L &= 0.832 \text{ gr/cm}^3 \text{ (Página 39)} \\
 D_{AB} &= 8.72 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s} \\
 L_2 &= 18.08 \text{ lb-mol/hr pt}^2
 \end{aligned}$$

se calculará primero el número de Schmidt, sustituyendo los valores correspondientes:

$$\begin{aligned}
 Sc &= \frac{1.6223 (2.42) (30.48)^2}{0.832 (62.4) (8.72 \times 10^{-6}) (3,600)} \\
 Sc &= 2,237.9
 \end{aligned}$$

despejando el coeficiente de transferencia de masa de la ecuación 5.26 y sustituyendo los valores involucrados se tiene:

$$K_x = \frac{J_D L_M}{Sc^{0.58}} = \frac{0.13 (18.08)}{(2,237.9)^{0.58}}$$

$$K_x = 0.030 \frac{\text{lb-mol}}{\text{hr pie}^2 \text{ fracción-mol}}$$

Con todos los cálculos anteriores y utilizando la ecuación propuesta - en la (Ref. 6), se puede calcular la altura equivalente de una unidad de transferencia de masa para la fase líquida, ya que como se observa en la curva de equilibrio (Figura 5.2) ésta es la fase que limita la - transferencia de masa en el proceso y se calcula como sigue:

$$H_{tL} = \frac{L_M}{K_x a} \quad 5.27$$

donde:  $H_{tL}$  es la altura de una unidad de transferencia de masa para la fase líquida en pies

$a$  es el área específica del empaque en  $\text{pie}^2/\text{pie}^3$

Los datos de cálculo se resumen a continuación:

$$L_M = 18.08 \text{ lb-mol/hr pie}^2$$

$$K_x = 0.03 \text{ lb-mol/hr pie}^2 \text{ f. mol}$$

$$a = 170 \text{ pie}^2/\text{pie}^3 \text{ (Página 50)}$$

sustituyendo estos valores en la ecuación 4.22 se obtiene:

$$H_{tL} = \frac{18.08}{0.03(170)}$$

$$H_{tL} = 3.5 \text{ pies}$$

### 5.2.3 CALCULO DE LA ALTURA TOTAL DE EMPAQUE PARA LA COLUMNA AGOTADO- RA:

Para determinar la altura total de una unidad de transferencia de masa se utilizará la ecuación 9.154 de la referencia No. 6.

$$H_{tOL} = H_{tL} + \frac{L_M}{mG_M} H_{tG} \quad 5.28$$

donde:  $H_{tOL}$  es la altura total para una unidad de transferencia de masa basada en la fase líquida y está en pies

$m$  es la pendiente de la curva de equilibrio y ésta fue determinada directamente de dicha curva obteniéndose un valor de 9

los datos de cálculo se enlistan enseguida

$$L_M = 18.08 \text{ lb-mol/hr pie}^2$$

$$G_2 = 20.84 \text{ lb-mol/hr pie}^2$$

$$m = 9$$

$$H_{tL} = 3.5 \text{ pie}$$

$$H_{tG} = 0.2391 \text{ pies}$$

sustituyendo estos datos en la ecuación 5.28 se obtiene:

$$H_{tOL} = 3.5 + \frac{18.08 (0.2391)}{20.84 (9)}$$

$$H_{tOL} = 3.52 \text{ pies}$$

la altura total del empaque está definida por la expresión:

$$Z = N_p H_{tOL} \quad 5.29$$

donde:  $Z$  es la altura de empaque en pies

$N_p$  es el número de unidades de transferencia de masa

del capítulo precedente sabemos que se requieren 1.28 unidades de transferencia de masa, sustituyendo este valor y el de  $H_{tOL}$  se obtiene:

$$Z = 1.28 \text{ (3.52)}$$

$$Z = 4.5 \text{ pies}$$

con este último cálculo se ha cubierto el objetivo del presente capítulo, quedando dimensionada la columna de agotamiento como sigue:

diámetro	25.26 pulg.
altura de empaque	60 pulg.

La altura de empaque fué incrementada a 60 pulgadas, ya que el fabricante del relleno lo produce en secciones de 12 pulgadas de alto.

### 5.3 CAIDA DE PRESION

En la sección 5.1 se tomó como parámetro de diseño una pérdida de presión de 0.5 pulgadas de agua por pie de altura de empaque, por tanto la caída total de presión está dada por:

$$\Delta P = 0.5 Z \quad 5.30$$

donde:  $\Delta P$  es la pérdida de presión a través del empaque - en pulg. de  $H_2O$   
 $Z$  altura de empaque en pies

sustituyendo el valor de  $Z$  en la ecuación 5.30 se obtiene:

$$\begin{aligned} \Delta P &= 0.5 (5) \\ \Delta P &= 2.5 \text{ pulg. } H_2O \end{aligned}$$

Con ésto queda concluido el diseño de la columna desde el punto de vista de proceso.



## CAPITULO 6

### DISEÑO MECANICO DEL RECIPIENTE

El diseño mecánico del recipiente que contendrá el empaque de la columna agotadora, se hará usando los criterios marcados en el código-ASME sección VIII división 2 (American Society Mechanical Engineers).

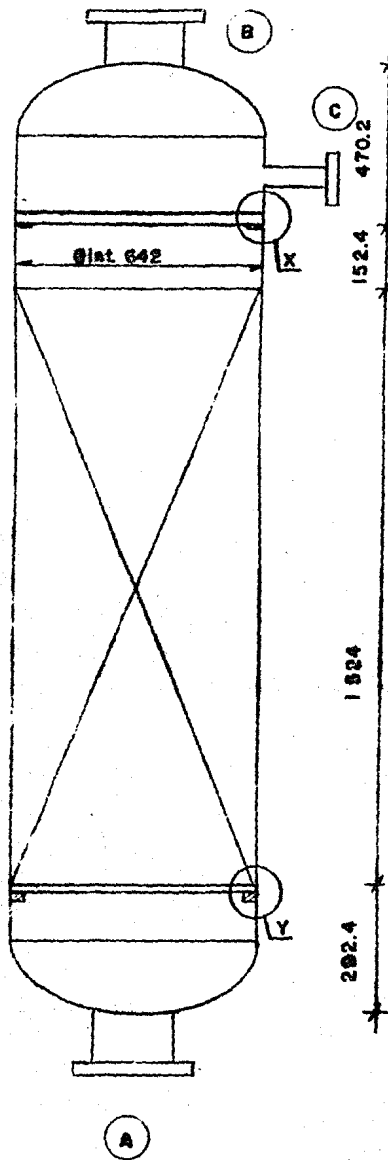
Para realizar el diseño mecánico es necesario en primer lugar determinar las condiciones críticas de operación. De lo expuesto en el capítulo No. 1 se desprende que dichas condiciones de operación son:

585 mm Hg de vacío

Temperatura 220°C

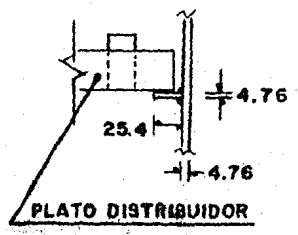
Como se vió en el capítulo No. 5 el diámetro interno de la columna es de 22.25 pulgadas (641.35 mm), por lo cual se considerará un diámetro de 642 mm, así como la altura de empaque es de 60 pulgadas (1,524 mm), tomando en cuenta las recomendaciones del fabricante del empaque sobre su instalación, así como considerando las alturas del soporte de empaque y del plato distribuidor de líquido, la altura total del cilindro es de 2032 mm. (Fig. 6.1).

El código ASME marca que para recipientes que van a operar a 1.05 kg/cm<sup>2</sup> de presión externa o menos deben diseñarse con la menor de las siguientes condiciones:



BOQ.	SERVICIO	Ømm	Pres. Kg/cm <sup>2</sup>
A	Entrada Vapores	508	10.5
B	Salida Vapores	508	10.5
C	Entrada Liquido	38	10.5

DETALLE X



DETALLE Y

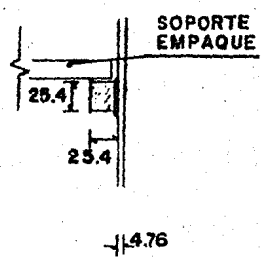


Figura 6.1 Dibujo Mecánico del Recipiente

- a) 1.05 kg/cm<sup>2</sup> de presión externa
- b) 1.25 veces la máxima presión externa posible

En este caso el máximo vacío que se puede alcanzar es de 0.79 - kg/cm<sup>2</sup>, por lo tanto la presión externa de diseño será de 0.99 Kg/cm<sup>2</sup>. Con todo lo antes expuesto ya se pueden resumir las condiciones de diseño como sigue:

Presión externa de diseño (Pd)	0.99	Kg/cm <sup>2</sup>
Temperatura	220	°C
Diámetro interno (di)	642	mm
Longitud recta del cilindro (Lr)	2,032	mm

Ya conociendo las condiciones de diseño se procede a calcular los siguientes parámetros:

$$\frac{L}{d} \quad \text{y} \quad \frac{d_o}{t} \quad 6.1$$

- donde: L es la longitud recta del cilindro más 2/3 de la profundidad de las tapas en mm
- d<sub>o</sub> es el diámetro externo del cilindro en mm
- t es el espesor de la envolvente en mm

Lo primero que se hará es suponer el espesor, el cual se propone de - 4.76 mm (3/16"), con ésto se procede a calcular los parámetros mencionados como sigue:

$$d_o = d_i + 2t \quad 6.2$$

$$d_o = 642 + 2(4.76)$$

$$d_o = 651.52 \text{ mm}$$

de la figura 6.1 se observa que la profundidad de las tapas es de 140 mm ( $L_c$ ), con ésto se calcula la longitud  $L$  como:

$$L = L_r + 2/3 (L_c) \quad 6.3$$

$$L = 2,032 + 2/3 (140)$$

$$L = 2,125.33 \text{ mm}$$

sustituyendo los valores de  $L$ ,  $d_o$  y  $t$  se obtiene:

$$\frac{L}{d_o} = \frac{2,125.33}{651.52}$$

$$\frac{L}{d_o} = 3.26$$

$$\frac{d_o}{t} = \frac{651.52}{4.76}$$

$$\frac{d_o}{t} = 136.87$$

con estos dos parámetros y haciendo uso de la figura 2-AGQ-28,0 de la referencia 12, (Figura 6.2) se lee el valor del parámetro  $A$ , el cual es:

$$A = 0.00022$$

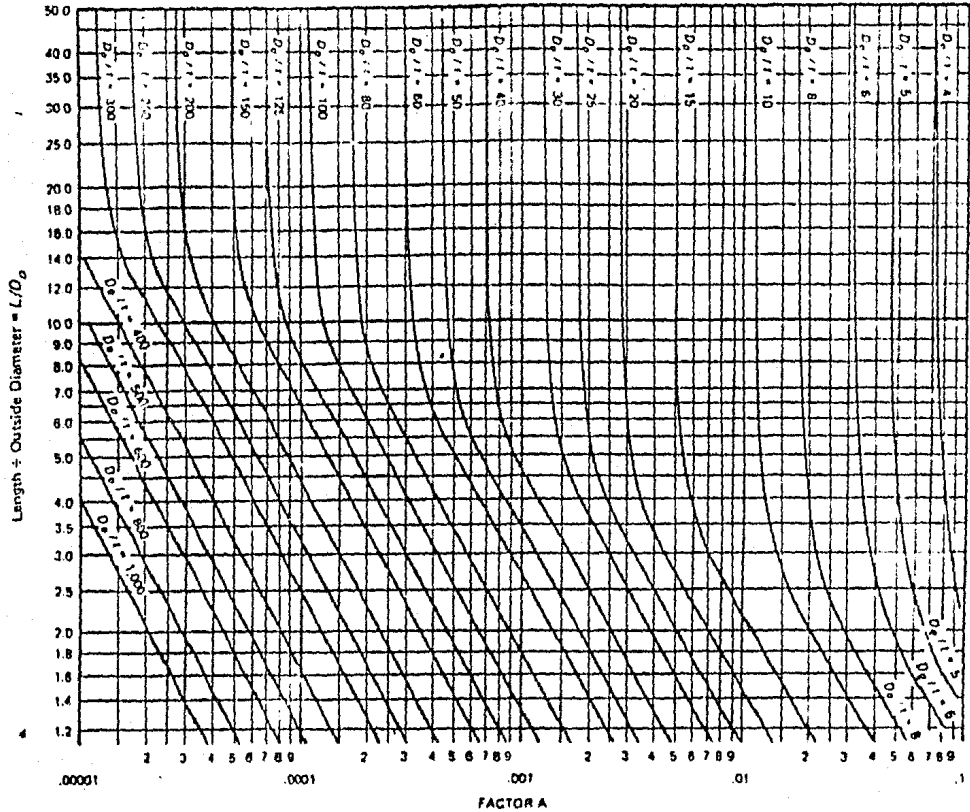


FIGURA 6.2 TOMADA DEL CODIGO ASME, SECCION VIII, DIVISION 2, EDICION SISTEMA INTERNACIONAL 1983, PAGINA SI-430

con el valor de A se lee en la figura 6.3 (fig. 2-AHA-28-2 Ref.12) el valor del parámetro B para una temperatura de 220°C, el cual es:

$$B = 20$$

con este último valor se puede calcular la máxima presión externa permisible que soportará el recipiente, mediante la siguiente ecuación:

$$P = \frac{4B}{3do/t} \quad 6.4$$

sustituyendo los valores involucrados se obtiene:

$$P = \frac{4(20)}{3(136.87)}$$

$$P = 0.195 \text{ MPa}$$

$$P = 1.988 \text{ Kg/cm}^2$$

como se observa la presión calculada es mayor a la de diseño, por lo cual se acepta el diseño propuesto.

Para el diseño de las tapas se considerará un radio de curvatura externo de 646.76 mm y un espesor de pared de 4.76 mm. Con estos dos valores y usando la siguiente expresión se calcula el factor A como sigue:

$$A = \frac{0.125r}{Ro} \quad 6.5$$

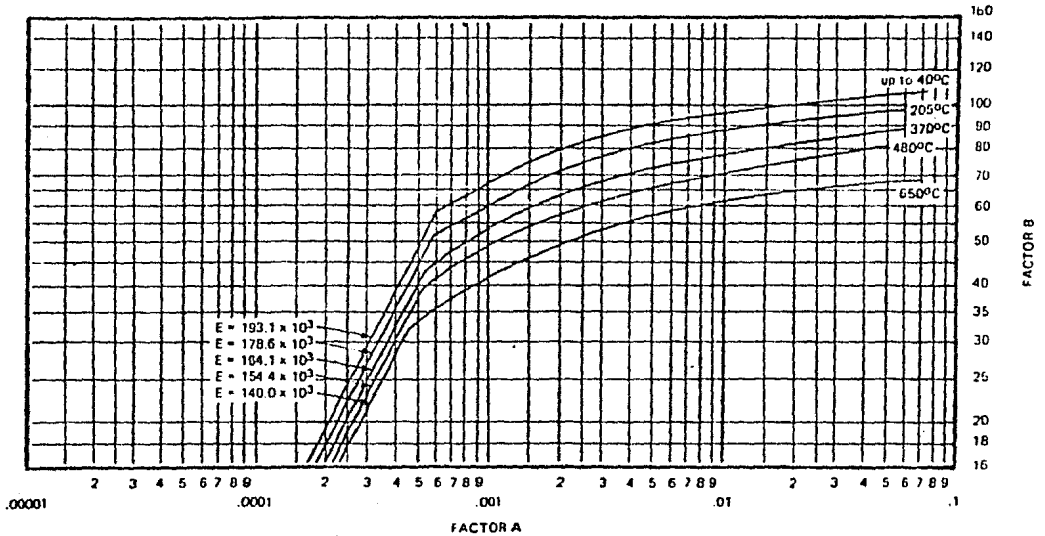


FIG. 2-AHA-28.2 CHART FOR DETERMINING SHELL THICKNESS OF CYLINDRICAL AND SPHERICAL VESSELS UNDER EXTERNAL PRESSURE WHEN CONSTRUCTED OF AUSTENITIC STEELS [18Cr-8Ni-Mo, TYPE 316; 18Cr-8Ni-Ti, TYPE 321; 18Cr-8Ni-Cb, TYPE 347; 25Cr-12Ni, TYPE 309 (THROUGH 590°C ONLY); 25Cr-20Ni, TYPE 310; AND 17Cr, TYPE 430B STAINLESS STEEL (THROUGH 370°C ONLY)] [NOTE (7)]

FIGURA 6.3 TOMADA DEL CODIGO ASME, SECCION VIII, DIVISION 2, EDICION SISTEMA INTERNACIONAL 1983, PAGINA SI-450

donde:  $R_o$  es el radio de curvatura externo en mm

sustituyendo los valores de  $R_o$  y  $t$  se obtiene:

$$A = \frac{0,125 (4,76)}{646,76}$$

$$A = 0,00092 \approx 0,001$$

con el valor de  $A$  y la temperatura de diseño se lee en la figura 6.3 - el valor del factor  $B$ , el cual es de:

$$B = 58$$

para las cabezas la presión permisible está definida por:

$$P = \frac{Bt}{R_o}$$

sustituyendo los valores involucrados se obtiene:

$$P = \frac{58(4,76)}{646,76}$$

$$P = 0,43 \text{ MPa}$$

$$P = 4,38 \text{ Kg/cm}^2$$

como la presión permisible es mayor a la de diseño, se acepta el -



espesor propuesto.

Con lo anterior queda terminado el diseño mecánico del recipiente que contendrá el empaque de la columna agotadora.

## CAPITULO 7

### EVALUACION ECONOMICA

El presente capítulo tiene como objetivo el determinar la costeabilidad de hacer la instalación de la columna antes diseñada. Para lograr lo anterior se hará un análisis de costos muy sencillo, el cual podrá dar una idea sobre la conveniencia de instalar el equipo.

Los costos que se manejarán son los referentes a: material de relleno, costo de acero, mano de obra para construcción e instalación y costo de catalizador (materia prima).

Se inicia el análisis calculando el peso del recipiente:

$$w_s = \rho_s (V_c + 2V_h) \quad 7.1$$

$$V_c = d_o L t \quad 7.2$$

$$V_h = \pi \left[ h_o^2 \left( R_o - \frac{h_o}{3} \right) - h_i^2 \left( R_i - \frac{h_i}{3} \right) \right] \quad 7.3$$

donde:  $V_c$  volumen del cuerpo cilíndrico en  $m^3$

$V_h$  volumen de tapa en  $m^3$

$w_s$  es el peso del recipiente en Kg

$\rho_s$  es la densidad del acero en  $\text{Kg/m}^3$   
 $d_o$  es el diámetro exterior del cilindro en m  
 $L$  es la longitud del cilindro en m  
 $t$  es el espesor de la pared en m  
 $R_o$  es el radio de curvatura externo de las cabezas-  
 en m  
 $R_i$  es el radio de curvatura interno de las cabezas-  
 en m  
 $h_o$  es la altura externa de las cabezas en m  
 $h_i$  es la altura interna de las cabezas en m

Los datos de cálculo se resumen a continuación:

$\rho_s = 8,034,4 \text{ Kg/cm}^3$  (Ref, 4 )  
 $d_o = 0,6152 \text{ m}$  (Pág. 71)  
 $L = 2,032 \text{ m}$  (Pág. 68)  
 $t = 0,00476 \text{ m}$  (Pág. 70 )  
 $R_o = 0,64676 \text{ m}$  (Pág. 73 )  
 $h_o = 0,140 \text{ m}$  (Pág. 69 )  
 $R_i = R_o - t$  7.4  
 $R_i = 0,642 \text{ m}$   
 $h_i = h_o - t$  7.5  
 $h_i = 0,13524 \text{ m}$

sustituyendo los datos en las ecuaciones 7.2 y 7.3 se obtiene:

$$V_c = \pi(0.65152) (2.032) (0.00476)$$

$$V_c = 0.02 \text{ m}^3$$

$$V_h = \pi (0.14)^2 \left(0.64676 - \frac{0.14}{3}\right) - (0.13524)^2 \left(0.642 - \frac{0.13524}{3}\right)$$

$$V_h = 0.00265 \text{ m}^3$$

sustituyendo  $\rho_s$ ,  $V_c$  y  $V_h$  en la ecuación 7.1 se tiene:

$$w_s = 8,034.4 [0.02 + 2 (0.00265)]$$

$$w_s = 203.27 \text{ kg}$$

Con el peso del recipiente y utilizando el costo del acero inoxidable--trabajado en pailería se puede estimar el costo del recipiente como sigue:

$$C_1 = W_s C_s \quad 7.6$$

donde:  $C_1$  es el costo del recipiente en pesos

$C_s$  es el costo del acero inoxidable en pesos/kg

Después de consultar con algunas empresas constructoras de recipientes--

y tanques se llegó a un valor promedio de  $C_s$  de \$2'600.00/kg, (septiembre 1983), por lo tanto:

$$C_1 = (203.27 \text{ kg}) (\$2,600.00/\text{kg})$$

$$C_1 = \$528,502.00$$

Para conocer el costo del material de empaque, así como de los accesorios internos necesarios como el plato distribuidor de líquido y el plato soporte de empaque, se solicitó la cotización a Koch Eng. Co, la cual nos ha informado que el precio de dichos materiales es:

$$C_2 = \$6,647.73 \text{ U.S. (septiembre 1983)}$$

Para saber cual es el costo puesto en México se considera una paridad de \$150/dólar americano, así como una cuota del 40% sobre el importe del material para gastos de importación, de tal forma que el precio puesto en planta es de:

$$C_3 = 1.4 (150) (6,647.73)$$

$$C_3 = \$1'396,023.3$$

Adicionalmente a lo anterior es necesario estimar el costo de instalación del equipo, ésto se hará utilizando los estandares para la industria de la construcción reportados en la ref.No.14-15 del cual se obtiene que son necesarias aproximadamente 40 horas-hombre para la instalación de la columna y considerando que el costo de la hora-hombre es de

\$500.00/H-H tenemos:

$$C_4 = 40 \text{ HH}(\$500.00/\text{H-H})$$

$$C_4 = \$20,000.00$$

Con todo lo anterior es posible calcular el costo total de instalación para la columna agotadora como sigue:

$$C_T = C_1 + C_3 + C_4 \quad 7.7$$

$$C_T = 528,502.00 + 1,396,023.30 + 20,000.00$$

$$C_T = \$1,944,525.3$$

Para determinar en forma somera si es costeable la instalación, es preciso calcular el beneficio económico que provocaría la instalación. Esto se hará tomando en cuenta que el consumo anual de catalizador es de 12.2 toneladas (septiembre 1983) y que el costo de dicho material es de \$356.06/kg (septiembre 1983), además hay que considerar que el consumo proyectado en el caso de instalar el equipo sería del 50% del actual, la reducción en el consumo se debe a que cuando del alcohol de reflujo sea alimentado con la mínima humedad, esto provocará que el catalizador no se hidrolice y se alcance el consumo especificado por la tecnología, el cual es de 50% del actual, con esto el beneficio económico queda dado por:

$$B = 0.5 Q C_6$$

donde: B es el beneficio en pesos/año

Q es el consumo actual en kg/año

C<sub>6</sub> es el costo del catalizador en pesos/kg

sustituyendo se obtiene:

$$B = 0.5 (12,200) (356.06)$$

$$B = \$2'171,966.00/\text{año}$$

En este momento ya se está en posibilidades de calcular el tiempo en el cual la inversión se recuperaría, dicho tiempo se definirá por:

$$T.R. = \frac{C_T}{B} \quad 7.9$$

donde: T.R. es el tiempo de recuperación para la inversión - en años

$$T.R. = \frac{1'944,525.30}{2'171,966.00}$$

$$T.R. = 0.891 \text{ años}$$

Con un tiempo de recuperación de 10.7 meses, el cual es razonable, podemos considerar costeable la instalación de la columna agotadora.

## CAPITULO 8

### CONCLUSIONES

Dada la grave crisis económica por la que atraviesa el país, es necesario llevar a todos los procesos productivos a su punto óptimo de operación en: Seguridad, Calidad, Producción, Eficiencia y Costo: para la cual se requiere de usar todos nuestros elementos de conocimientos y materiales para alcanzar la máxima productividad.

A continuación se mencionan algunos de los aspectos más importantes encontrados durante el desarrollo del presente trabajo.

#### 8.1 METODO DE DISEÑO

La selección de la rutina de cálculo a usar, es desde mi punto de vista uno de los elementos que más influyen en los resultados a futuro de cualquier diseño, por ésto se optó por el método de PONCHONSAVARIT, ya que el sistema binario manejado no se puede considerar de tipo ideal.

#### 8.2 ESTIMACION DE PROPIEDADES

Es de primordial importancia el tratar de usar los métodos adecuados de estimación de propiedades termodinámicas, físicas y de transporte, puesto que una mala estimación traerá como consecuencia un mal diseño: A este respecto es preciso hacer notar que la selección de las rutinas usadas se hizo tomando como base el criterio de



de utilizar aquellas que en la literatura reportaron el mínimo error - para sistemas similares al manejado. Cabe hacer notar que en el método que se hizo mayor énfasis en su selección fué en el del coeficiente de difusión para la fase líquida, en este caso se hizo el análisis de los métodos propuestos por:

- a) Scheibel (Referencia 11)
- b) Reddy-Doraiswamy (Referencia 11)
- c) Lysis-Ratcliff (Referencia 11)
- d) Wilk-Chang Modificado por Olander (Ref. 8 y 16)
- e) Lysis-Ratcliff (Referencia 10)

después de un exhaustivo análisis de dichos métodos se eligió como rutina para diseño el "c", ya que éste reportaba una mayor experimentación con sistemas teniendo el agua como soluto y su porcentaje de error era del  $\pm 12\%$ .

### 8.3 DISEÑO OBTENIDO

El diseño realizado conjuga en él, varios aspectos importantes, los cuales son:

- a) Tanto el diámetro de la columna, como su altura son relativamente pequeños, lo cual trae como consecuencia propia el no necesitar un gran espacio para su instalación.
- b) El diseño está soportado desde mi punto de vista por una buena rutina de cálculo, lo cual nos puede asegurar

el logro de las metas propuestas al inicio de este trabajo.

- c) En cuanto al diseño mecánico, este se hizo siguiendo los lineamientos marcados por el código ASME Sección VIII -- División II, el cual es la base del Reglamento de Construcciones para el Distrito Federal, esto nos asegura tener un diseño apegado a las normas de la República Mexicana.

#### 8.4 COSTO

Considero que la evaluación económica realizada es muy sencilla pero proporciona los elementos de juicio necesarios para poder considerar viable la realización del diseño obtenido, ya que un tiempo de recuperación de 0.89 años, es bastante razonable considerando el riesgo que en la actualidad representa hacer una inversión.

Para finalizar y tomando como base lo expuesto en los párrafos anteriores; considero que el objetivo planteado para la presente tesis fue alcanzado tratando de usar la mejor técnica disponible, así como, las metas propuestas a cubrir para este diseño se pueden alcanzar en la práctica dado el soporte técnico que tiene dicho diseño.

## CAPITULO 9

### REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- 1.- A.X. Schmidt and H.L. List. "MATERIAL AND ENERGY BALANCES": --  
Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliff, N.J., 1962.
- 2.- J.H. Keenan, F.G. Reyes, P.G. Hill and J.G. Moore: "STEAM -----  
TABLES"; John Wiley and Sons, Inc., New York 1969.
- 3.- BADISCHE ANILIN & SODA-FABRIK AG (BASF): "TECHNISCHES MERKBLATT"  
Lugwigshaffn Am Rhein; April 1968
- 4.- R.H. Perry and C.H. Chilton; "CHEMICAL ENGINEERING HANDBOOK", -  
Mc, Graw-Hill, Inc. International Student Edition, 5a. Edition, -  
1973.
- 5.- CELANESE MEXICANA, S. A.: "INFORMACION TECNICA"; México 1983
- 6.- R.E. Treybal: "MASS TRANSFER OPERATIONS"; McGraw-Hill Koga Kusha,  
LTD, International Student Edition, Second Edition
- 7.- Koch Engineering Company Inc.: "FLEXIPAC", Bulletin KFP-2 North-  
Wichita, Kansas
- 8.- A.H.P. Skelland: "DIFFUSIONAL MASS TRANSFER"; John Wiley and -  
Sons, Wiley-Interscience Publication.
- 9.- J.R. Welty, R.E. Wilson and C.E. Wicks: "FUNDAMENTALS OF MOMEN-  
TUM, HEAT AND MASS TRANSFER"; Wiley International Edition: First-  
Edition, April 1969.

- 10.- M.A. Lysis and G.A. Ratcliff: "DIFFUSION OF INERT AND HYDROGEN-BONDING SOLUTES IN ALIPHATIC ALCOHOLS"; AIChE Journal Vol. 17 - No. 6, Págs. 1492-1496, November 1971.
- 11.- R.C. Reid, J.M. Prausnitz and T.K. Sherwood: "THE PROPERTIES OF GASES AND LIQUIDS"; Mc Graw-Hill Book Company, Third Edition - 1977.
- 12.- "ASME BOILER AND PRESSURE VESSEL CODE" Section VIII División 2, - SI Edition 1983.
- 13.- Kurt Greck "MANUAL DE FORMULAS TECNICAS"; Representaciones y - Servicios de Ingeniería, S.A. 18a. Edición, México 1982, pág. - C-3
- 14.- John S. Page: "ESTIMATOR'S EQUIPMENT INSTALLATION MAN-HOUR MA--- NUAL"; Gulf Publishing Company, Second Edition 1978.
- 15.- John S. Page: "ESTIMATOR'S PIPING MAN-HOUR MANUAL"; Gulf Publi- shing Company, Third Edition 1976, Third Printing 1979
- 16.- T.K.S. Sherwood, R.L. Pigford and C.R. Wilke; "MASS TRANSFER"; - McGraw-Hill Koga Kusha, LTD, International Student Edition.
- 17.- McCabe and Smith; "UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING"; - McGraw-Hill Inc. International Student Edition, First Edition
- 18.- Ing. R. Cepeda G.: "BASES DE DISEÑO" Apuntes del Curso Interna- cional de Ingeniería de Proceso; Instituto Mexicano del Petró- leo, Subdirección de Desarrollo Profesional, 1981.