



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Aumento De Capacidad de la Sección de Destilación a Vacío en una Planta Recuperadora de Glicol

212

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA
Porfirio González Sosa
MEXICO, D. F. 1976



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

CLAS Tesis
AÑO 1976
FECHA 1976
PÁG 117
214



QUÍMICA

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE

ENRIQUE GARCÍA LOPEZ

VOCAL

ALEJANDRO ANAYA DURAND

SECRETARIO

LEOPOLDO RODRIGUEZ SANCHEZ

1er. SUPLENTE

ROBERTO ANDRADE CRUZ

2o. SUPLENTE

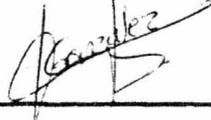
CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:
COMPLEJO OCOTLAN, CELANESE MEXICANA, S.A.

Asesor del Tema.

Sustentante.



Ing. Alejandro Anaya D.

Porfirio González Sosa.

CON AFECTO Y CARIÑO A
MIS PADRES

A MI ABUELITA

A MI ESPOSA Y A MI HIJA

A MIS HERMANOS

C O N T E N I D O

	Pags.
I.- INTRODUCCION	1
II.- DESCRIPCION DEL PROBLEMA	3
III.- BASES DE DISEÑO	13
IV.- CALCULO DEL EQUIPO	22
V.- DISCUSION DE RESULTADOS	61
VI.- CONCLUSIONES	67
VII.- APENDICE	69
VIII.- BIBLIOGRAFIA	74

CAPITULO I

I.- INTRODUCCION

El desarrollo de Tecnología y la búsqueda a soluciones de problemas que se encuentran durante su aplicación de ésta a Procesos Industriales, es una de las principales preocupaciones del Ingeniero Químico, el cual debe tener una preparación con las bases teórico-prácticas suficientes para hacer frente a crisis de actualidad mundial, como es la escasez de materias primas.

La destilación, base de éste estudio es una de las operaciones unitarias que por su importancia dentro de la Ingeniería Química, ocupa un papel esencial en la obtención de productos básicos para diversos procesos químicos lo que representa para el Ingeniero Químico una superación total en éste campo así como estudios profundos ante problemas que representan oportunidades para encontrar las soluciones de éstos.

El presente trabajo fue encausado para encontrar la solución en la operación de una columna de destilación de operación intermitente y que forma parte importante dentro del área de recuperación de materias primas.

El estudio fue desarrollado en una planta

Química de Polímero para fibras sintéticas y representa el poder obtener una mayor calidad y cantidad de una de sus materias primas a un costo mínimo.

CAPITULO II

2.- DESCRIPCION DEL PROBLEMA.

El presente estudio servirá de base para resolver el problema de falta de abastecimiento de glicol que es una de las materias primas esenciales para la fabricación del polímero Tereftalato de Polietileno (TPE), que es la materia prima del POLIESTER.

La solución al problema es aumentar la capacidad de la Unidad Recuperadora de Glicol, de 70% a 95% y obtener una pureza del glicol y metanol de 99.7% y 99.0% respectivamente al mínimo costo de servicios auxiliares y de compra de nuevo equipo.

Fue necesario hacer un estudio detallado de capacidades y funcionamiento del equipo que integra la Sección de Destilación en la planta de Recuperación, así como del comportamiento del glicol a través de éste proceso para localizar los posibles "cuellos de botella" que ocasionaban la falta de abastecimiento de esta materia prima.

El proceso de obtención del polímero Tereftalato de Polietileno (TPE), se lleva a cabo en tres etapas básicas que son:

1.- Fusión del Dimetil Tereftalato (DMT).

2.- Obtención del monómero del TPE a partir de glicol y DMT, obteniendo metanol como subproducto.

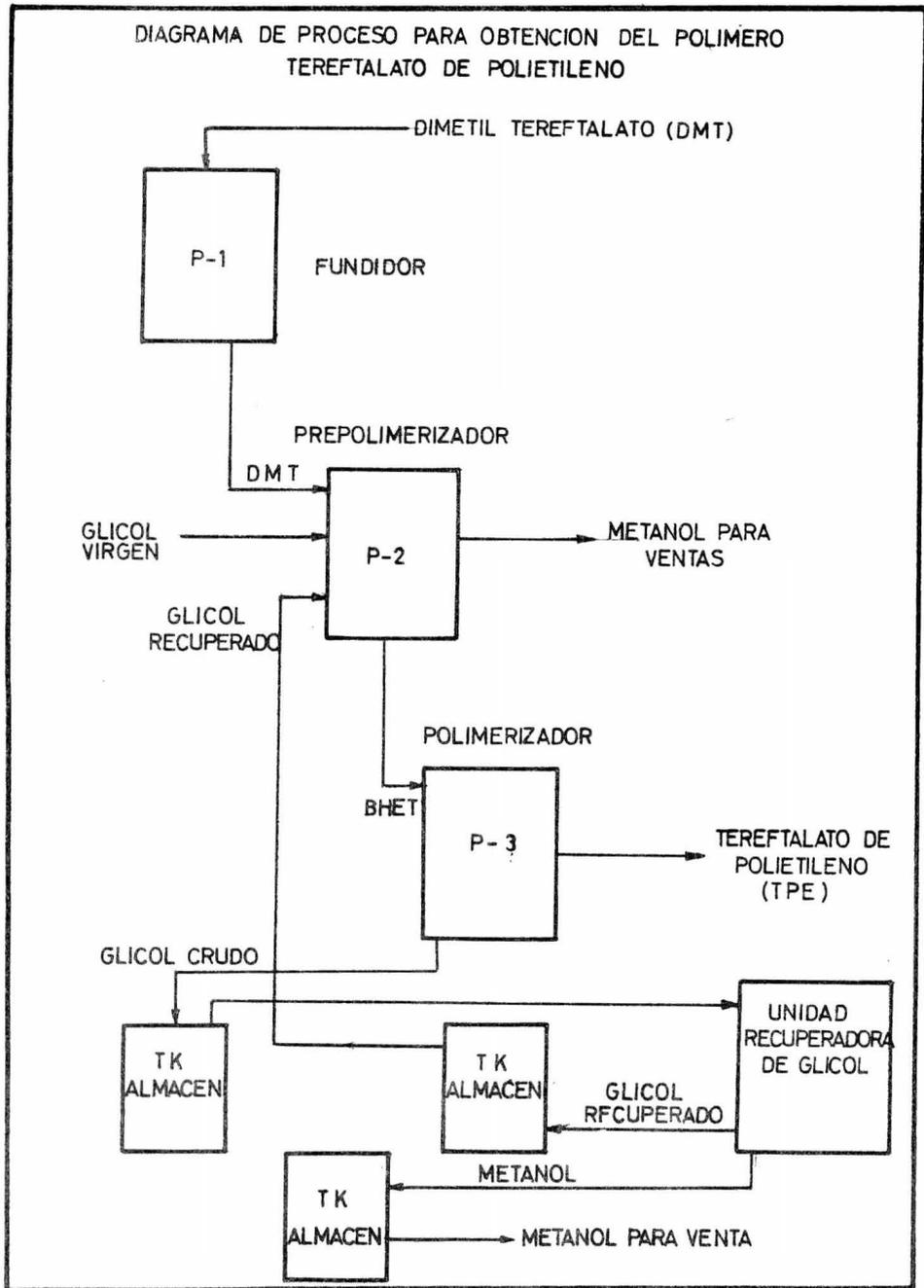
3.- Obtención del Polímero TPE y glicol como subproducto.

El diagrama de bloques del proceso se presenta en la fig. No. 2.1

El glicol que se obtiene en el paso No. 3 es conocido como glicol crudo, y está formado por: glicol, metanol y agua, el cual debe ser recuperado y purificado para ser utilizado nuevamente en el paso No. 2, así como el metanol que es enviado para su venta a los fabricantes de pinturas, en este paso se usa una mezcla de glicol virgen que se compra, y de glicol recuperado en la planta, la relación de estas mezclas varía según la existencia del glicol recuperado, por lo que, al tener baja capacidad de la Unidad Recuperadora de Glicol, es baja la relación de este glicol en la mezcla y es mayor la cantidad de glicol virgen que se utiliza en proceso, representando ésto, incrementos considerables en el costo de fabricación del polímero TPE.

Para llevar a cabo la separación del glicol y metanol del agua, que en este caso es el solvente no deseable, se tiene instalada la Planta de

FIG 2-1



la Unidad Recuperadora de Glicol, la cual debe operar en condiciones de temperaturas bajas y alto vacío, la razón fundamental de esto, es debido a la descomposición térmica que sufre el glicol cuando es expuesto a temperaturas mayores de 180 °C

La descomposición del glicol a altas temperaturas es básicamente en los subproductos dietilen y trietilen glicol, los cuales originan graves problemas durante la formación del polímero TPE, por lo cual se debe tener un cuidado extremo para la destilación y purificación del glicol.

La causa de la baja eficiencia de la Unidad Recuperadora de Glicol, es ocasionada por el exceso de formación de "puntas" (mezcla de glicol, agua y metanol), que representa el 30% del tamaño del batch. Estas "puntas" son enviadas posteriormente al tanque almacén de glicol crudo, y re-destiladas en los siguientes batches. Esto se observa claramente en la fig. 2.2, con la gráfica de concentraciones obtenidas durante las destilaciones actuales.

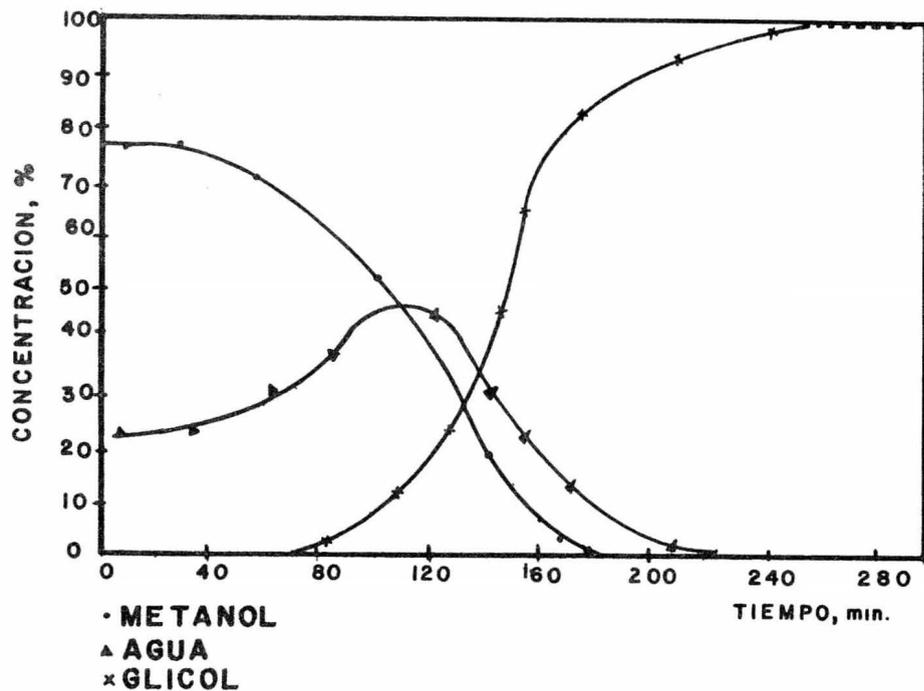
Es indudable que la eficiencia de la Unidad Recuperadora de Glicol aumentará al obtenerse una separación correcta de cada componente, utilizando para esto, su relación de reflujo adecuada.

La Unidad Recuperadora de Glicol en las

FIG. 2-2

COMPOSICION DE LOS COMPONENTES

CONDICIONES ACTUALES



condiciones actuales, trabaja como un simple evaporador, debido a la falta de uso de reflujo, la eficiencia que se obtiene del 70 % es debido a la diferencia tan grande de los puntos de ebullición - del glicol, 191°C (a 640 mm de Hg) con respecto al agua y metanol que es de 95°C y 63°C respectivamente.

La aparente falta de uso de reflujo es - la baja capacidad de calentamiento del Reboiler que se tiene instalado en la Unidad de Recuperación de Glicol, y ésto es en sí, el objeto del presente estudio.

En las tablas 2-1 a 2-6 se resumen las características del glicol crudo, de los productos que se obtienen y de las eficiencias de los batches, así como las características de la columna disponible y del reboiler y condensador instalados así como también en la fig. 2-3 al diagrama del proceso de la Unidad Recuperadora de Glicol.

TABLA 2-1: COMPOSICION GLICOL CRUDO

COMPONENTE	COMPOSICION, % EN PESO
METANOL	4.0
AGUA	5.0
GLICOL	91.0
TOTAL	100.0 %

TABLA 2-2: CARACTERISTICAS DE LOS PRODUCTOS

COMPONENTE	PUREZA, %	HUMEDAD, % (AGUA)
METANOL	99.0	1.0
GLICOL	99.7	0.3

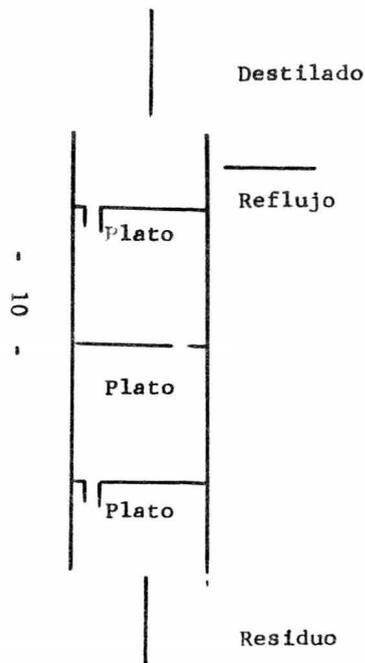
TABLA 2-3: EFICIENCIA DE LA UNIDAD RECUPERADORA
DE GLICOL

COMPONENTE	ENTRADA Kg.	SALIDA Kg.	EFICIENCIA %
METANOL	360	150	33.3
AGUA	450	150	41.6
GLICOL	8190	5773	70.0
PUNTAS *	-	2967	-
TOTAL	9000	9000	$\bar{x} = 61.0$

* Mezcla que debe redestilarse.

TABLA 2-4:

ESPECIFICACIONES MECANICAS DE LA COLUMNA DISPONIBLE



Tipo	-	Platos perforados con bajantes
Diametro	Pies	3.0
No. de Platos	-	24
Distancia entre Platos H/R	Pulgadas	18.0
Long. de la Cuerda (L)	Pies	2.16
Altura de la Cuerda	Pies	0.417
Altura del Dique	Pulgadas	1.0
Longitud del Dique	Pies	1.75
Diam. de los Orificios	Pulgadas	0.1875 (3/16")
Pitch de los Orificios	Pulgadas	0.375
No. total de orificios	-	10.250
Profundidad de la charola	Pulgadas	3
Espesor del Plato	Pulgadas	0.1875 (3/16")
Area Perforada	Pulg ²	0.15 AT
Presión de Diseño	mm/hg	50 (DOMO)
Temp. de Diseño	°C	250
Presión Max. Permissible	Lb/pg ² MAN	120
Material de Construcción		Acero al Carbón A-184-G

TABLA 2-5 : CARACTERISTICAS DEL REBOILER ACTUAL

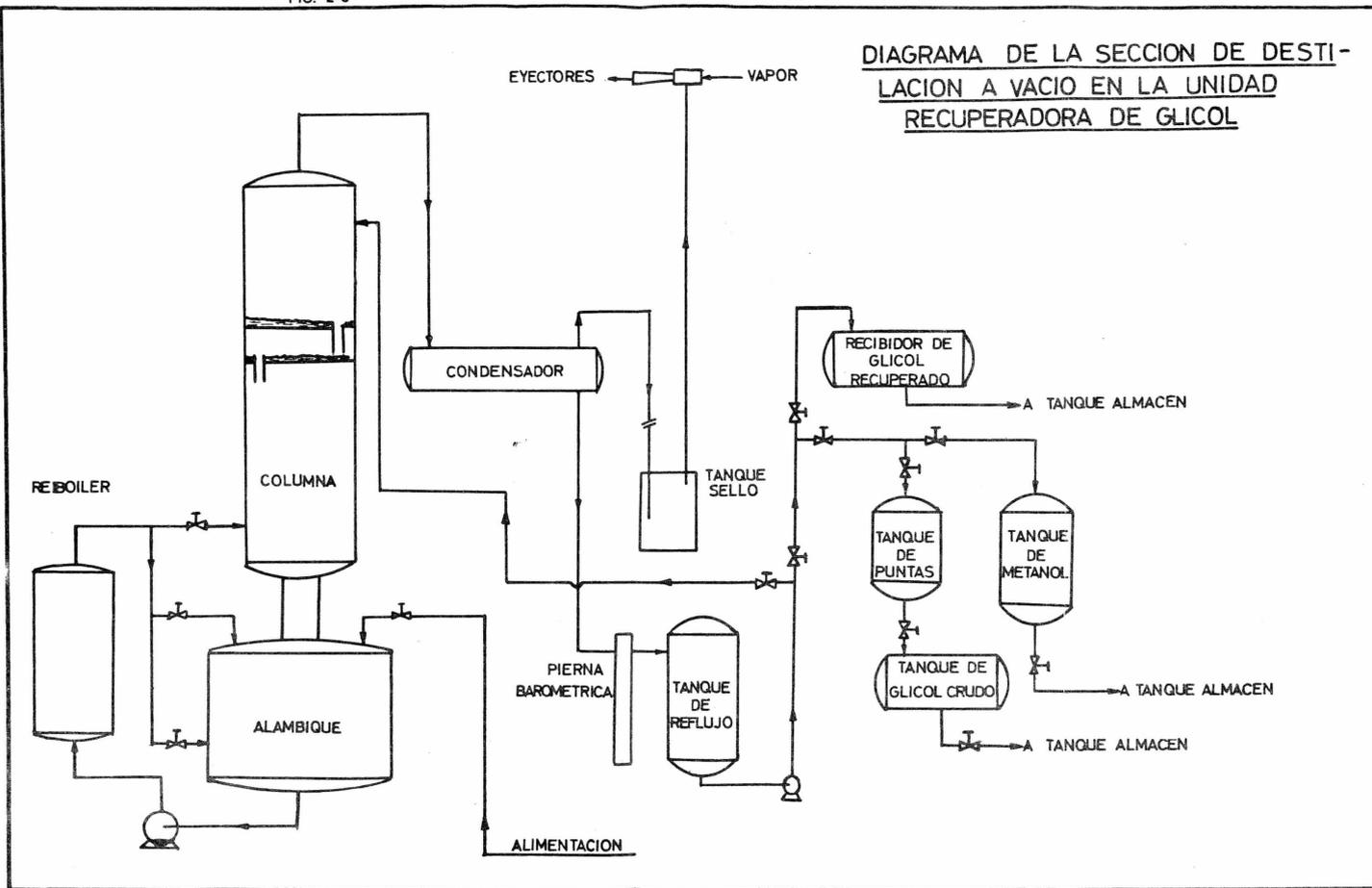
AREA TOTAL	13 m ²
DIAMETRO CORAZA	13 1/4
No. DE TUBOS	120
LONGITUD DEL TUBO	1.98 m (6.5 pies)
DIAMETRO DEL TUBO	0.009525 m (3/8")
PASO	TRIANGULAR, 1.0 pulg. C. AC.
MATERIAL	ACERO AL CARBON
FLUIDO POR LOS TUBOS	METANOL, AGUA Y GLICOL
FLUIDO POR LA CORAZA	VAPOR AGUA A 225 PSIG.

TABLA 2-6 : CARACTERISTICAS DEL CONDENSADOR ACTUAL

AREA TOTAL	10.88 m ²
DIAMETRO CORAZA	13 1/4 pulg.
No. DE TUBOS	127
LONGITUD DEL TUBO	3.66 m (12 pies)
DIAMETRO TUBO	0.00793 m. (5/16") 16 BWG
PASO	TRIANGULAR DE 1 pulg. C A C
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE
FLUIDO POR LOS TUBOS	AGUA A 25°C
FLUIDO POR LA CORAZA	METANOL, AGUA Y GLICOL

FIG. 2-3

DIAGRAMA DE LA SECCION DE DESTILACION A VACIO EN LA UNIDAD RECUPERADORA DE GLICOL



CAPITULO III

3.- BASES DE DISEÑO PARA EL ESTUDIO

Las bases de diseño que se consideraron para el presente estudio son básicamente:

- 1.- Principio de las Destilaciones por lotes o bat
ches.
- 2.- Principio de Diseño de Termosifones.

3.1.- PRINCIPIO DE LAS DESTILACIONES POR BATCHES

La destilación intermitente por lotes o batches se emplea generalmente cuando la cantidad del líquido que se desea destilar es pequeña y no justifica la inversión del equipo necesario para la Destilación Continua y también debido a las necesidades o requerimientos de la planta donde se usa el líquido destilado.

El equipo que se utiliza para las Destila
ciones por lotes es similar por el de Destilación Continua, es decir, se requiere de un reboiler, un condensador y la columna de destilación, que gene
ralmente es de platos perforados, así como del uso de relación de reflujo.

La diferencia básica de los dos procesos es la zona de agotamiento, ya que en el primer caso no existe y en el segundo caso es indispensable para su fun

cionamiento. Esto limita su uso a un máximo de tres componentes para que la separación de ellos sea a un nivel de pureza aceptable (de 95 a 99% de pureza para cada componente) fijándola de tal manera, que los costos fijos y variables sean rentables.

La variable más importante en una destilación por lotes es la relación de reflujo que se use, ya que de esta depende el grado de pureza que se desee alcanzar de los componentes destilados y del costo y tamaño del reboiler y condensador utilizados.

En una destilación por lotes típica, el líquido que se va a procesar, se carga en un recipiente llamado generalmente Alambique, éste líquido al suministrarle calor, empieza a hervir, consecuentemente los vapores empiezan a ascender a través de la columna, puesto que el destilado que se va a separar es más rico en los componentes más volátiles que el residuo en el Alambique, este residuo será más y más pobre en sus componentes más volátiles. A medida que la destilación progresa, la concentración del componente más volátil en el destilado, disminuirá conforme la concentración disminuye en el Alambique.

La pureza del destilado (X_D) dependerá del tipo de relación de reflujo que se use.

Cuando se tiene una destilación por lotes

existen dos maneras de llevarla a cabo las cuales son:

- a).- Reflujo constante.
- b).- Reflujo variable.

A).- REFLUJO CONSTANTE

Cuando el componente volátil que se va a separar no requiere valores de X_d altos (0.95 a 0.99), se utiliza el reflujo constante. La razón puede deberse principalmente a las bajas volatili-dades relativas que se tenga en el sistema, lo cual haga necesario utilizar relaciones de reflujo altas, para mantener X_d cte. y esta operación re-sulte en tanto antieconómica.

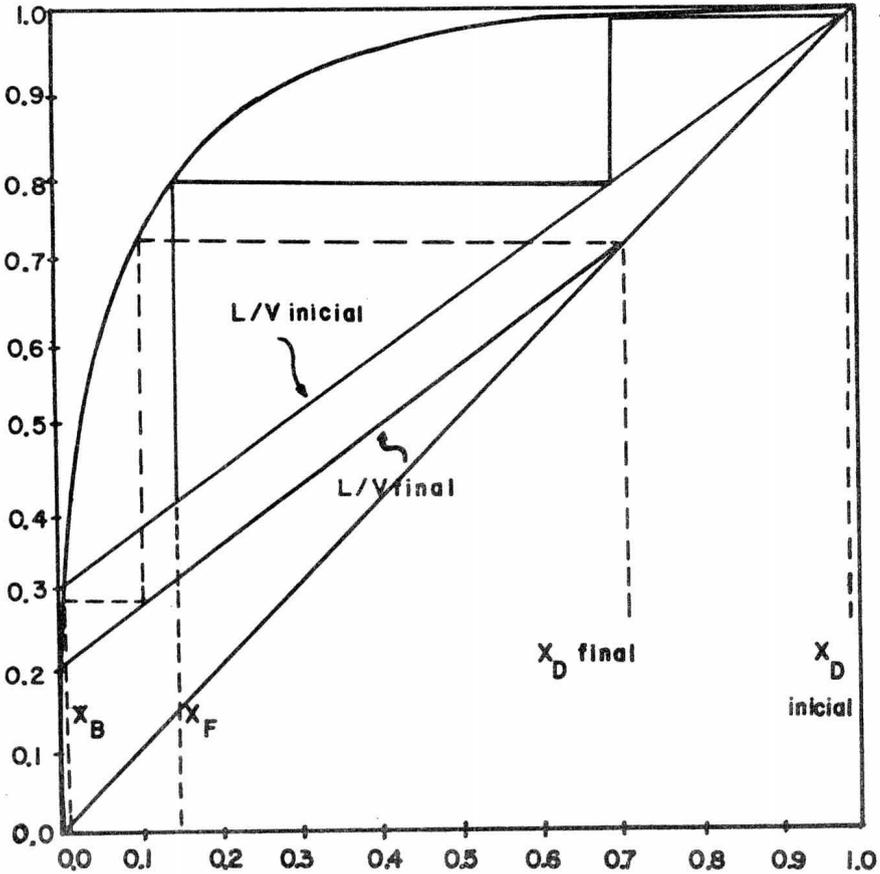
El efecto que pasa, es el siguiente; como se tiene un número de platos fijos, lo cual no se puede variar, y el componente más volátil en el sistema se agota conforme la destilación aumenta, la X_f original de alimentación, disminuye, lo que hace necesario que la pendiente original de operación dada por $L = \frac{R}{R+1} V$ se desplace en el sentido de la X_f . Al hacer este movimiento la X_d empieza a disminuir hasta un valor X_d que es menor que la X_d original. (ver fig. 3.1)

FIG. 3-1

REPRESENTACION GRAFICA
DEL

REFLUJO CONSTANTE

Y, FRACCION M. VAPOR



X, FRACCION MOL LIQUIDO

B).- REFLUJO VARIABLE

En este caso que es el que nos interesa, ya que será el que utilizemos para este problema, es utilizado cuando se requiere concentraciones de X_d del orden de 0.95 a 0.99, es decir productos de alta pureza.

El fenómeno que ocurre en este tipo de sistemas es interesante ya que al igual que en el caso anterior se parte de la base de que se tiene un número de platos teórico fijos, pero aquí ocurre que conforme X_f disminuye, la Relación de Reflujo (R) aumenta y la $(\frac{L}{V})$ aumenta, teniendo siempre presente que la $(\frac{L}{D})$ de operación deberá ser mayor que la $(\frac{L}{D})$ mínima que se obtiene para las diferentes X_f alcanzadas durante el ciclo de destilación. (Ver fig. 3.2)

Para el cálculo de la $(\frac{L}{D})$ de operación se utilizan las gráficas de correlación de Gilliland, que son expresadas en los siguientes términos:

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad \text{y} \quad \frac{L/D - (L/D)_{\min}}{L/D + 1}$$

donde: N = Número de platos teóricos para la relación de reflujo L/D .

N_{\min} = Número de platos mínimo para R

(Ecuación de Fenske)

(L/D) min = Relación de reflujo mínimo.

La relación entre el reflujo (R) y la pendiente de la línea de operación ($\frac{L}{V}$) es la siguiente:

$$\left(\frac{L}{V}\right) = \frac{R}{R+1} ; R = \left(\frac{L}{D}\right)$$

donde:

L = Gasto del líquido en Kg/hr o Lb/Hr.

V = Gasto del vapor en Kg/Hr o Lb/Hr.

R = Relación de Reflujo

D = Gasto del destilado en Kg/Hr o Lb/Hr.

La correlación de Gilliland es usada al tener definido el número de platos teóricos necesarios para llevar a cabo la destilación.

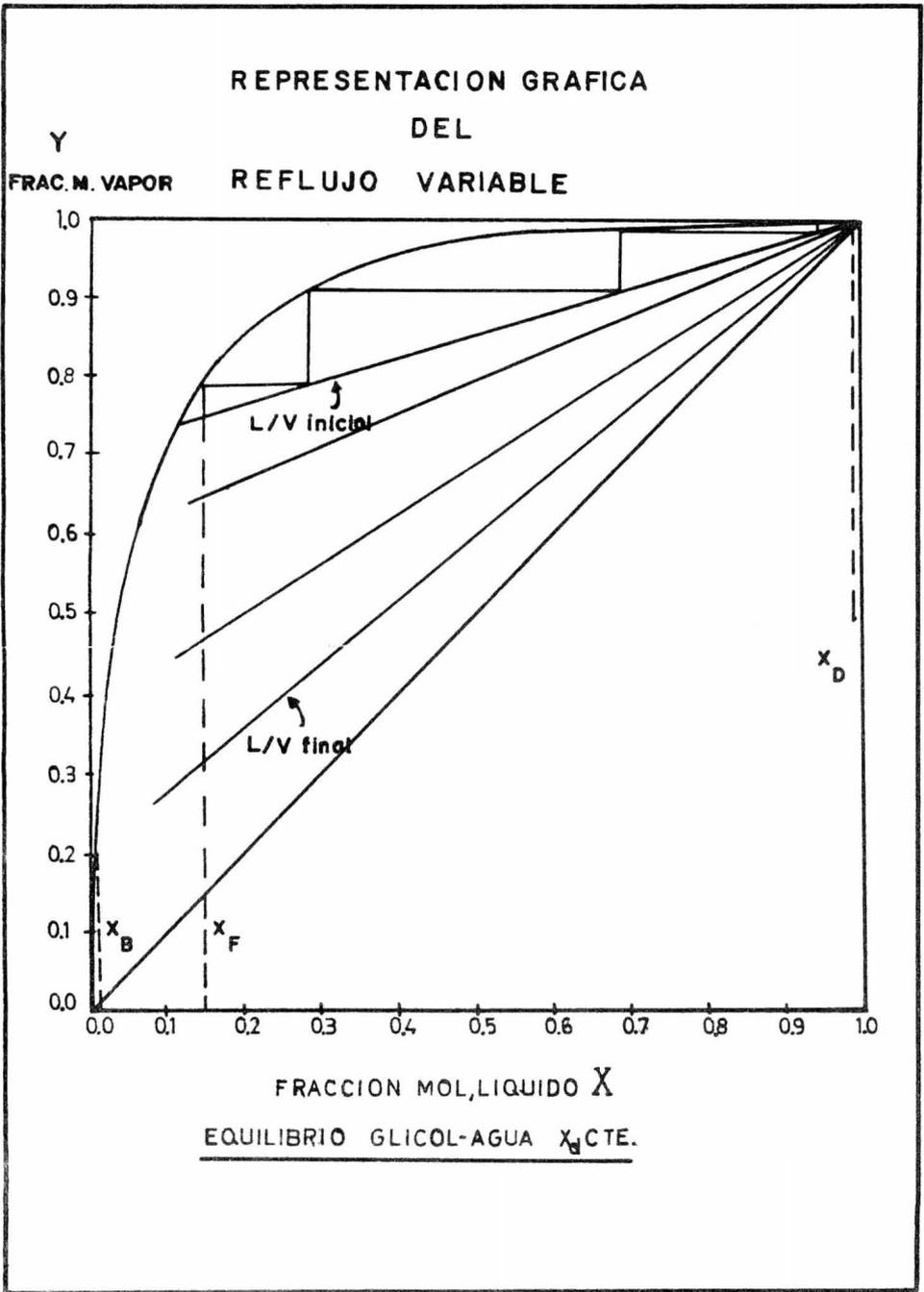
Para este problema específico, en el que se tiene una mezcla de 3 componentes miscibles entre sí, como son el metanol, agua y glicol, será dividido en dos partes para su resolución, considerando los siguientes sistemas por separado.

1).- Sistema Metanol-Agua

2).- Sistema Glicol-Agua

Esta consideración será necesaria para el cálculo del número de platos teóricos, para la cantidad de reflujo que se requiera. Las cargas térmicas al reboiler y al condensador serán calculadas también por separado, para encontrar de esta manera

FIG. 3-2



los picos más altos de cargas térmicas, diseñando así sus dimensiones adecuadas.

3-2.- PRINCIPIO DE DISEÑO DE TERMOSIFONES

Para el diseño de Termosifones que se utilizan en las columnas de Destilación, D. Kern encontró sus limitaciones y correlaciones, dependiendo de las características de las sustancias que se hacen recircular a través de ellos.

Definiendo así sus condiciones óptimas - de operación en tres puntos, principalmente:

1.- Para Termosifones de convección forzada.

$$\frac{Q}{A} \leq 20000 \quad \frac{\text{BTU}}{\text{Hr FT}^2}$$

2.- Para Termosifones de convección natural.

$$\frac{Q}{A} \leq 12000 \quad \frac{\text{BTU}}{\text{Hr FT}^2}$$

donde:

Q = Cantidad de calor suministrada en $\frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$

A = Area del Termosifon en FT^2

3.- Existe un valor máximo del Coeficiente de Transmisión de calor (U, en $\text{BTU}/\text{Hr FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$) que depende del tipo de la sustancia que circula a través del Termosifón (Fig. 7.1 del apéndice).

Estas consideraciones serán utilizadas para el diseño del Termosifon o Reboiler, adecuado pa

ra las necesidades de la Unidad Recuperadora de Glicol en base a las cargas térmicas que se obtengan - durante los ciclos de destilación.

4.0.- CALCULO DEL EQUIPO

Los cálculos del equipo disponible en la Unidad Recuperadora de Glicol, serán para conocer su capacidad real de operación, tomando como base las condiciones de proceso actuales, y poder así definir si es posible aumentar la capacidad de ésta.

TABLA 4-01.- CARACTERISTICAS DE LOS PRODUCTOS

COMPONENTE	PUREZA, %
METANOL	99.0 mínimo
GLICOL	99.7 mínimo

TABLA 4-02.- CONDICIONES DE OPERACION

COMPONENTE	TEM. DOMO (°C)	TEMP. ALAMBIQUE (°C)	PRESION mm Hg abs
METANOL	50	120	285
AGUA	70	135	200
GLICOL	130	150	50

TABLA 4-03 - TIEMPOS DE DESTILACION (TAMAÑO BATCH 9000 Kgs.)

COMPONENTE	CANTIDAD A RECUPERAR Kg.	TIEMPO DESTILACION Hrs.	FLUJO DEL DESTILADO Kgs/Hrs
METANOL	360	2	180
AGUA	450	2	225
GLICOL	8190	8	1024
TOTAL	9000	12	--

4.1.- BALANCE DE MATERIALES EN LA ALIMENTACION FONDO Y DOMO DE LA COLUMNA

4.1A.- BALANCE DE MATERIALES EN LA ALIMENTACION

Base 100 Kg.

COMPONENTE	PESO (Kg)	%	P. MOLECULAR	MOLES	% MOL.	XF
GLICOL	91	91	62	1,467	78.50	0.785
METANOL	4	4	32	0.125	6.68	0.0668
AGUA	5	5	18	0.277	14.82	0.1482
TOTAL	100	100 %		1.869	100.00	1.000

4.11 A.- SISTEMA METANOL-AGUA

Base 100 Kgs.

COMPONENTE	PESO (Kg)	%	MOLES	% MOL	XF
METANOL	44.5	44.5	1.39	31.0	0.31
AGUA	55.5	55.5	3.08	69.0	0.69
TOTAL	100.0	100.0	4.47	100.0	1.00

4.11 B.- SISTEMA GLICOL-AGUA

Base 100 Kgs.

COMPONENTE	PESO (Kg)	%	MOLES	% MOL	XF
GLICOL	95.0	95.0	1.53	84.5	0.846
AGUA	5.0	5.0	.277	15.4	0.154
TOTAL	100.0	100.0	1.807	100.0	1.000

4.12.- BALANCE DE MATERIALES EN EL FONDO *

4.12 A.- SISTEMA METANOL-AGUA

Base 100 Kg.

COMPONENTE	PESO Kg.	% PESO	MOLES	% MOL	XF)
METANOL	1.0	1.0	0.0312	0.6	0.006
AGUA	99.0	99.0	5.5000	99.4	0.994
TOTAL	100.0	100.0	5.5312	100.0	1.000

4.12 B.- SISTEMA GLICOL-AGUA

Base 100 Kg.

COMPONENTE	PESO (Kg)	% PESO	MOLES	% MOL	XB
GLICOL	99.7	99.7	1.6080	99.0	0.99
AGUA	0.3	0.3	0.0166	1.0	0.01
TOTAL	100.0	100.0	1.6246	100.0	1.00

4.13.- BALANCE DE MATERIALES EN EL DOMO *

4.13 A.- SISTEMA METANOL-AGUA

Base 100 Kg.

COMPONENTE	PESO (Kg)	% PESO	MOLES	% MOL	XD
METANOL	99.5	99.5	3.1093	99.1	0.991
AGUA	0.5	0.5	0.0277	0.9	0.009
TOTAL	100.0	100.0	3.1370	100.0	1.000

4.13 B.- SISTEMA GLICOL AGUA

Base 100 Kg.

COMPONENTE	PESO (Kg.)	% PESO	MOLES	% MOL	XD
GLICOL	1.0	1.0	0.0161	0.3	0.003
AGUA	99.0	99.0	5.5000	99.7	0.997
TOTAL	100.0	100.0	5.5161	100.0	1.000

* Los balances de materiales son en base a las especificaciones de producto.

4.2.- CALCULO DE LA COLUMNA DE DESTILACION

4.21.- Cálculo del Número de platos mínimo utilizando la ecuación de Fenske.

Ecuación de Fenske

$$N = \frac{\log \frac{X_p (1 - X_f)}{X_f (1 - X_p)}}{\log \alpha}$$

Para $R = \infty$; $\frac{L}{D} = R =$ Relación de Reflujo; $\alpha =$ volatibilidad relativa; $N =$ número de platos mínimos.

Para los dos sistemas que tenemos: Metanol-Agua y Glicol-Agua, la volatibilidad relativa varía para valores de X y Y, por lo que se necesitará calcular el número mínimo de platos (N_{min}) para cada X y Y con su correspondiente volatibilidad.

Tabla 4-21 Número mínimo de platos para el sistema Metanol-Agua, $R = \infty$

Sistema Metanol-Agua

X	Y	α	N min
0.5	0.825	4.71	2.96
0.4	0.77	5.01	3.10
0.3	0.715	5.8	3.2
0.2	0.630	6.8	3.5
0.1	0.475	8.2	3.9
0.04	0.26	8.2	4.4
0.01	0.07	8.2	4.99

Tabla 4-22 Número mínimo de platos para el sistema Glicol-Agua, $R = \infty$

Sistema Glicol-Agua

X	Y	α	N min
0.5	0.982	55	1.726
0.4	0.972	53	1.843
0.3	0.950	44	2.045
0.2	0.900	36	2.32
0.1	0.786	33	2.6
0.04	0.59	35	2.82
0.01	0.31	38	3.22

FIG. 4-1

VARIACION DE LA VOLATILIDAD (∞) AL VARIAR LA CONCENTRACION

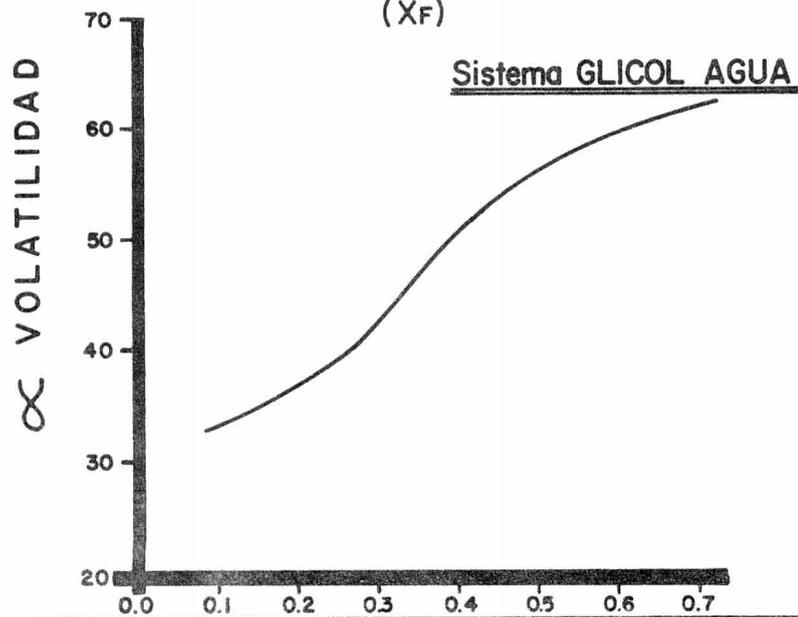
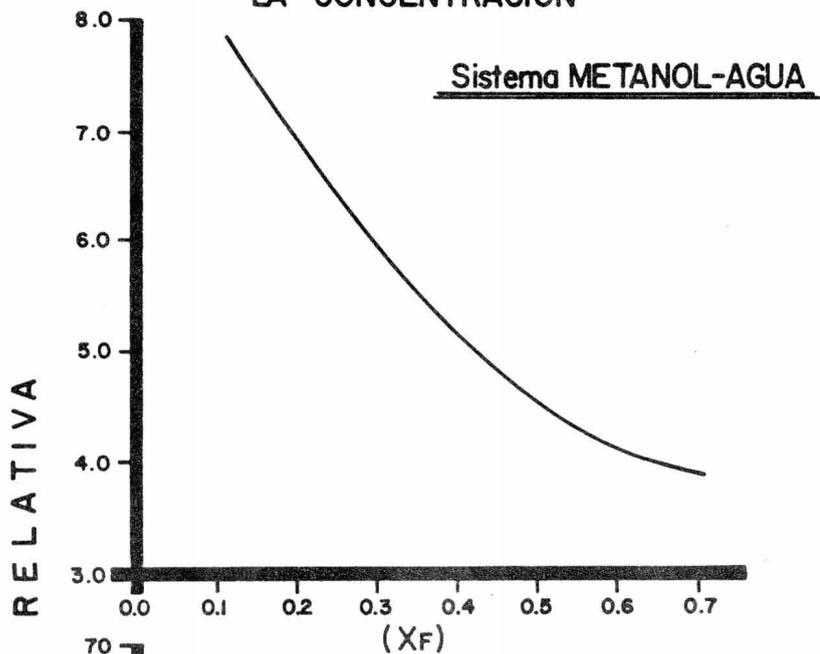


FIG. 4-2

NUMERO DE PLATOS MINIMOS

$$X_D = 0.99$$

$$R = \infty$$

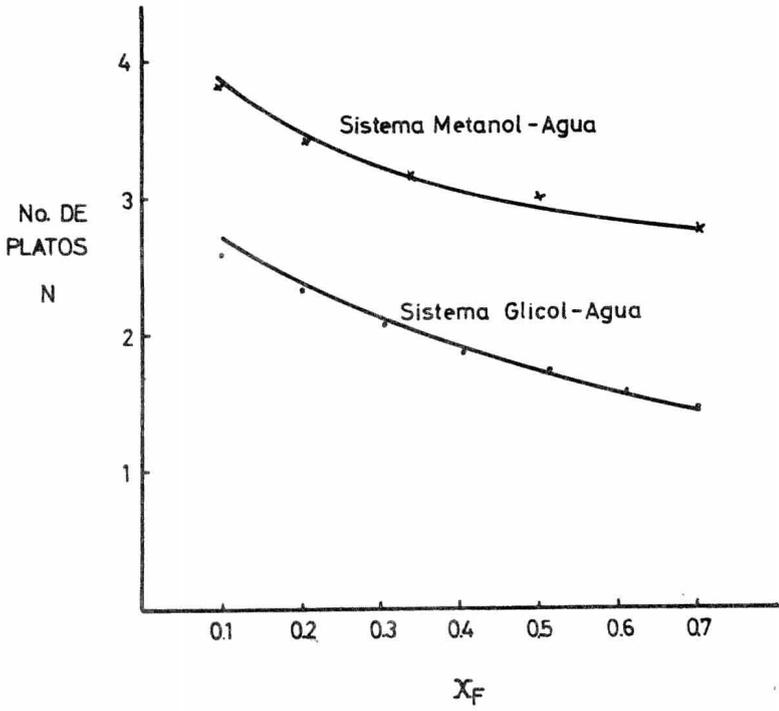


FIG. 4-3

REPRESENTACION GRAFICA DEL
NUMERO MINIMO DE PLATOS

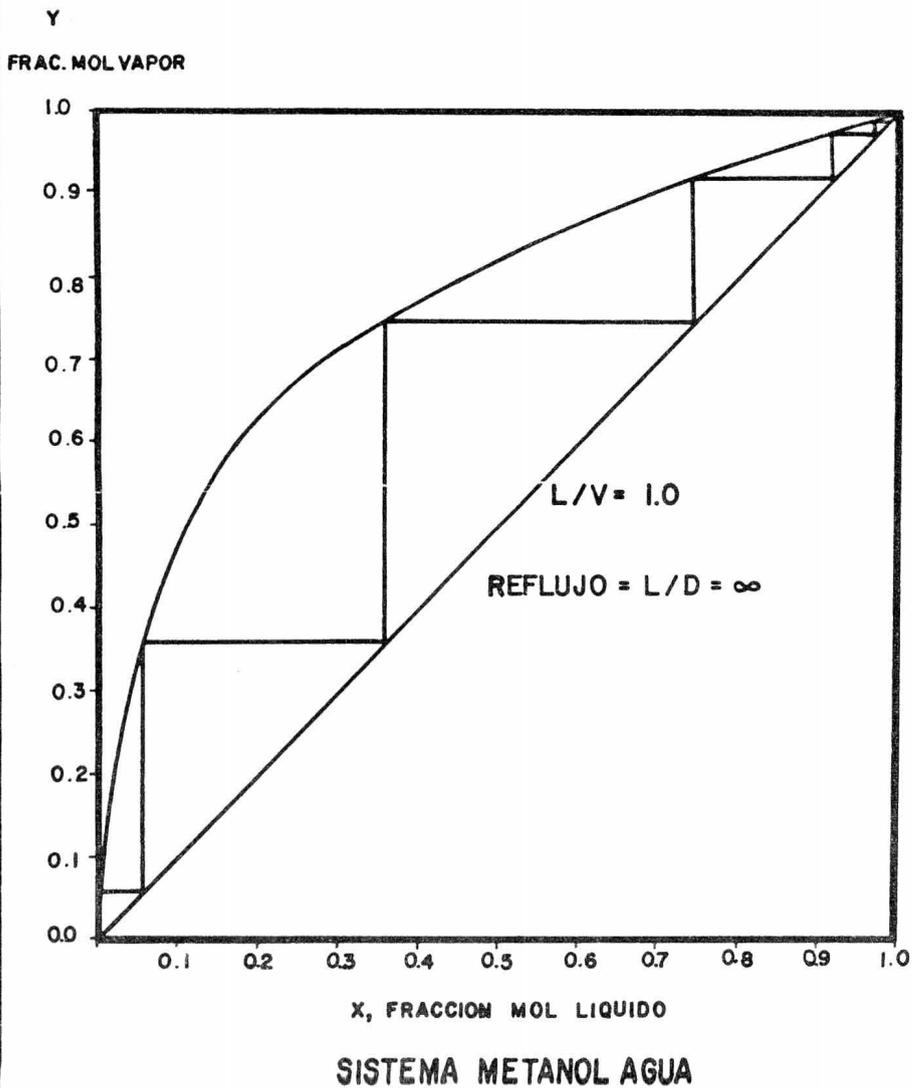
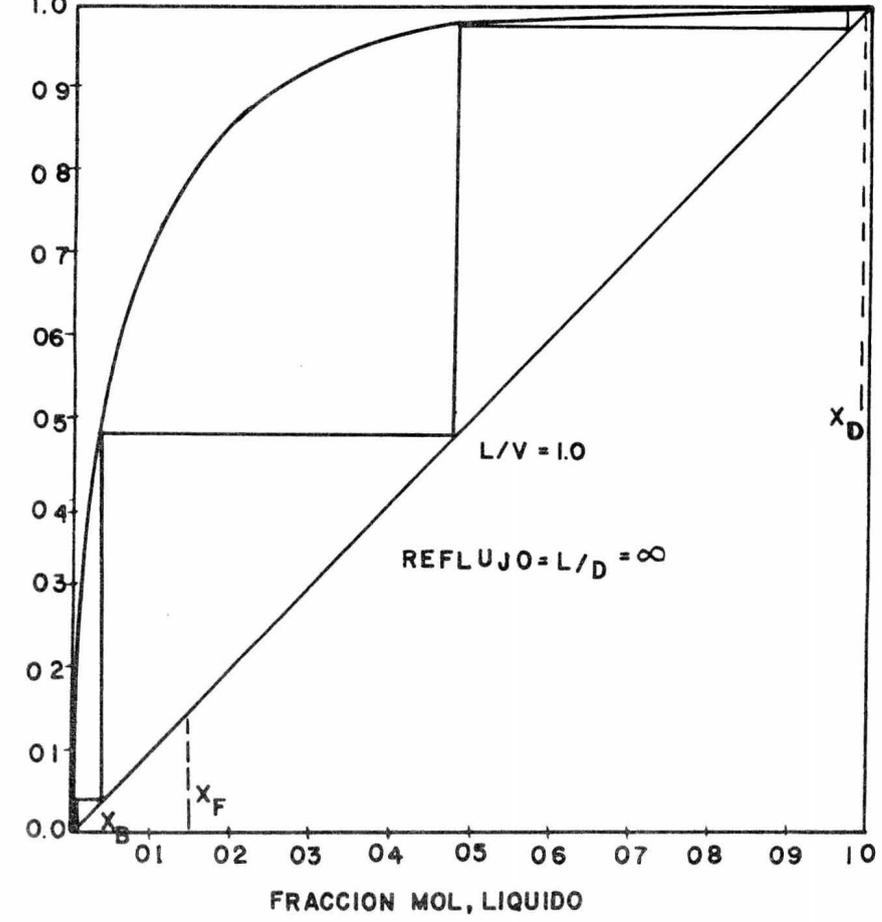


FIG. 4-4

REPRESENTACION GRAFICA
DEL

NUMERO MINIMO DE PLATOS

Y
FRAC. MOL, VAPOR
1.0



SISTEMA GLICOL AGUA

4.3 CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LOS PLATOS TEORICOS.

En el diseño de Columnas de Destilación es necesario, conocer la eficiencia de los platos teóricos que se tienen definidos con ayuda de las gráficas de equilibrio Líquido-Vapor, para poder fijar el número de platos reales, que serán necesarios en la operación de la Columna.

La eficiencia de los platos es definida de la siguiente manera:

$$N_m = \frac{\text{No. de Platos Teóricos}}{\text{No. de Platos Reales}}$$

$$N_m = \text{Eficiencia de Murphree}$$

La eficiencia de los platos teóricos va ría con las condiciones de operación de la Columna y de las características de las sustancias que se destilan.

Existen diversas maneras de llevar a ca bo este cálculo, para el presente estudio se utilizarán las correlaciones empíricas de DRICKAMER & BRADFORD. Las cuales se basan en la concentración de la alimentación (XF) y en la viscosidad de cada sustancia (μ , cp).

4.3A.- SISTEMA METANOL-AGUA

A).- Temperatura Fondo Columna = 120 °C

B).- Temperatura parte superior Columna = 50 °C

$$T_{ave} = \frac{120 + 50}{2} = 85 \text{ °C}$$

COMPONENTE	X _F	μ^* (cp)	(X _F) (μ)
METANOL	0.31	0.3	0.093
AGUA	0.69	0.35	0.2415
TOTAL			0.334 cp

*
a 85 °C y 280 mm Hg

Para una viscosidad molal promedio de la alimentación de 0.334 cp, la gráfica de Ludwig (figura 7-3 del apéndice). Se obtiene una eficiencia de:

$$\text{EFICIENCIA} = 45 \% \text{ (Sistema Metanol-Agua)}$$

4.3B.- SISTEMA GLICOL-AGUA

A).- Temperatura Fondo Columna = 135 °C

B).- Temperatura parte superior Columna = 70°C

$$\text{Taver} = \frac{135 + 70}{2} = 102.5^{\circ}\text{C}$$

COMPONENTE	XF	μ (cp)	(XF) (μ)
AGUA	0.154	0.28	0.043
GLICOL	0.846	1.0	0.846
TOTAL			0.889 cp

Para una viscosidad molal promedio de la alimentación de 0.889 cp, la gráfica de Ludwig (figura 7-3 del apéndice) se obtiene una eficiencia de:

$$\text{EFICIENCIA} = 20 \% \quad (\text{Sistema Glicol-Agua})$$

Las eficiencias obtenidas están dentro del rango de operación, ya que para columnas que operan a vacío, su eficiencia de platos está entre:

$$15.0 \% > \text{EFICIENCIA PLATO} < 50 \%$$

Como la Columna instalada consta de 24 platos, para los dos casos del problema tendremos:

A).- Sistema Metanol-Agua = $(24)(0.45) = 10.8$ platos teóricos.

B).- Sistema Glicol-Agua = $(24)(0.20) = 4.8$ platos teóricos.

Este número de platos teóricos será el

utilizado para el cálculo del reflujo de operación para cada sistema.

4.4.- CALCULO DEL REFLUJO MINIMO Y DEL REFLUJO DE OPERACION

4.41.- CALCULO DEL REFLUJO MINIMO

Como se mencionó en el capítulo III, para éste problema se utilizará en reflujo variable durante la destilación, para obtener de ésta manera una X_d constante.

Este reflujo variará desde el mínimo para las condiciones de la alimentación, hasta un máximo en el que se obtenga la X_b fijada en el capítulo 4-1 para cada sistema.

El cálculo del reflujo mínimo será utilizando diferentes X_f para una X_d constante.

$$\text{Reflujo M\u00ednimo} = \frac{X_d - Y'}{Y' - X_f}$$

X_d = Concentración del Destilado, fase líquida.

X_f = Concentración de la Alimentación, fase líquida.

Y' = Concentración de la alimentación, fase vapor.

Los valores de X_d , X_f y Y' , son obtenidos de los Diagramas de equilibrio líquido vapor, en los sistemas METANOL-AGUA, y GLICOL-AGUA, En la tabla 4-1 se resumen los valores del Reflujo Mínimo (L/D) min.

TABLA 4-41.- VALORES DEL REFLUJO MINIMO PARA DIFE--
RENTES X_f

Sistema Metanol-Agua

X_f	(L/D) min
0.5	0.507
0.4	0.59
0.3	0.74
0.2	0.84
0.1	1.373
0.08	1.75
0.04	3.32
0.02	7.08

Sistema Glicol-Agua

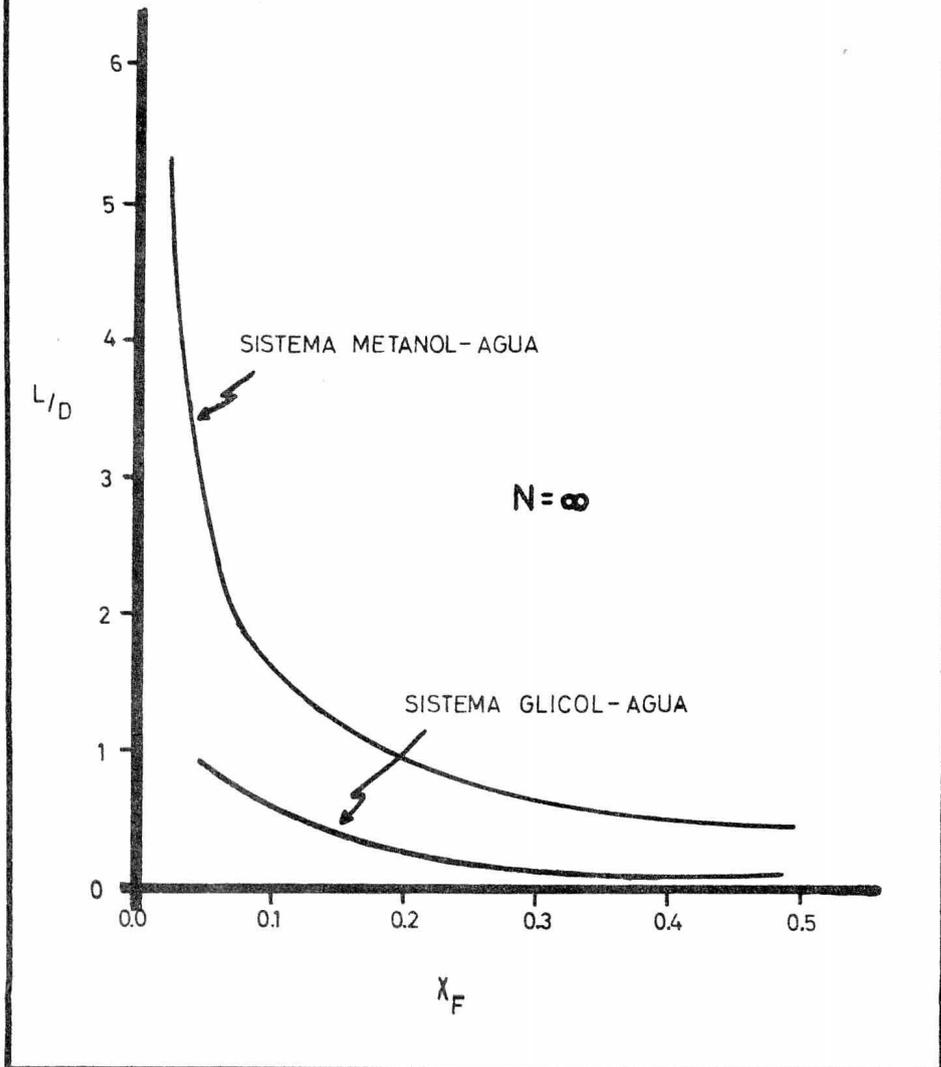
X_f	(L/D) min
0.5	0.035
0.4	0.047
0.3	0.075
0.2	0.141
0.1	0.31
0.08	0.371
0.04	0.743
0.02	1.225
0.01	2.22

4.42.- CALCULO DEL REFLUJO DE OPERACION (L/D)

Para la determinación del reflujo de ope

FIG. 4-5

CORRELACION DEL (L/D)_{min.}
A DIFERENTES CONCENTRACIONES



ración de la Columna de Destilación, se usarán las correlaciones de Gilliland, al tenerse definido el número de platos mínimo, el número de platos teóricos y el valor del reflujo para los sistemas Metanol-Agua y Glicol-Agua.

Las correlaciones de Gilliland, son definidas por los siguientes parámetros:

$$\frac{N - N_m}{N+1} \quad \text{y} \quad \frac{L/D - (L/D)_{\min.}}{(L/D) + 1}$$

donde:

N = Número de platos teóricos

N_m = Número de platos mínimo

(L/D) = Reflujo de operación

(L/D) min. = R min = Reflujo mínimo.

Las gráficas de los parámetros de Gilliland, se pueden consultar en la fig 7-2 del apéndice.

Los valores del reflujo de operación (L/D), se resumen en la tabla 4-2. Las figuras 4-6 y 4-7, representan la variación del reflujo mínimo y del reflujo de operación para los sistemas METANOL-AGUA y GLICOL-AGUA respectivamente a diferentes X_f.

TABLA 4.42.- REFLUJOS DE OPERACION (L/D) PARA DIFE
RENTES X_f

Sistema Metanol - Agua

X_f	(L/D) op.
0.5	0.553
0.3	0.803
0.1	1.47
0.04	3.57
0.02	7.78

Sistema Glicol - Agua

X_f	(L/D) op.
0.5	0.15
0.2	0.391
0.1	0.794
0.04	1.49
0.01	4.36

La L/D que se utilizará para los cálculos del reboiler y condensador será una (L/D) promedio.

$$(L/D) \text{ promedio} = \sum_{X_f=0.01}^{X_f=0.01} L/D$$

para los dos sistemas la (L/D) promedio será:

Sistema Metanol-Agua, L/D = 2.87

Sistema Glicol-Agua, L/D = 1.43

FIG. 4-6

CORRELACION DE $(L/D)_{OPER.}$ Y $(L/D)_{MINIMO}$
PARA DIFERENTES CONCENTRACIONES

Sistema METANOL-AGUA

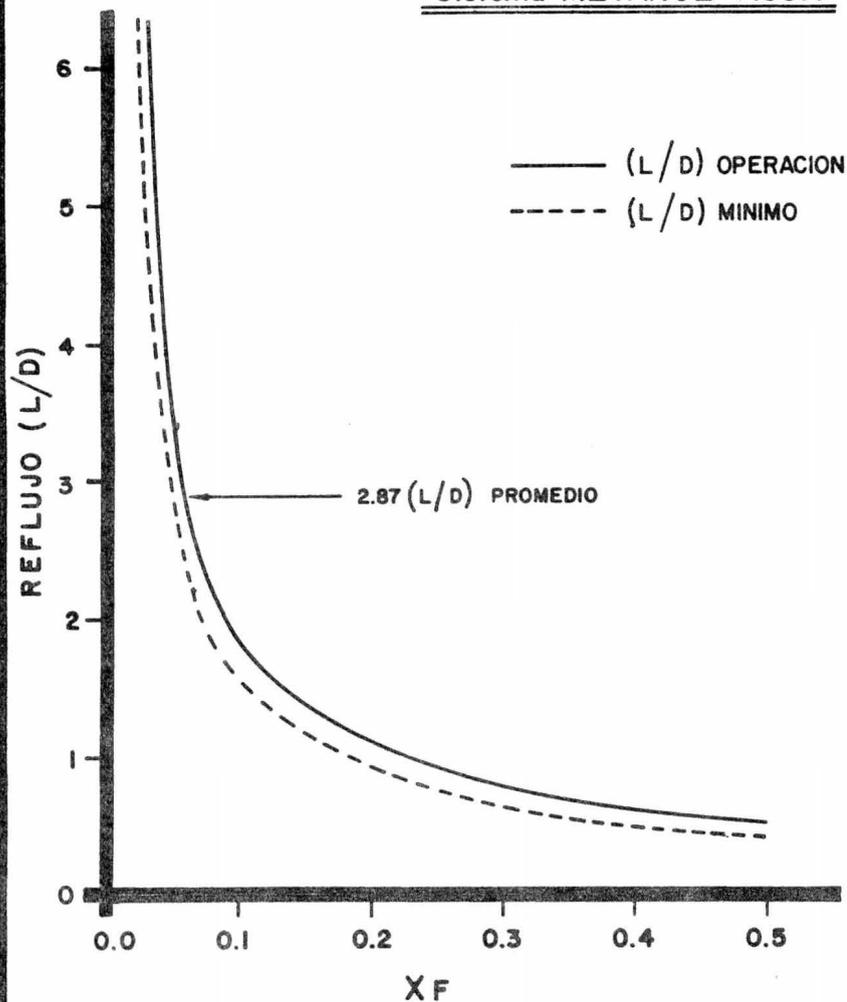
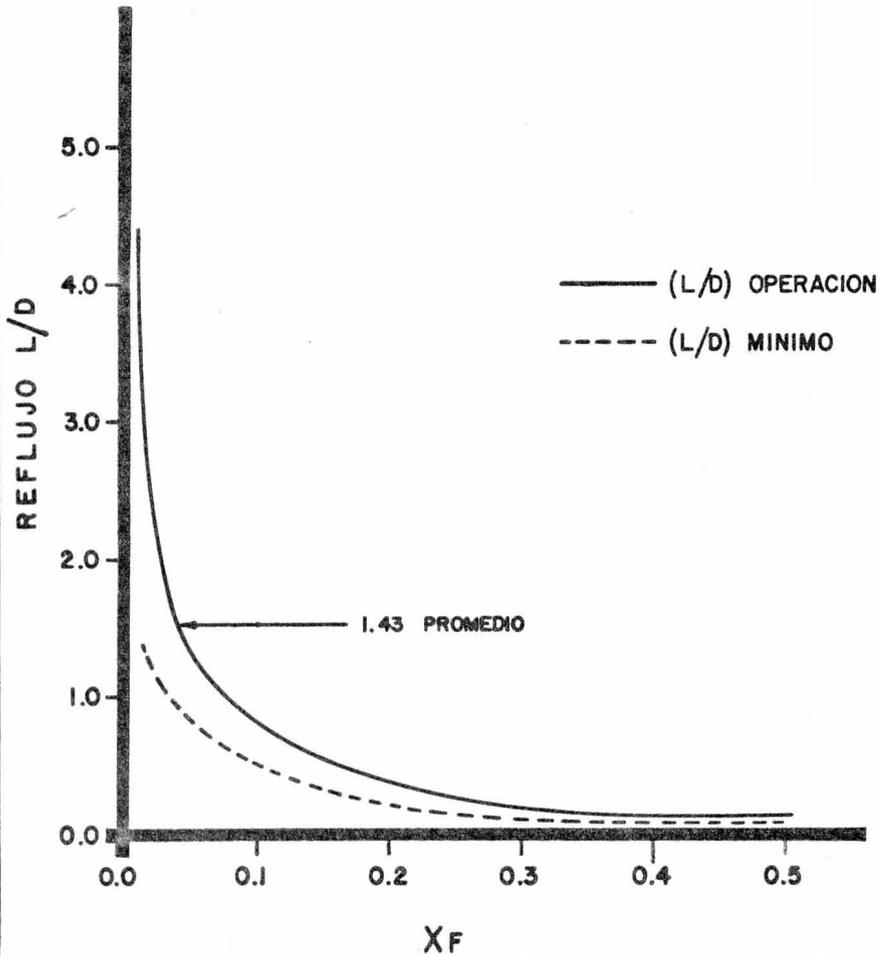


FIG. 4-7

CORRELACION DE (L/D) OPER. Y (L/D) MIN. PARA
DIFERENTES CONCENTRACIONES.

Sistema GLICOL-AGUA



4.5.- NUMERO DE PLATOS REALES

El cálculo del número de platos reales - que se tienen en la columna de destilación, es sencillo, y está basado en la eficiencia de platos de Murphree, y la eficiencia global.

$$N_o = \frac{\text{No. Platos Teóricos}}{\text{No. Platos Reales}}$$

$$N_o = \text{Eficiencia Global}$$

$$N_m = \frac{Y_n - Y_{n+1} + 1}{Y_n^* - Y_n + 1}$$

$$N_m = \text{Eficiencia de Murphree}$$

Y_n = Concentración real de la fase vapor que sale del plato n.

Y_{n+1} = Concentración real del vapor que entra - en plato n.

Y_n^* = Concentración del vapor en equilibrio con el líquido que sale del plato n.

El número de platos teóricos y reales, y sus valores de la composición del vapor para cada sistema, se pueden observar en las tablas 4.51 a 4.53, así como en las figuras 4.8 y 4.9.

TABLA 4.51.- NUMERO DE PLATOS TEORICOS Y REALES.

SISTEMA	METANOL-AGUA	GLICOL-AGUA
(L/D) prom.	2.87	1.43
(L/V) prom.	0.741	0.589
No. platos teóricos	7	4
Eficiencia	45 %	20 %
No. platos reales	15.5	20

La eficiencia local de Murphree, se interpreta de la siguiente manera:

$$N_m = \frac{Y_n - Y_{n+1} + 1}{Y_n^* - Y_n + 1}$$

FIG. 4-8

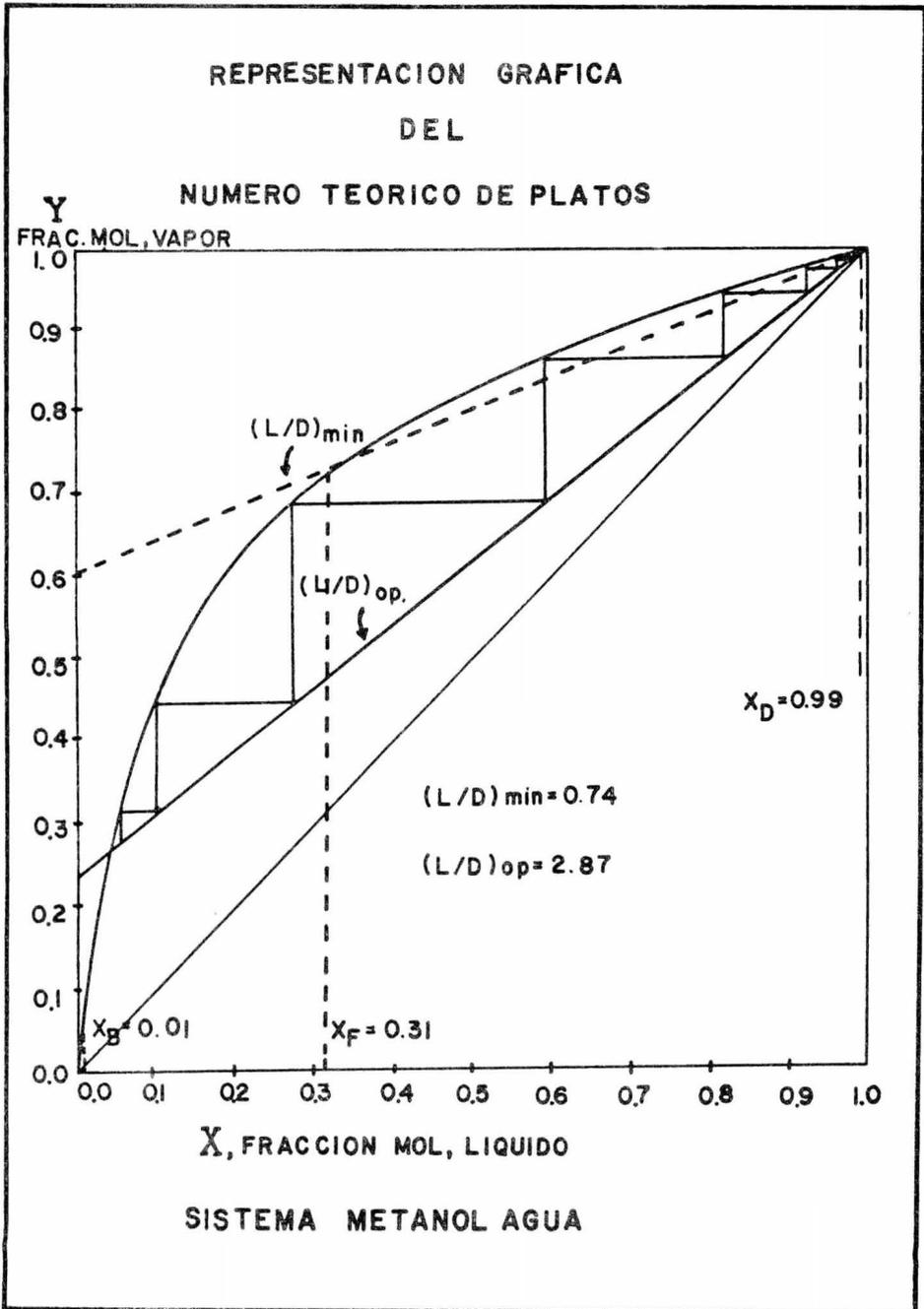
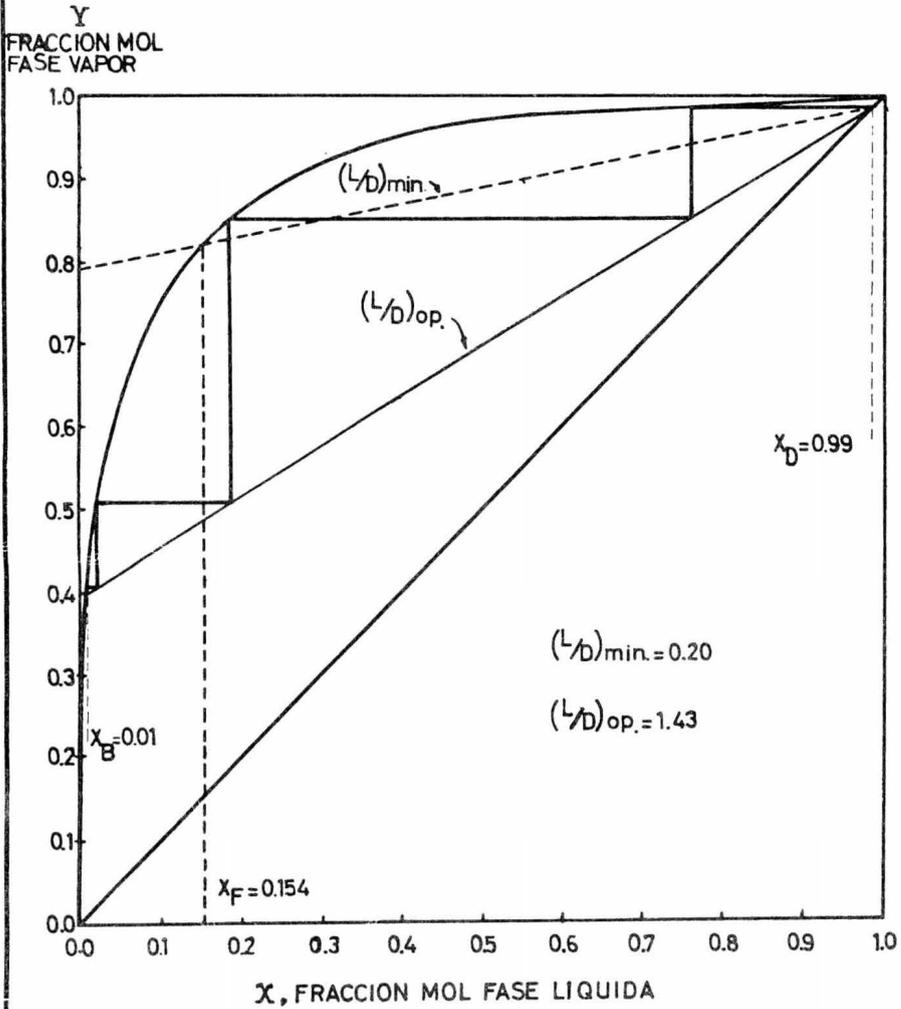


FIG. 4-9

REPRESENTACION GRAFICA DEL NUMERO
DE PLATOS TEORICOS



EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR
SISTEMA GLICOL-AGUA

4.52.- COMPOSICION DE LA FASE VAPOR (Y) PARA PLATOS TEORICOS Y PLATOS REALES.

SISTEMA METANOL-AGUA No = 45%

PLATOS TEORICOS

N	Y
1	0.33
2	0.465
3	0.705
4	0.86
5	0.94
6	0.965
7	0.99

PLATOS REALES

N	Y
1	0.33
2	0.39
3	0.49
4	0.59
5	0.68
6	0.77
7	0.84
8	0.87
9	0.90
10	0.93
11	0.95
12	0.965
13	0.973
14	0.98
15	0.985
16	0.990

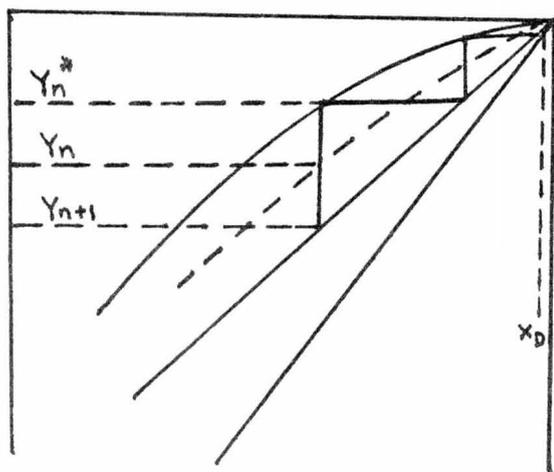
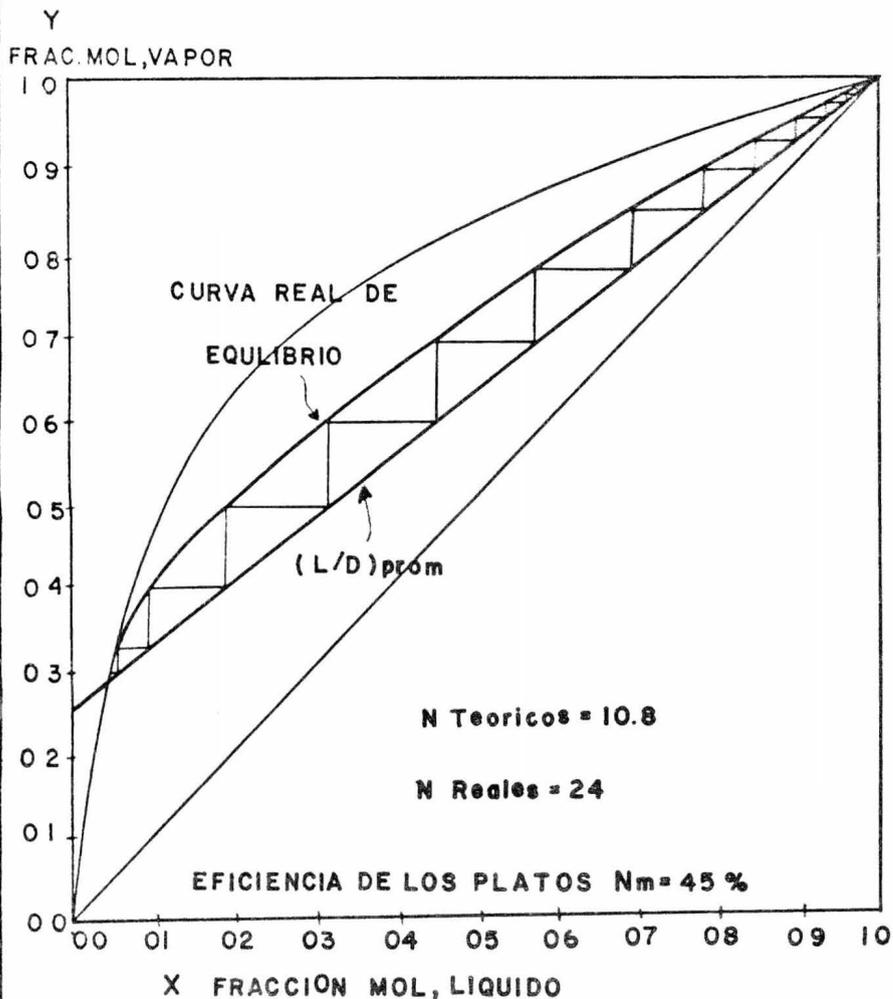


FIG. 4-10

REPRESENTACION GRAFICA DEL NUMERO DE
PLATOS REALES Y CURVA REAL DE
EQUILIBRIO



SISTEMA METANOL AGUA

4.53.- COMPOSICION DE LA FASE VAPOR (Y) PARA PLATOS TEORICOS Y PLATOS REALES.

SISTEMA GLICOL-AGUA, $N_0 = 20\%$

PLATOS TEORICOS

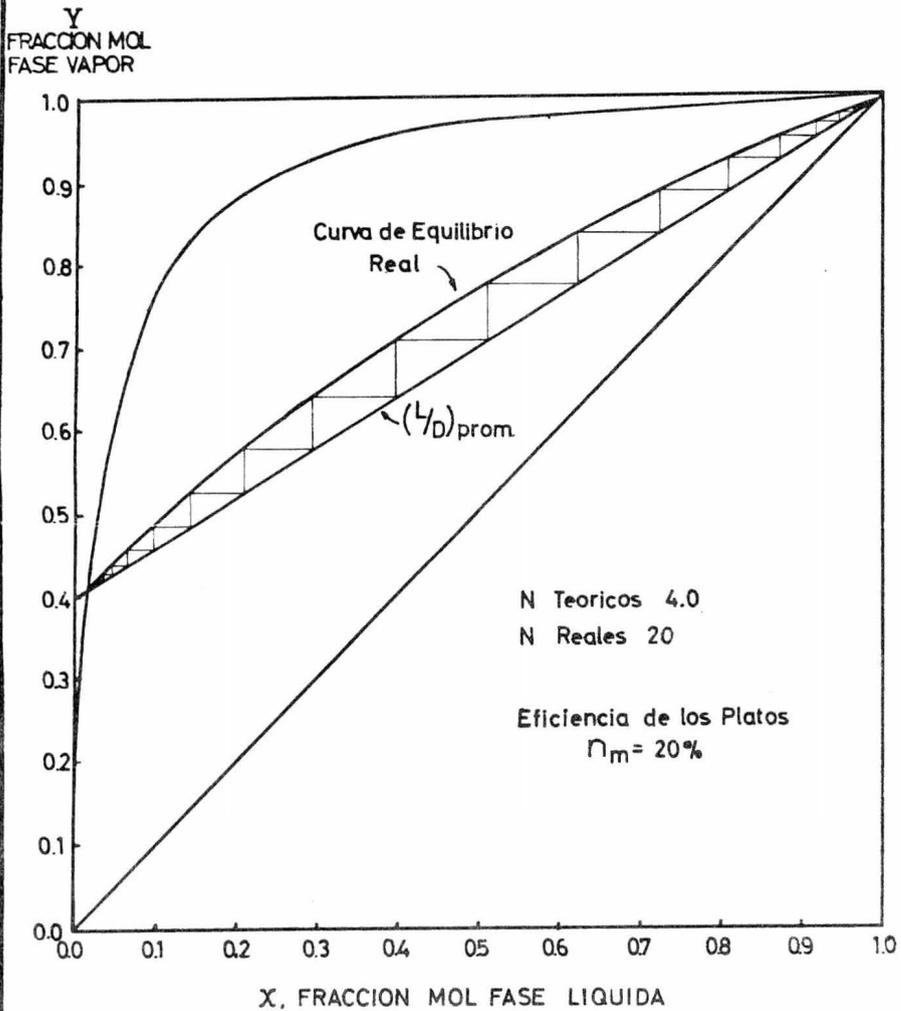
N	Y
1	0.41
2	0.51
3	0.845
4	0.99

PLATOS REALES

N	Y
1	0.41
2	0.44
3	0.46
4	0.516
5	0.58
6	0.654
7	0.717
8	0.77
9	0.825
10	0.86
11	0.89
12	0.91
13	0.927
14	0.940
15	0.953
16	0.962
17	0.971
18	0.979
19	0.987
20	0.990

FIG. 4 - II

REPRESENTACION GRAFICA DEL NUMERO DE PLATOS
REALES Y CURVA REAL DE EQUILIBRIO



EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR
SISTEMA GLICOL-AGUA

4.6.- CALCULO DE LOS ASPECTOS MECANICOS DE LA COLUMNA DISPONIBLE

Si fuera necesario hacer alguna modificación a la Unidad Recuperadora de Glicol, para aumentar su capacidad, éstas serán a los equipos auxiliares como el Condensador y Reboiler, pero no a la Columna, a menos que fuera una modificación pequeña como es el blanqueteo de los platos. Considerando lo anterior, se comprobará la capacidad del equipo empezando por conocer los aspectos mecánicos de la columna.

4.61.- CALCULO DEL LIMITE DE LA VELOCIDAD DE VAPOR O VELOCIDAD DE INUNDACION

El cálculo de la velocidad de Inundación se hará aplicando la ecuación de Sounders - Brown, la cual es la siguiente:

Ecuación de Sounders - Brown:

$$U_c = K_v \left[\frac{P_L - P_v}{P_v} \right]^{1/2}$$

donde:

U_c = máxima velocidad permisible para el vapor en

pies/seg. (basada en el área de burbujeo del plato)

ρ_L = Densidad del líquido en lb/pie³

ρ_V = Densidad del vapor en lb/pie³

K_V = Constante empírica (calculada como función del espaciamiento entre platos y la tensión superficial del líquido)

4.62.- CALCULO DE LAS TENSIONES

$$\sigma = C (\rho_L - \rho_V)^4 \dots \dots \text{ecuación de Mc Lead}$$

$$\sigma = \left[\frac{\rho (\rho_L - \rho_V)}{\mu} \right]^4 \dots \dots \text{ecuación de Sugden}$$

TABLA 4.61.- Es el resumen de los cálculos obtenidos para tensiones superficiales de cada componente.

COMPONENTE	ρ_L (lb./pie ³)	ρ_V lb/pie ³	σ dinas/cm
METANOL	48.98	0.0190	18.92
AGUA	59.93	0.00932	26.64
GLICOL	69.29	0.00879	40.33

Aplicando la ecuación de Sounders - Brown, se tiene la tabla 4-62.

TABLA 4-62.- Resumen del Cálculo de las velocidades de Inundación para cada componente.

COMPONENTE	K_v	$\frac{P_L - P_v}{P_v}$	U_c , pies / seg.
METANOL	0.14	2576.84	7.106
AGUA	0.15	6429.18	12.027
GLICOL	0.192	7882.7	17.045

En la tabla 4.63 se resumen los cálculos de cada parámetro para obtener la velocidad de Inundación y la velocidad máxima y mínima de lagrimeo, para los flujos de destilación de la Tabla 4-03.

TABLA 4.63.- RESUMEN DE CALCULOS DE LA COLUMNA EN CONDICIONES ACTUALES

PARAMETRO/COMPONENTE	UNIDADES	METANOL	AGUA	GLICOL
1).- Flujo destilado	Kg/Hr	180	225	1024
2).- Relación de Reflujo	--	2.87	1.43	--
3).- Flujo del Líquido	GPM	2.895	1.537	--
4).- Flujo del vapor	pies ³ /seg	22.43	35.86	71.1
5).- Area Columna (AT)	pies ²	7.065	7.065	7.065
6).- Area burbujeo (A _v)	pies ²	6.47	6.47	6.47
7).- Area perforada (A _h)	pies ²	1.052	1.052	1.052
8).- Area bajante (A _d)	pies ²	0.5949	0.5949	0.5949
9).- Velocidad Inundación Oper.	pies/seg	3.46	5.54	10.99
10).- Inundación	%	48.7	46.0	64.5
11).- H _r *	pulg.	0.082	0.095	0.124
12).- H _v *	pulg.	1.0	1.0	1.0
13).- H _{ow} *	pulg	0.1104	0.072	--
14).- H _o *	pulg.	0.0464	0.0498	0.391
15).- Velocidad Lagrimeo Oper.	pies/seg	21.32	34.087	108
16).- Velocidad Lagrimeo Min.	pies/seg.	46.17	70.71	72.54
17).- Caída Presion Total H	pulg.	1.2388	1.206	1.415

* ver apéndice.

Como se puede observar el problema que se tiene está en la velocidad de lagrimeo, debido a:

Velocidad lagrimeo oper. < Velocidad lagrimeo mín.

por lo que si se trabaja con los flujos de vapor actuales y se introduce reflujo, los platos tendrán lagrimeo, es decir, el flujo introducido de líquido como reflujo, impedirá el ascenso de los vapores en la columna y no se obtendrá destilado.

Es necesario hacer las siguientes modificaciones para su operación:

- 1).- Trabajar al 80% de la velocidad de Inundación.
- 2).- Blanquetear los orificios de los platos hasta obtener una área perforada de 0.647 pies² aumentando así la velocidad del vapor, a través del plato.

En la tabla 4.64 se resumen los cálculos con las sugerencias propuestas.

La máxima caída de presión para columnas que operan a vacío, es de 2.5 pulg. de agua - en los platos, lo cual indica que se operaría sin problemas.

TABLA 4.64 RESUMEN DE CALCULOS CON LAS CONDICIONES PROPUESTAS.

PARAMETRO/COMPONENTE	UNIDADES	METANOL	AGUA
1).- Flujo destilado	Kg/Hr	295	390
2).- Relación de Reflujo	--	2.87	1.43
3).- Flujo del líquido	GPM	3.31	2.59
4).- Flujo del vapor	pies ³ /seg	36.78	62.24
5).- Area perforada	pies ²	0.657	0.657
6).- Velocidad Inundación prop.	pies/seg	5.68	9.62
7).- Inundación	%	80	80
8).- H_T	Pulg.	0.082	0.095
9).- H_w	pulg.	1.0	1.0
10).- H_{ow}	pulg.	0.120	0.107
11).- H_o	pulg.	0.330	0.379
12).- Velocidad lagrimeo prop.	pies/seg	56.85	96.19
13).- Velocidad lagrimeo min.	pies/seg.	46.17	70.71
14).- Caida presión total	pulg.	1.532	1.581
15).- Caida presión mínima	pulg.	0.8264	0.8065

4.7.- CARGAS TERMICAS AL REBOILER Y CONDENSADOR.

Al tener definido la relación de reflujo para las condiciones de operación para obtener el X_b deseado y el flujo del destilado, se debe conocer la capacidad del reboiler y del condensador, - que será el equipo que suministre y elimine el calor necesario, para llevar a cabo la destilación.

La ecuación que se empleará será la usada por Kern, es decir:

$$Q_R = (R + 1) W_d H_d (v) - R W_d H_d (l) \dots (1)$$

y

$$Q_C = (R + 1) W_d H_d (v) - (R + 1) W_d H_d (l) \dots (2)$$

donde:

Q_R = Calor suministrado por el reboiler, Kcal/Hr

Q_C = Calor eliminado por el condensador, Kcal/Hr

R = Relación de reflujo

W_d = Gasto del destilado, Kg/Hr

$H_d(v)$ = Entalpía destilado fase vapor, Kcal/Kg

$H_d(l)$ = Entalpía destilado fase líquida, Kcal/Kg.

Para este caso específico de destilación por Batch o cargas debe de considerarse la situación de Q_R , ya que no solo esta definido por la ecuación. (1)

Si nosotros aplicáramos únicamente la ecuación (1), calcularíamos el calor necesario, para destilar el gasto W_d , lo cual sería un dato incompleto, ya que también deberá considerarse el calor que se le suministrará al glicol y al agua, durante la destilación de metanol y consecuentemente el calor necesario al glicol durante la destilación del agua, por lo que tendríamos.

a).- Sistema Metanol-Agua.

$$Q_r = Q_{\text{me-OH}} + Q_{\text{agua}} + Q_{\text{glicol}}$$

b).- Sistema Glicol-Agua.

$$Q_r = Q_{\text{agua}} + Q_{\text{glicol}}$$

Para el cálculo de las cargas térmicas - al condensador, sólo se aplicará la ecuación (2), ya que aquí no se presenta problema alguno.

4.71.- CARGAS TERMICAS AL REBOILER

SISTEMA METANOL-AGUA, Q_r

R	W Metanol Kg/Hr	Q Metanol Kcal/Hr	Q agua Kcal/Hr	Q glicol Kcal/Hr	Q_r total Kcal/Hr
2.83	295	337,000	43,600	512,000	892.600

SISTEMA GLICOL-AGUA, Q_r

R	W Agua Kg/Hr	Q agua Kcal/Hr	Q glicol Kcal/Hr	Q_r total Kcal/Hr
1.44	390	553,000	621,000	1,140.000

4.72.- CARGAS TERMICAS AL CONDENSADOR.

SISTEMA METANOL-AGUA

R	W METANOL Kg/Hr	Qc Kcal/Hr
2.83	295	322,800

SISTEMA GLICOL-AGUA

R	W AGUA Kg/Hr	Qc Kcal/Hr
1.43	390	523,7000

4.73.- CARGAS TERMICAS AL REBOILER Y CONDENSADOR
PARA LA DESTILACION DE GLICOL.

R	W GLICOL Kg/Hr	Qr Kcal/Hr	Qc Kcal/Hr
-	1024	329,000	219.600

4.8.- CALCULO DEL AREA DEL REBOILER Y CONDENSADOR

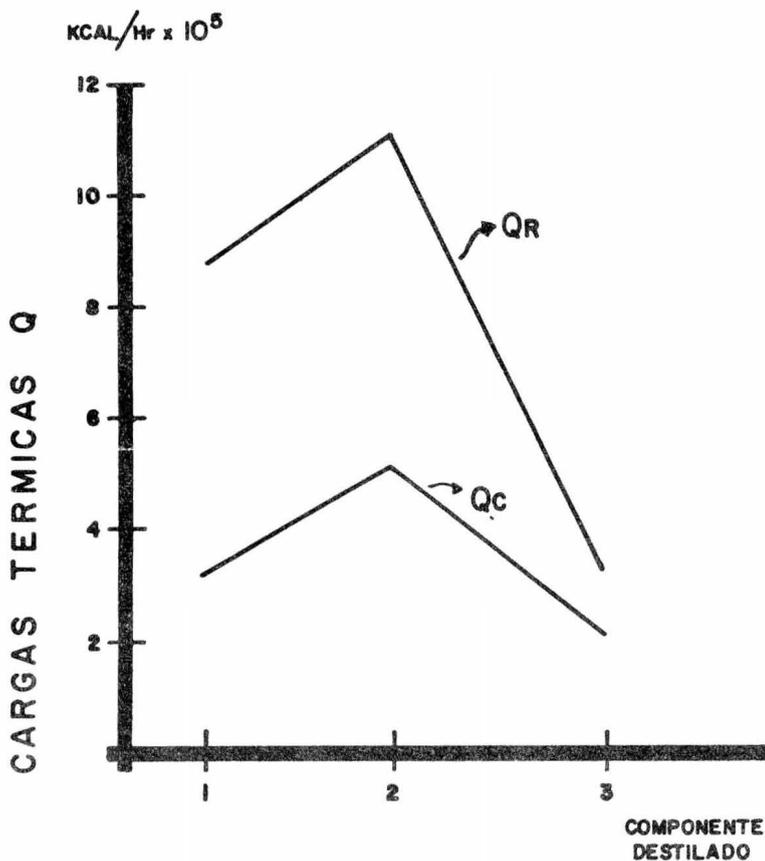
4.81.- CALCULO AREA REBOILER.

Para el cálculo del reboiler necesario, deberá hacerse según lo explicado por Kern para - termosifones por convección natural y respetarse lo siguiente:

$$\frac{Q}{A} \leq 20,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr FT}^2} \quad \delta \leq 54,200 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr M}^2}$$

FIG. 4-12

CARGAS TERMICAS AL REBOILER Y CONDENSADOR



- 1- METANOL
- 2- AGUA
- 3- GLICOL

QR = CALOR SUMINISTRADO AL REBOILER
Qc = CALOR DISIPADO EN EL CONDENSADOR

Para el reboiler actual que tiene 13 m²,
tendremos:

METANOL

$$\frac{Q}{A} = \frac{892,600}{13} = 68,661 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr M}^2}$$

AGUA

$$\frac{Q}{A} = \frac{1,140,000}{13} = 87,692 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr M}^2}$$

GLICOL

$$\frac{Q}{A} = \frac{219,600}{13} = 16,892 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr M}^2}$$

Esto nos indica que para poder alcanzar el objetivo de obtener un glicol de 99.7 % de pureza y metanol de 99.0% como productos finales, y una eficiencia de glicol de 95 % con respecto a la cantidad del batch, no se tiene el equipo adecuado es decir, falta área en el reboiler.

Los valores que se obtienen están condensados en las tablas 4.81 y 4.82.

TABLA 4.81.- AREAS DEL REBOILER PARA LA DESTILACION DE CADA COMPONENTE.

COMPONENTE	Q _r Kcal/H _r	LMTD °C	U _d * Kcal/Hr °CM ²	AREA M ²
METANOL	892,600	121.4	546	13.46
AGUA	1,140,000	116.16	546	17.97
GLICOL	219,600	100	546	4.2

* Los datos de los coeficientes son:

$$H_{io \text{ glicol}} = 190 \text{ BTU/Hr } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$H_{io \text{ vapor agua}} = 1,500 \text{ BTU/Hr } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$U_c = 169 \text{ BTU/Hr } ^\circ\text{F pie}^2$$

$$U_d = 112 \text{ BTU/Hr } ^\circ\text{F pie}^2 \quad (546 \text{ Kcal/Hr } ^\circ\text{C m}^2)$$

TABLA 4.82.- AREAS DEL CONDENSADOR PARA LA DESTILACION DE CADA COMPONENTE.

COMPONENTE	Qr Kcal/Hr	LMTD °C	U _d * Kcal/Hr°Cm ²	AREA M ²
METANOL	322,800	9	1220	29.37
AGUA	523,700	15.5	1220	27.69
GLICOL	219,600	35	600	10.2

* Los datos fueron obtenidos de la tabla 8, pag 945
D. Kern.

4.9.- COSTO DE RECUPERACION DE GLICOL

BASE: 18 TONELADAS/DIA DE GLICOL CRUDO.

<u>CONCEPTO</u>	<u>COSTO, \$</u>
1.- Vapor 225 lb/pulg. ² al reboiler	600.00
2.- Vapor a eyectores	60.00
3.- Energia eléctrica	48.24
4.- Agua enfriamiento condensador y eyectores.	32.21
5.- Mano de obra	392.00
6.- Gastos de mantenimiento	60.00
7.- Materiales de operación	98.00
Costo Total	1,290.55

Glicol crudo = 18,000 kg/día

Eficiencia = 70 %

Glicol recuperado = 12,600 kg/día

Costo/tonelada glicol recuperado = 102.38 \$/tonelada.

Eficiencia equipo necesario = 95 %

Glicol recuperado = 17,100 kg/día

Costo/tonelada glicol recuperado = 75.43 \$/tonelada.



CAPITULO V

5.- DISCUSION DE RESULTADOS

La discusión que se hará en éste capítulo será sobre los resultados más importantes obtenidos en el capítulo 4, sobre los cálculos hechos para la Unidad Recuperadora de Glicol.

5.1.- ASPECTOS MECANICOS DE LA COLUMNA

Quedó establecido claramente que con las condiciones actuales de operación, en lo que se refiere a los flujos de vapores que se tienen en la Columna, no es posible utilizar reflujo, ya que los platos tendrán lagrimeo, es decir, la resistencia ocasionada por el uso de reflujo es mayor que la que forman los vapores que ascienden por la columna, que impedirá obtener destilado. Esto nos dice que el diámetro de la columna que es de 3 pies, es demasiado grande para las destilaciones de metanol y agua, para reducirlo, se necesitará blanquetear los orificios actuales de la columna de destilación, que ocupan un área de 1.052 pie^2 hasta tener un área de 0.657 pies^2 , así como incrementar la velocidad del vapor para trabajar al 80% de inundación, esto se logra aumentando el flujo del destilado de 180 Kg/Hr a 295 Kg/Hr, y de 225 Kg/Hr a -

390 Kg/Hr, para el metanol y para el agua respectivamente.

Estas acciones permitirán que se pueda utilizar reflujo para las destilaciones de metanol y agua.

5.2.- REFLUJO DE OPERACION

El reflujo de operación como se mencionó en el capítulo 4, variará a lo largo de la destilación, pero esto resulta problemático, ya que se necesitaría modificarlo cuando menos cada cinco minutos. Sin embargo durante la destilación, utilizando un Timer programador de reflujo que tenga mínimo dos cambios como se ilustra en las figuras 5.1 y 5.2, sería lo más práctico y apropiado para su control.

Deberá aclararse también que no es necesario utilizar reflujo durante la destilación de glicol, ya que no se necesita por ser éste último, componente de la mezcla que se destila, y aunque pudiera pensarse en una contaminación de dietilen o trietilen glicol, esta sería mínima, si se cumplen las especificaciones de proceso establecidas.

5.3.- REBOTLER Y CONDENSADOR NECESARIOS

Para obtener el aumento de capacidad de

la Unidad Recuperadora de Glicol al modificarse la columna de destilación, para que se pueda utilizar reflujo y al determinarse el reflujo necesario para lograr la pureza deseada de cada componente, deberá contarse con la capacidad suficiente en el equipo auxiliar como es el reboiler y el condensador.

Para el caso del reboiler, se requerirá sustituir el actual, que tiene un área de 13m^2 por otro reboiler que tenga 18m^2 de área mínima. Su costo aproximado es de \$ 150,000.00, al final de este capítulo se resumen las características del reboiler comercial que tiene un área de 22m^2 .

Para el condensador, cuya área se incrementó considerablemente a 30m^2 , por la baja temperatura del vapor, para metanol y agua en el domo por el uso de vacío y principalmente por la temperatura de 25°C del agua de enfriamiento que se dispone. Pero esta área del condensador puede reducirse a la mitad, si se usa agua helada a 10°C .

En la tabla 5.31, se dan sus características, y el gasto de agua.

La decisión sobre el tamaño del condensador será en base a la disponibilidad y costo del agua helada.

TABLA 5.31.- AREAS DE CONDENSADOR CALCULADAS PARA -
TIPO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

CARACTERISTICA	UNIDADES	METANOL	AGUA	GLICOL
Area (Agua Torres)	m ²	29.37	27.69	10.2
Area (Agua Helada)	m ²	12.22	14.76	--
Flujo Agua	GPM	142	230	97

Se observará también que en los dos casos anteriores es necesario incrementar el área actual, que es de 11 m², para esto sólo se requerirá un condensador que ajuste el área faltante, y como ésta es sólo para el metanol y el agua, su material no necesita ser de acero inoxidable como lo es el actual.

TABLA 5.3.- DIMENSIONES DEL NUEVO REBOILER.

AREA TOTAL	M ²	22
DIAMETRO CORAZA	m	3.87 (15 1/4 pulg.)
No. DE TUBOS	-	151
LONG. DEL TUBO	m	2.44
DIAMETRO DE LOS TUBOS	m	0.01905 (3/4"), 16 BWG
ARREGLO	m	Triangular 0.254 C.A.C.
No. DE PASOS	-	1
MATERIA	-	Acero al Carbón
FLUIDO POR LOS TUBOS	-	Metanol, Agua y Glicol
FLUIDO POR LA CORAZA	-	Vapor agua a 225 psig

FIG. 5-1

USO DEL TIMER PROGRAMADOR
DE REFLUJO (L/D)

Sistema METANOL-AGUA

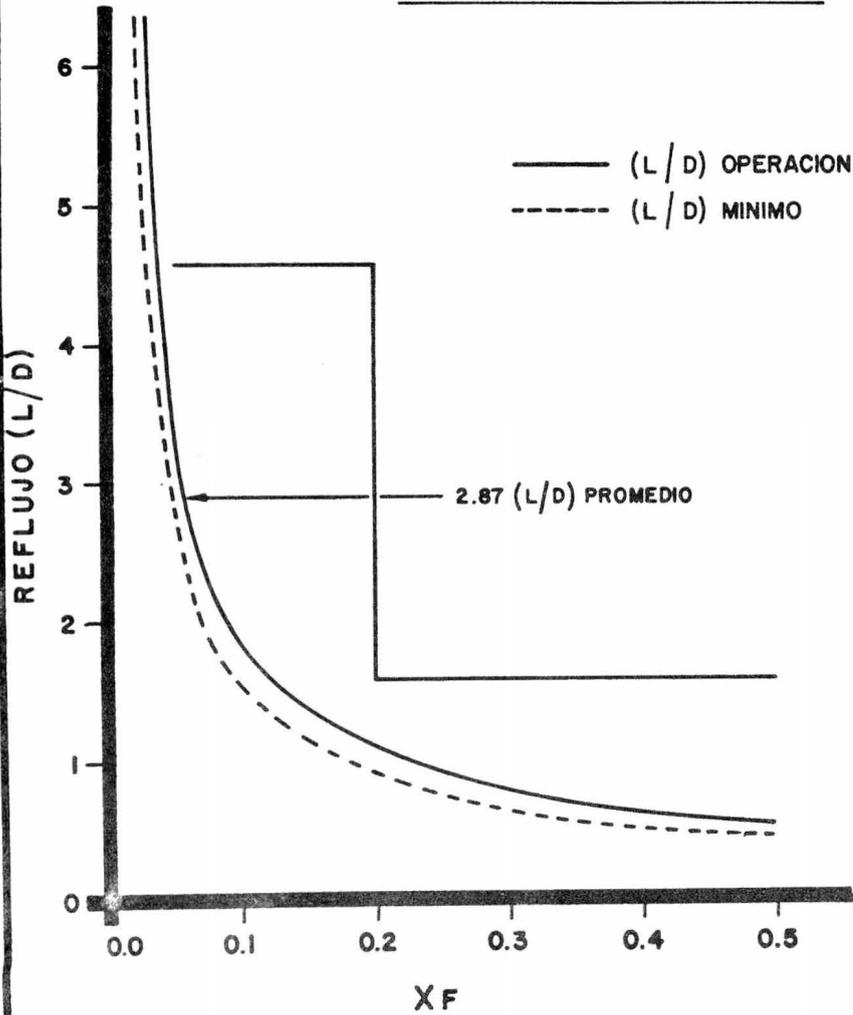
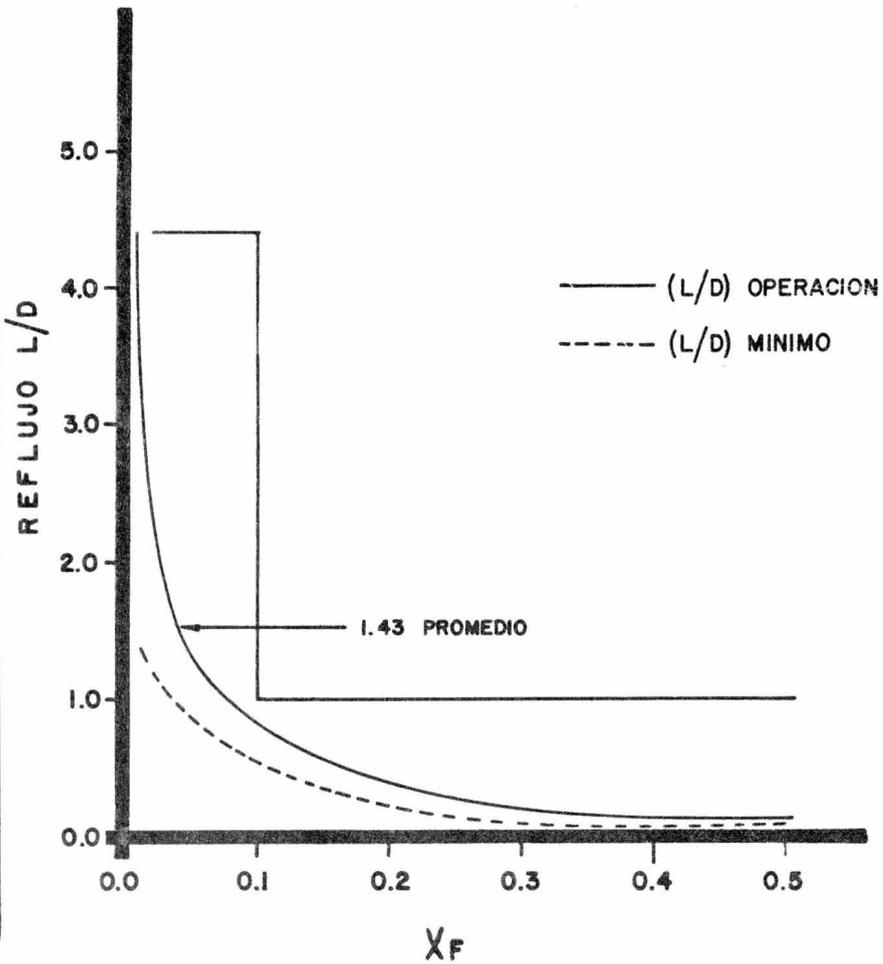


FIG. 5-2

USO DEL TIMER PROGRAMADOR
DE REFLUJO (L/D)

Sistema GLICOL-AGUA



6.- CONCLUSIONES

6.1.- El aumento en la capacidad de la Unidad Recuperadora de glicol de 70 a 95 % permite tener un ahorro potencial de:

a).- Ahorro en la destilación de glicol 165,000 \$/año

b).- Ahorro por la sustitución de glicol virgen 570,000 \$/año

Ahorro Total : 635,000 \$/año

6.2 El tiempo de destilación del batch se reduce de 10.25 horas por ciclo, aumentando así su capacidad de destilación de 18 a 21.0 Ton/dfa.

6.3.- La pureza del metanol y del glicol no se disminuye, continúan llenando sus requerimientos de venta y proceso con 99.0 y 99.7 % de pureza respectivamente

6.4.- Se requiere reducir el área de las perforaciones de los platos de 1.056 a 0.657 pies², evitando así el lagrimeo en los platos para la utilización del reflujo.

6.5.- Es indispensable el uso de reflujo en la columna utilizando un Timer programador.

a) metanol (L/D) ave = 2.87

b) agua (L/D) ave = 1.43

c) glicol = no necesita reflujo

6.6.- Se necesita incrementar el área para el reboiler y condensador de 13 a 22 m² y de 11.0 a 15 m² respectivamente, haciendo una inversión aproximada de 200,000, con un tiempo de recuperación de 3.5 meses.

TABLA DE EQUIVALENCIAS DE LAS UNIDADES EMPLEADAS

ENERGIA

BTU = 252 calorías

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

BTU/Hr x pie² x °F = 4.88 Kcal/h x M² x °C

LONGITUD, AREA Y VOLUMEN

Pulgada = 2.54 cm.

pie = 30.5 cm.

pie³ = 0.0283 M³

Galón = 3.785 Lts.

PRESION

Pulgada agua = 1.866 mm. Hg.

Pie de agua a 60°F = 0.4331 Lbs.

Lb/in² = 27.7 pulgadas de agua a 60°F

Lb/in = 2.309 pies agua a 60°F

TEMPERATURA

°C = 5/9 (F - 32)

°F = 9/5 (F + 32)

°R = °F + 460

°K = °C + 273

CONDUCTIVIDAD TERMICA

BTU/(Hr x pie²) (°F/pie) = 1.49 Kcal/(Hrx M²) (°C/M)

VISCOSIDAD

Centipoise = 2.42 Lb/pie x Hr.

FIG. 7.1.- COEFICIENTES DE PELICULA PARA TERMOSIFONES

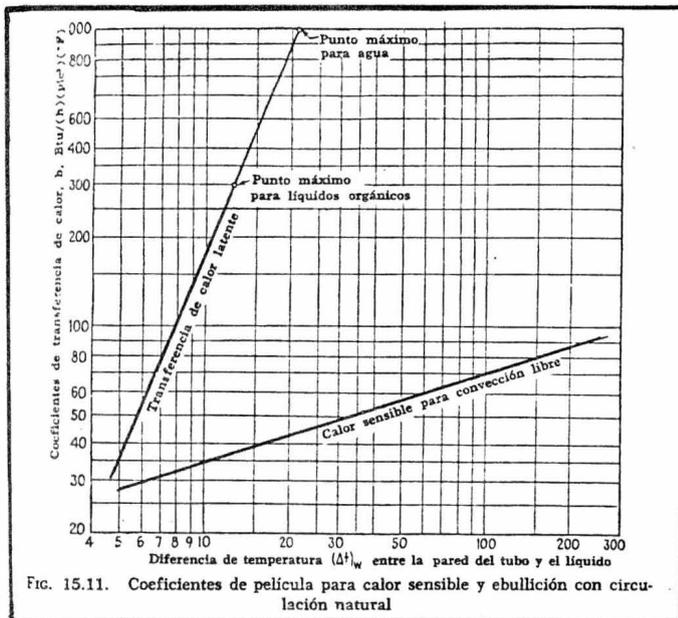


FIG. 7.2.- CORRELACION DE GILLILAND

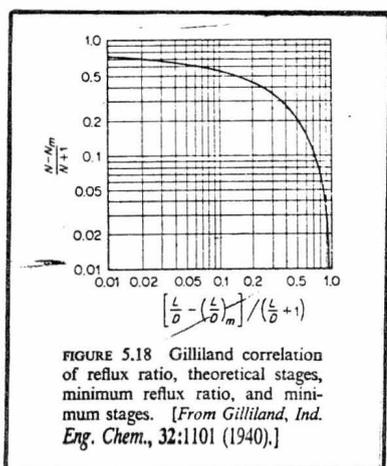


FIG. 7.3.- CALCULO DE LA EFICIENCIA GLOBAL DE PLATOS EN LAS COLUMNAS DE DESTILACION.

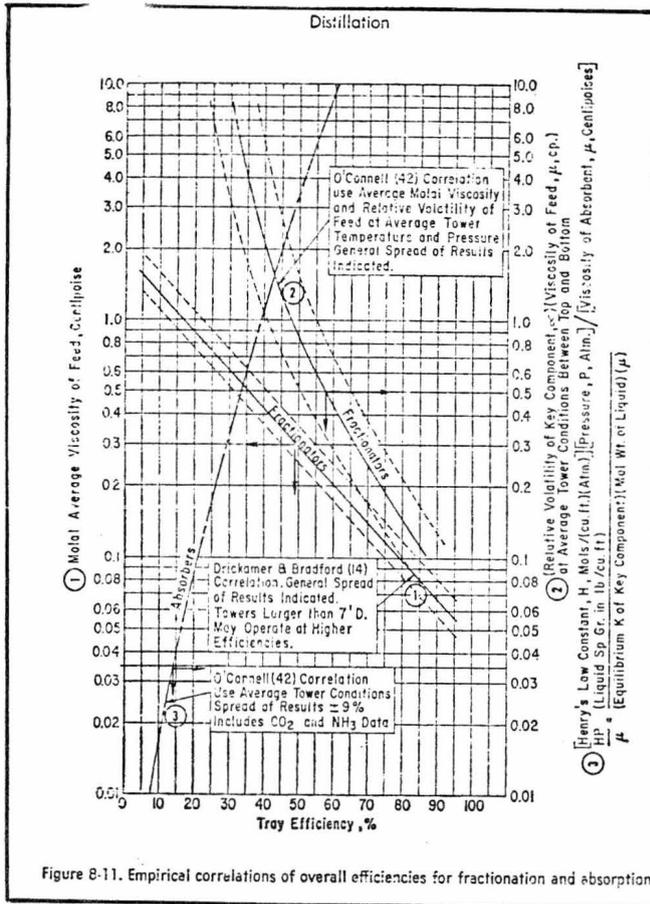
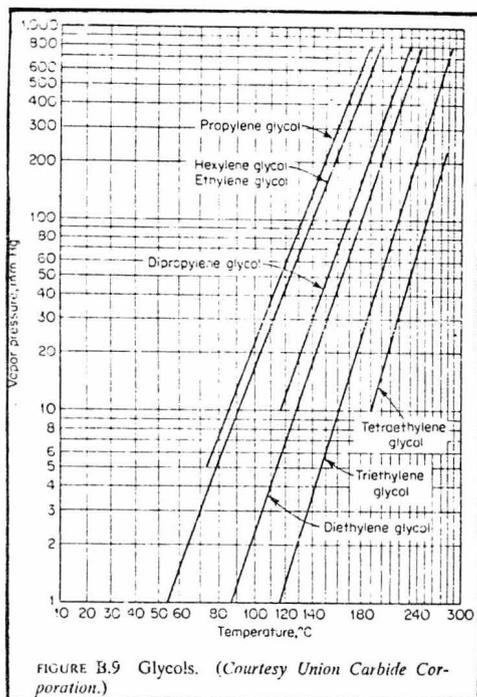


Figure 8-11. Empirical correlations of overall efficiencies for fractionation and absorption.

FIG. 7-4.- TEMPERATURAS DE EBULLICION A DIFERENTES
PRESIONES PARA GLICOLES.



CAIDA DE PRESION POR PLATO

$$\Delta H_{T \max} = h_w + h_{ow} + h_r + h_o$$

$$\Delta H_{T \min} = (h_w + h_{ow}) + h_o + h_r$$

$$h_{ow} = 0.48 F_w \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{0.67}$$

$$h_r = \frac{0.04 \sigma}{d_h}$$

$$h_o = 0.186 \frac{P_v}{P_L} \left(\frac{V_h}{C_o} \right)^2$$

donde:

$\Delta H_{T \max}$ = Caída de presión máxima por plato en pulgadas de líquido.

$\Delta H_{T \min}$ = Caída de presión mínima por plato.

h_w = Altura del dique, pulgadas.

h_{ow} = Altura de la cresta del líquido sobre el dique, pulg.

h_r = Caída de presión causada por la tensión del líquido, pulgadas de líquido.

h_o = Caída de presión causada por el paso de vapores, a través del orificio del plato.

σ = Tensión superficial del líquido en dinas/cm

P_L = Densidad del líquido lb/pie³.

d_h = Diámetro del plato, pulgadas.

V_h = Velocidad del vapor a través del orificio del plato, pies/seg.

C_o = Coeficiente del orificio.

F_w = Factor de corrección para el dique.

Q_L = Gasto del líquido en Gal/min.

L_w = Longitud del dique, pulgadas.

= Factor de Aereación en función de la densidad del líquido.

CAPITULO VIII

8.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- BROWN G. GEORGE
OPERACIONES BASICAS DE LA INGENIERIA QUIMICA.
EDITORIAL MARIN, S.A. (1965) P. 366-384
- 2.- FOUST S. ALAN
PRINCIPIO DE OPERACIONES UNITARIAS
EDITORIAL C.E.C.S.A. (1969) P. 109-113
- 3.- KERN Q. DONALD
PROCESOS DE TRANSFERENCIAS DE CALOR
EDITORIAL C.E.C.S.A. (1970) P. 530-547 y 567-585
- 4.- LUDWIG E. ERNEST
APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETRO-CHEMICAL PLANTS. VOL. 2
EDITORIAL GULF PUBLISHING COMPANY (1964) CAPITULOS I y III.
- 5.- M^CCABE L. W. & SMITH C.J.
UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING
EDITORIAL M^CGRAW HILL (1967) CAP. 19
- 6.- PERRY H. JOHN
CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK, 4a EDICION
EDITORIAL M^CGRAW HILL (1967) CAP. 16
- 7.- SHERWOOD K. THOMAS
A COURSE IN PROCESS DESIGN

EDITORIAL THE M.I.T. PRESS (1970) CAP. 8

8.- TREYBAL E. ROBERT

MASS TRANSFER OPERATIONS

EDITORIAL M^CGRAW HILL (1968) CAP. 9

9.- VAN WINKLE M.

DISTILLATION

EDITORIAL M^CGRAW HILL (1967) PAG. 237-261 y
502-535.