



300618  
12  
20

**UNIVERSIDAD LA SALLE .  
ESCUELA DE QUIMICA.  
INCORPORADA A LA U.N.A.M.**

*"DISEÑO , OPERACION Y CONSTRUCCION DE UN SISTEMA PARA  
DESTILACION FLASH DE MEZCLAS ETANOL-AGUA PARA EL LABORATORIO  
DE INGENIERIA QUIMICA DE LA UNIVERSIDAD LA SALLE."*

**TESIS PROFESIONAL  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**

**INGENIERO QUIMICO**

**PRESENTA**

**JAVIER LOPEZ GONZALEZ.**

**REVISOR DE TESIS: M.C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS.**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## INDICE

<b>CAPITULO I</b>	
1.1 INTRODUCCION. ....	1
1.2 EQUILIBRIOS LIQUIDO-VAPOR. ....	2
1.2.1 EQUILIBRIOS A PRESION CONSTANTE. ....	5
1.2.2 VOLATILIDAD RELATIVA. ....	8
1.2.3 EQUILIBRIOS A TEMPERATURA CONSTANTE. ....	9
1.2.4 SOLUCIONES IDEALES. ....	10
1.2.5 DESVIACIONES POSITIVAS DEL COMPORTAMIENTO IDEAL. ....	12
1.2.6 DESVIACIONES NEGATIVAS DEL COMPORTAMIENTO IDEAL. ....	14
1.2.7 DIAGRAMAS ENTALPIA- CONCENTRACION. ....	16
1.3 DESTILACION FLASH.(EVAPORACION INSTANTANEA) ....	19
1.3.1 DESTILACION FLASH ISOTERMICA. ....	20
1.3.2 DESTILACION FLAS ADIABATICA. ....	29
<b>CAPITULO II</b>	
2.1 DESCRIPCION DEL PROCESO. ....	34
2.2 LISTADO DE EQUIPO. ....	35
<b>CAPITULO III</b>	
<b>EXPERIMENTACION.</b>	
3.1 ARRANQUE DEL SISTEMA. ....	37
3.2 MUESTREO. ....	38
3.3 PARO DEL SISTEMA. ....	38
3.4 MEDICIONES EXPERIMENTALES. ....	39
3.4.1 TAMIZADO DE DATOS EXPERIMENTALES. ....	42
<b>CAPITULO IV</b>	
<b>CALCULOS.</b>	
4.1 ECUACIONES PRINCIPALES. ....	43
<b>CAPITULO V.</b>	
5.1 RESULTADOS POR CORRIDA EXPERIMENTAL (EJEM.CALCULO) ....	44
5.2 COMENTARIOS GENERALES A LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES. ....	51
5.3 CONCLUSIONES. ....	51
<b>CAPITULO VI</b>	
<b>DISEÑO DE PRACTICA.</b> ....	53
<b>CAPITULO VII</b>	
<b>BIBLIOGRAFIA.</b> ....	58
<b>APENDICES.</b>	

## CAPITULO I

### 1.1 INTRODUCCION.

Una de las ramas más importantes de la Ingeniería Química, es el estudio de las operaciones unitarias, de las cuales se pueden mencionar las operaciones de transferencia de masa, cuya característica principal, se puede resumir en la separación de compuestos, la cual, se realiza siempre por medio de un proceso físico, que puede ir desde un simple calentamiento, hasta llegar a agregar sustancias extrañas al compuesto a separar como sucede en la extracción líquido-líquido o en la lixiviación.

En este trabajo se pretende solamente avocarse a las operaciones de transferencia de masa que involucran el conocimiento de las propiedades físicas tales como el punto de ebullición de las sustancias a diferentes condiciones de presión, y más concretamente me refiero a la destilación, cuya característica principal se basa en separar dos o mas compuestos debido a los diferentes puntos de ebullición de los mismos.

Es obvio para el lector, que el proceso de destilación involucra una gran cantidad de variantes, ya sea por las características propias del equipo, o bien, por las sustancias involucradas, sin embargo, se hablará aquí exclusivamente sobre el proceso conocido como "Destilación Flash", que en realidad, es la base para comprender lo que es el proceso de destilación.

Para hacer un poco más simple el entendimiento de la destilación flash, se ha escogido la destilación de mezclas binarias (de dos componentes) quedando claramente especificado que los principios aquí expuestos, son igualmente aplicables para mezclas multicomponentes.

A fin de no idealizar el proceso a tratar, las sustancias escogidas son compuestos que forman mezclas no ideales y por lo tanto pueden presentar azeotropismo, es decir, no se pueden separar totalmente por medio de la destilación a ciertas condiciones de presión y temperatura.

Sin necesidad de mayores preámbulos, nos empezaremos a concentrar en el título de éste trabajo, haciendo patente que el objetivo de éste, es el de ayudar a la mejor comprensión de lo que es la destilación flash a todo estudiante de Ingeniería Química.

## 1.2 EQUILIBRIOS LIQUIDO - VAPOR.

Mucho se ha hablado de para que dos fases subsistan al mismo tiempo, éstas se deben de encontrar en "equilibrio", del significado de lo cual, poco realmente se entiende; para subsanar un poco ésta situación, y, dando una explicación simplista entiéndase que 2 fases están en equilibrio, cuando el mismo número de moléculas que pasan de la fase #1 a la fase #2, son el mismo número de moléculas que pasan de la fase #2 a la fase #1.

Por ejemplo, en la ebullición de un líquido, éste y un vapor se encuentran en equilibrio, si y sólo si, el mismo número de moléculas que se vaporizan, es el mismo número de moléculas que se condensan; es por ésto, que si alguna de las dos condiciones no se cumple, obtendremos únicamente vapor al calentar, o un líquido al enfriar.

Enfocándonos al equilibrio líquido-vapor, y empezando a profundizar un poco, es obvio que, para una sustancia pura, dicho equilibrio es una relación entre la presión y la temperatura, las cuales siguen las siguientes reglas:

- a) La temperatura  $T^V$  del vapor es igual a la temperatura  $T^L$  del líquido.
- b) La presión total ejercida por el vapor  $P^V$ , es igual a la presión total ejercida por el líquido  $P^L$ .
- c) La tendencia al escape del líquido al vapor, es exactamente igual a la tendencia al escape del vapor al líquido.

Es decir, el equilibrio existe si:  $T^V = T^L = T$ ,  $P^V = P^L = P$  y las tendencias al escape son iguales.

Sin embargo, para mezclas binarias, se debe considerar un variable adicional, la concentración, siendo la fracción mol la unidad más conveniente para éstos casos.

Suponiendo 2 componentes, A y B, se considerara "x" como la fracción mol en el líquido y "y" la fracción mol en el vapor del componente más volátil, en este caso A, y por lo tanto el componente menos volátil sera B. Así pues, la representación gráfica completa del equilibrio para mezclas binarias, requiere un diagrama tridimensional como el siguiente:

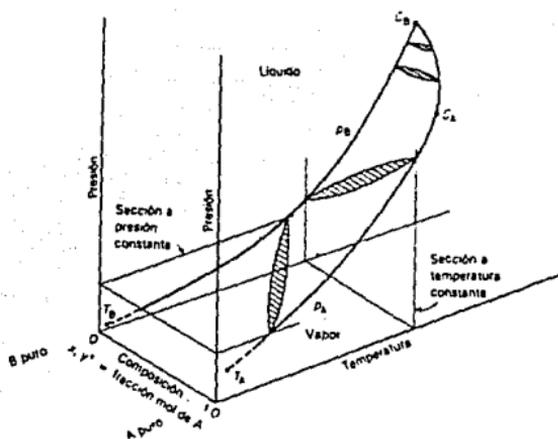


Figura # 1.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

La curva  $P_A$ , es la curva de la presión de vapor de A; cae totalmente en el plano de composición  $x=1$  y se extiende desde el

punto crítico Ca hasta el punto triple Ta, sucediendo lo mismo para el componente B.

Como se notará, a presión constante, la temperatura de ebullición de A ( $x=1$ ), es más baja que la de B (por ser más volátil), así también a temperatura constante, la presión de vapor de A ( $x=1$ ), es mayor que la de B; pero expliquemos un poco mejor lo anterior, comenzando por los equilibrios a presión constante.

### 1.2.1 EQUILIBRIOS A PRESION CONSTANTE.

Considerando una sección de presión constante de la figura #1 encontraremos lo siguiente:

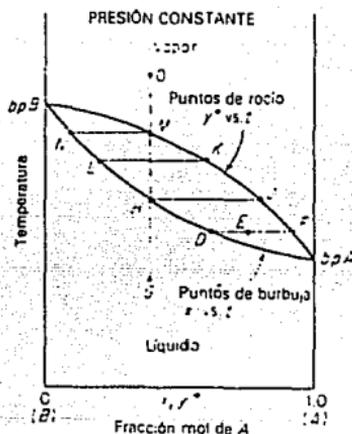


Figura # 2.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

Como ya se menciona, y como se ve, el equilibrio a presión constante para mezclas binarias se extiende desde la temperatura de ebullición de A, hasta la temperatura de ebullición de B; Obviamente la región con temperaturas más bajas corresponden la líquido, y similarmente temperaturas altas para el vapor, siendo la región ovoide, la zona de 2 fases, donde la temperatura E ( $T^E = T^D = T^F$ ), localizamos un vapor y un líquido saturado de composiciones  $y^*F$  y  $x^D$  correspondientes del componente A. Hay que recordar que el término "saturación", se utiliza como un sinónimo de equilibrio. Ahora bien, para conocer las moles totales en fase vapor y fase líquida, se utiliza la llamada regla de la palanca, donde :

$$\frac{\text{moles D}}{\text{moles F}} = \frac{\text{línea EF}}{\text{línea DE}}$$

Considérese una solución G en un recipiente cerrado a presión constante; si se calienta, la primera burbuja de vapor se forma en H y tiene la composición J más rica en la sustancia más volátil, por lo tanto, la curva inferior de la figura #2 se llama curva de temperatura del "punto de burbuja"; Al irse evaporando más mezcla, y disminuir la composición de A en el líquido, la temperatura de ebullición será más cercana a B, e intermediariamente se irán formando mezclas con composiciones tales como L y K hasta que la última gota del líquido de evapora en M con la composición N, y el sobrecalentamiento del vapor llegará a O; Así pues, la evaporación ocurrió en un rango de temperaturas HM, a diferencia de una temperatura para una sustancia pura única.

Con lo anterior, se puede deducir que los equilibrios líquido - vapor se pueden representar sobre un diagrama de composición  $y^*$  vs  $x$ , donde P representa la línea de unión DF :

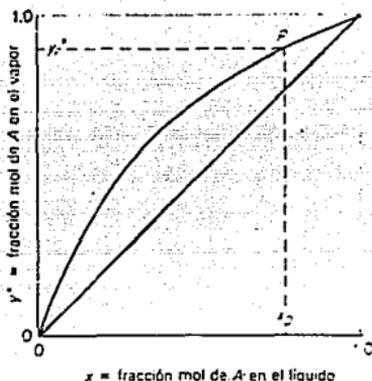


Figura # 3

(Treybal H. Robert, Op. transf. masa 3a Ed.)

Hay que mencionar, que si el anterior experimento se realiza en un recipiente abierto, dejando escapar los vapores a la atmósfera, el líquido se volverá cada vez más pobre en el componente más volátil y por lo que en la figura #2, seguirá la curva de puntos de burbuja hacia N.

Cabe decir, que a presiones mayores, la sección ovoide de la figura #2 irá ascendiendo, pues los puntos de ebullición se irán incrementando, hasta lo que sería la presión crítica, en donde la distinción entre el líquido y vapor no existe. Así, a presiones mayores se puede representar el anterior fenómeno de la siguiente manera:

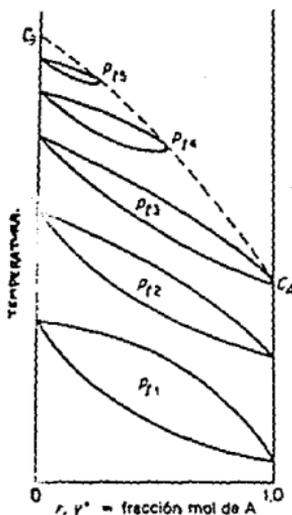


Figura # 4.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

### 1.2.2 VOLATILIDAD RELATIVA. ( $\alpha$ )

Se ha llamado " volatilidad relativa " , a la facilidad de separar 2 componentes por medio de la destilación. Numéricamente la volatilidad relativa se define como el cociente de las relaciones

molares del componente más volátil en el vapor entre el líquido:

$$\alpha = \frac{y^* / (1 - y^*)}{x / (1 - x)} = \frac{y^*}{x} \quad (\text{Ec.1.1})$$

Donde gráficamente, la volatilidad relativa, es el grado de separación de la curva de equilibrio del componente más volátil con respecto a la diagonal en un diagrama  $y^*$  vs  $x$ ; Si se analiza la definición numérica, se puede concluir que si  $\alpha=1$ , entonces la separación no será posible, mientras que la separación será mejor si  $\alpha \gg 1$ , y la curva de equilibrio se encuentra más separada de la diagonal.

### 1.2.3 EQUILIBRIOS A TEMPERATURA CONSTANTE.

Un caso típico de éstos equilibrios se muestra en la siguiente figura:

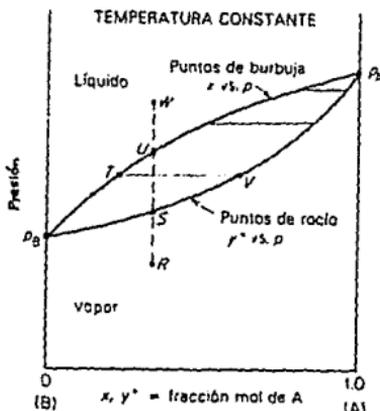


Figura # 5.  
(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

Como se nota, el componente más volátil, es el que presenta la mayor presión de vapor, pues su tendencia al escape es mayor. Es necesario mencionar, que todos los datos de equilibrio líquido-vapor, solo se obtienen en forma experimental, a excepción de las soluciones ideales.

#### 1.2.4 SOLUCIONES IDEALES.

Estas surgen cuando se sigue la ley de Rault, donde:

$$p_a = P_a \cdot x \quad (\text{Ec.1.2})$$

Siendo "p<sub>a</sub>" la presión parcial del componente A en el vapor, "P<sub>a</sub>" la presión de vapor de A, la cual solo es función de la temperatura, y "x" la fracción mol de A en el líquido. Así, para 2 fases con 2 componentes, podemos plantear las siguientes ecuaciones:

$$P \cdot y_a = P_a \cdot x_a \quad (\text{Ec.1.3})$$

$$P \cdot y_b = P_b \cdot x_b \quad (\text{Ec.1.4})$$

$$y_a + y_b = 1 \quad (\text{Ec.1.5})$$

$$x_a + x_b = 1 \quad (\text{Ec.1.6})$$

Donde "P" es la presión total.

Si idealmente:

$$P = p_a + p_b \quad (\text{Ec.1.7})$$

Por lo tanto:

$$P = P_a \cdot x_a + P_b \cdot x_b \quad (\text{Ec.1.8})$$

$$P = P_a \cdot x_a + P_b \cdot (1 - x_a) \quad (\text{Ec.1.9})$$

$$x_a = \frac{P - P_b}{P_a - P_b} \quad (\text{Ec.1.10})$$

Si se utiliza la ecuación 1.3 para hallar la composición en equilibrio en el vapor:

$$y_a = \frac{P_a \cdot x_a}{P} \quad (\text{Ec.1.11})$$

Así pues, si se fija la presión total P, se pueden obtener datos de equilibrio  $x_a, y_a$  para cada temperatura que este entre las temperaturas de ebullición  $T_A$  y  $T_B$ .

Sin embargo, no todas las soluciones se comportan idealmente, para lo cual es necesario que las energías libres molares parciales sean iguales, y más concretamente las fugacidades en el vapor y el líquido sean iguales:

$$f_i^L = f_i^V \quad (\text{Ec.1.12})$$

Siendo la anterior ecuación deducida de:

$$\phi_i^V \cdot f_i^V \cdot y_i^V = \gamma_i^L \cdot f_i^L \cdot x_i^L \quad (\text{Ec.1.13})$$

Donde:

$f_i^V, f_i^L$  = Fugacidades del componente puro en el vapor y líquido (actividad) respectivamente a P y T determinadas.

$y_i^V, x_i^L$  = Fracciones mol del componente i en el vapor y el líquido respectivamente.

$\phi_i^V, \gamma_i^L$  = Coeficientes de fugacidad en el vapor y de actividad en el líquido.

Generalmente se ha asumido un comportamiento ideal del vapor y por lo tanto  $\phi_i^V = 1$ , por lo que la ecuación 1.13 queda como:

$$y_i = \gamma_i^L \cdot K_i \cdot x_i \quad ; \quad K_i = f_i^L / f_i^V \quad (\text{Ec.1.14})$$

Siendo la anterior ecuación conocida como la "ley de Henry", la cual establece que para un intervalo muy corto de temperaturas para soluciones ideales y generalmente diluidas, la composición de

el vapor en el equilibrio es directamente proporcional a la composición del líquido por medio de un coeficiente llamado de distribución. Ahora bien, si consideramos también la idealidad en el líquido,  $\gamma_i^L = 1$ , entonces la ecuación 1.14 queda como :

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad (\text{Ec.1.15})$$

Algunas veces se ha considerado  $K_i$  como el producto  $\gamma_i^L \cdot K_i$ , de la ecuación 1.14, lo cual es muy diferente de  $K_i$  de la ecuación 1.15.

Si el efecto de la presión total sobre la fugacidad del líquido (actividad) es despreciada cuando se acerca a la presión de vapor del componente puro  $i$ , entonces:

$$P_i = f_i^L = f_i^V$$

Siendo  $P_i$  la presión de vapor de  $i$ . Asumiendo que el vapor actúa como un gas perfecto ( $PV = nRT$ ), entonces se llega a la ley de Raoult, siendo para soluciones ideales:

$$\alpha = P_a / P_b \quad (\text{Ec.1.16})$$

#### 1.2.5 DESVIACIONES POSITIVAS DEL COMPORTAMIENTO IDEAL.

Antes de continuar y como anteriormente se mencionó, un azeótropo se define como una mezcla de dos componentes que a determinadas condiciones de temperatura y presión, no pueden ser separados por medio de la destilación, pues la composición en el vapor y el líquido en el equilibrio son iguales, ahora bien, cuando la presión total es mayor a la calculada por la forma ideal (Ec.1.8), se dice que existe una desviación positiva.

La mayoría de las mezclas son de este tipo, debido a que las presiones parciales reales, son mayores a las ideales, aunque

cuando cada componente tienda a ser puro ( $x \rightarrow 1$ ), las presiones parciales ideales y reales tienden a ser iguales, y, el caso del Etanol-agua es el típico de este tipo de azeótropos. Cabe mencionar, que cuando las presiones de vapor de los 2 componentes son muy cercanas y las desviaciones son altas, a presión constante se crea una " Mezcla azeotrópica de punto de ebullición mínimo" (Temperatura de ebullición constante); Para mejor entendimiento de lo anterior, observemos las siguientes figuras:

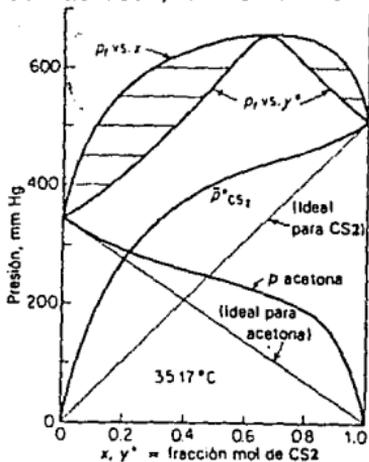


Figura # 6.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

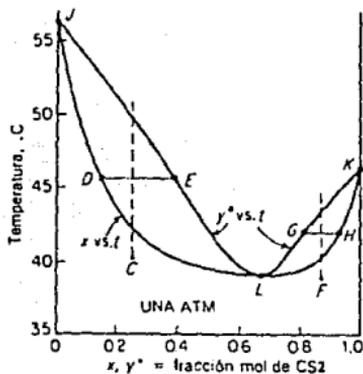


Figura # 7.

Donde el punto L de la figura #7 representa al azeótropo, y el vapor y líquido poseen la misma composición en el componente más volátil y por lo tanto, punto de ebullición constante.

Observando la figura #7, el vapor E es más rico en el componente más volátil (comportamiento normal), y el vapor G menos rico en el componente más volátil (comportamiento anormal), resultando una grafica de  $y^*$  vs  $x$ , de la siguiente forma:

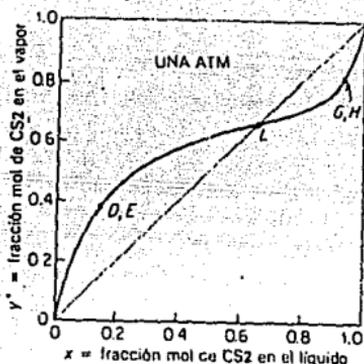


Figura # 8.

(Treybal H. Robert, Op. transf. masa 3a Ed.)

En este tipo de azeótropos se puede eliminar disminuyendo la presión total, y en su defecto reducir la zona de comportamiento anormal cuando  $x \rightarrow 1$ .

#### 1.2.6 DESVIACIONES NEGATIVAS DEL COMPORTAMIENTO IDEAL.

Al contrario de las desviaciones positivas, las desviaciones negativas se presentan cuando la presión total real es menor que la ideal, es decir, las presiones parciales reales son menores que las ideales, y cuando éstas desviaciones son grandes, surgen azeótropos de "punto de ebullición máximo", los cuales son menos comunes que los de ebullición mínima.

La representación gráfica de este fenómeno es:

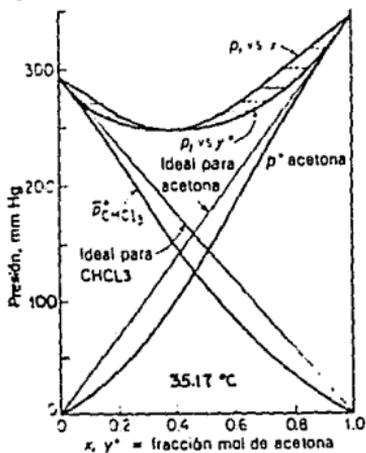


Figura # 9.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

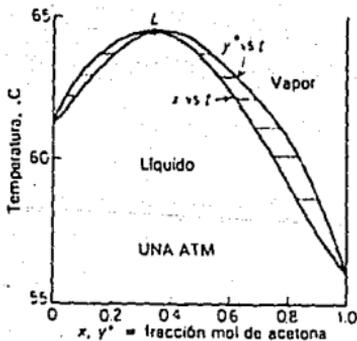


Figura # 10.

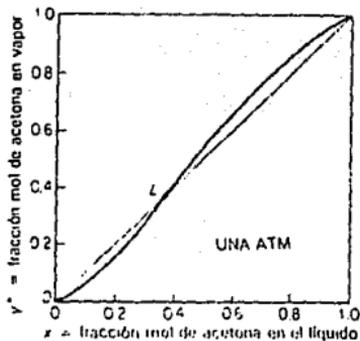


Figura # 11.

### 1.2.7 DIAGRAMAS ENTALPIA-CONCENTRACION.

Los equilibrios binarios encuentran también una representación gráfica con la Entalpia, para tal efecto, se necesita del cálculo de la entalpia del líquido  $H_L$  y del vapor  $H_G$ .

Comenzaremos por el cálculo de la Entalpia del líquido:

$$H_L = C_{pL} \cdot (T_L - T_0) \cdot P_{Mprom} + AHS \quad (\text{Ec.1.17})$$

Consideraciones:

- I)  $C_{pL}$  = Capacidad calorífica de la solución (energía/mol °C)
- II)  $C_{pL}$  ideal =  $C_{pa} \cdot x_a + C_{pb} \cdot x_b$
- III)  $AHS$  = Calor de disolución a  $T_0$  (energía/mol sol.). Se considerará para mezclas ideales = 0, y negativo (-) cuando desprenda calor al mezclarse.

Ahora bien, para el cálculo de la Entalpia del vapor, se puede suponer que los líquidos puros se calientan por separado a la temperatura  $T_G$  (Punto de rocío), mezclando posteriormente los vapores. Por lo que resulta:

$$H_G = y \cdot a \cdot (C_{pLa} \cdot P_{Ma} \cdot (T_G - T_0) + \lambda_a \cdot P_{Ma}) + (1 - y \cdot a) \cdot (C_{pLb} \cdot P_{Mb} \cdot (T_G - T_0) + \lambda_b \cdot P_{Mb}) \quad (\text{Ec.1.18})$$

Donde:

- $\lambda_a, \lambda_b$  = Calores latentes de vaporización (energía/mol)  
 $C_{pLa}, C_{pLb}$  = Capacidades caloríficas de los compuestos puros. (energía/mol °C)  
 $P_{Ma}, P_{Mb}$  = Pesos moleculares de los compuestos puros.

Realizando los anteriores cálculos, para los datos de equilibrio  $x, y^*$ , encontramos las siguientes figuras:

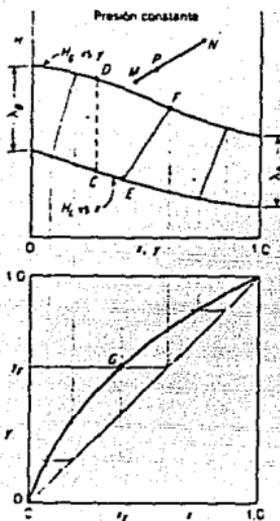


Figura # 12.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

En la figura anterior para evaporar la solución C, se requiere de un calor  $(HD - HC)$ , siendo la línea EF, una línea de unión de los líquidos y vapores en equilibrio; Esta línea de unión se ve representada por el punto G en la grafica  $y^* vs x$ .

Suponiendo que los puntos M y N existan, P será el resultado del mezclado adiabático de M y N. Haciendo un balance de materia global tenemos:

$$M + N = P \quad (\text{Ec.1.19})$$

Y para el componente A:

$$M.z_m + N.z_n = P.z_p \quad (\text{Ec.1.20})$$

Un balance de energía será:

$$M.H_m + N.H_n = P.H_p \quad (\text{Ec.1.21})$$

Sustituyendo la ecuación 1.19 en 1.20 y 1.21, y haciendo la relación M/N tenemos:

$$\frac{M}{N} = \frac{z_n - z_p}{z_p - z_m} = \frac{H_n - H_p}{H_p - H_m} \quad (\text{Ec.1.22})$$

Lo cual es la ecuación de la recta MPN.

### 1.3 DESTILACION FLASH.

Este proceso también conocido como "Evaporación instantánea", es una operación en una sola etapa, ya sea por adición de calor o reducción de presión.

Para lograr la evaporación instantánea, se requiere que la mezcla a destilar se encuentre entre los puntos de rocío y burbuja. Si se deja a la mezcla alcanzar el equilibrio, es posible separar la fase vapor de la fase líquida, logrando que el componente más volátil se concentre en la fase vapor.

Para la determinación del punto de burbuja se debe cumplir:

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad ; \quad \sum y_i = 1$$

Y para el punto de rocío:

$$x_i = y_i / K_i \quad ; \quad \sum x_i = 1$$

En donde  $K_i$ , es conocida como el coeficiente de distribución, y para calcular cada temperatura (rocío y burbuja), se logra por tanteo y error. Una ayuda para éstos cálculos, es considerar la siguiente ecuación de cálculo de K (Chem.Eng.Oct,29.1973).

$$\ln K = a_1 \cdot (1/T^2) + a_2 \cdot (1/T) + a_3 \cdot (\ln T) + a_4 \cdot T + a_5 \cdot T^2 + a_6 + b_1 \cdot (\ln P) + b_2 \cdot (1/P^2) + b_3 \cdot (1/P) + b_5 \cdot (\ln P)^3 + b_6 \cdot P$$

Donde  $a_1, a_2, a_3, \dots, b_1, b_2, \dots, b_6$ , son constantes, T temperatura y P presión.

Ahora bien, el equipo utilizado para la destilación flash, es en realidad muy sencillo en comparación con otras destilaciones:

### 1.3.1 DESTILACION FLASH ISOTERMICA.

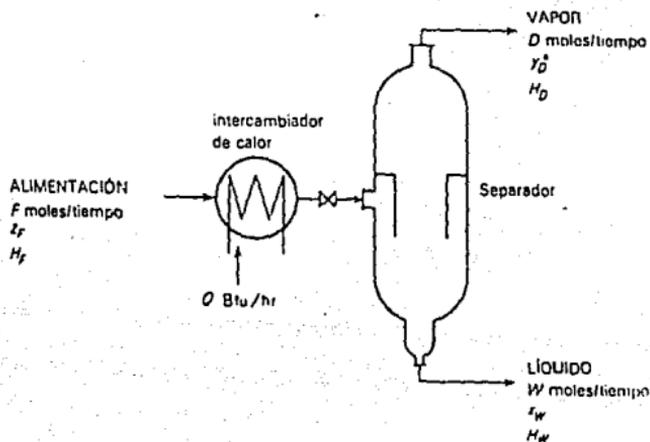


Figura # 13.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

Como se observa en la figura anterior, se tienen cambiadores de calor, cuya función es la de proporcionar la energía necesaria para que la mezcla a destilar alcance una temperatura entre el punto de rocío y burbuja, siendo la representación de lo anterior en un diagrama H vs  $x, y^*$  :

(Ver página siguiente)

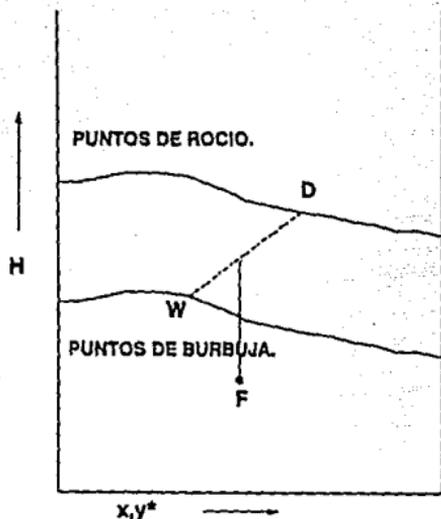


Figura # 14.

El uso de válvulas de control también existe en éstos equipos, en donde por lo general, se utilizan para controlar flujos, o reducir presión. (Procedimiento utilizado en ocasiones para la destilación flash).

La función del tanque separador, es, como su nombre, separar la fase vapor de la fase líquida, para lo cual presenta un área de flujo mayor que la tubería; Dicha área es función de la velocidad de diseño del tanque, la cual debe ser tal, que no arrastre líquido en la fase gaseosa. Para evitar lo anterior, los tanques separadores son de dos tipos: Horizontales y Verticales, los primeros se utilizan cuando la cantidad de líquido a separar es

grande, y los segundos, cuando la cantidad de líquido es menor. La altura de los separadores se puede reducir utilizando mallas eliminadoras de arrastre para la salida de los vapores:

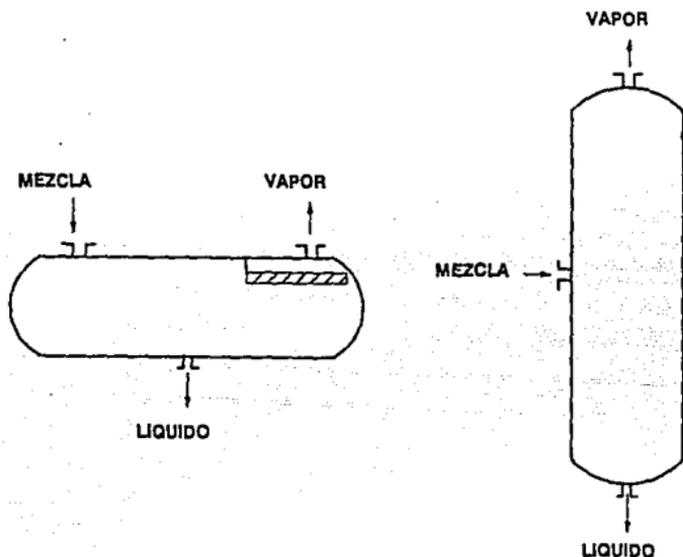


Figura # 15.

(Treybal H. Robert, Op. transf. masa 3a Ed.)

Generalmente los problemas de destilación flash, son del siguiente tipo: Una alimentación, de una composición determinada, será vaporizada a cierta presión y temperatura; La determinación de la moles totales de vapor y líquido formados, y las composiciones de cada uno de ellos son requeridas.

Para visualizar un poco mejor lo anterior, y basándonos en la figura #13, se tendrán los siguientes balances de materia y

energía:

Balance de materia:

$$\text{Total:} \quad F = D + W \quad (\text{Ec.1.23})$$

$$\text{Por componente:} \quad F.zf = D.zd + W.xw \quad (\text{Ec.1.24})$$

$$\text{Balance de energía:} \quad F.Hf = D.Hd + W.Hw \quad (\text{Ec.1.25})$$

Resolviendo las anteriores ecuaciones para hallar la relación

Líquido/Vapor de la destilación:

$$\begin{aligned} (D + W).zf &= D.zd + W.xw & (1.23 \text{ en } 1.24) \\ D.zf + W.zf &= D.zd + W.xw \end{aligned}$$

$$- \frac{W}{D} = \frac{zd - zf}{xw - zf} \quad (\text{Ec.1.26})$$

$$\begin{aligned} (D + W).Hf + Q &= D.Hd + W.Hw & (1.23 \text{ en } 1.25) \\ D.Hf + W.Hf + Q &= D.Hd + W.Hw \\ W.(Hf - Hw) + Q &= D.(Hd - Hf) \end{aligned}$$

$$- \frac{W}{D} = \frac{Hd - Hf + Q}{Hw - Hf} \quad (\text{Ec.1.27})$$

Las ecuaciones 1.26 y 1.27 representan una recta a través de las coordenadas  $Hd, zd$  que representan a  $D$ ,  $Hw, xw$  representando a  $W$ , y  $(Hf + Q/F), zf$  que representa la mezcla después que abandona el intercambiador de la figura #13, con lo cual tenemos:

(Ver página siguiente)

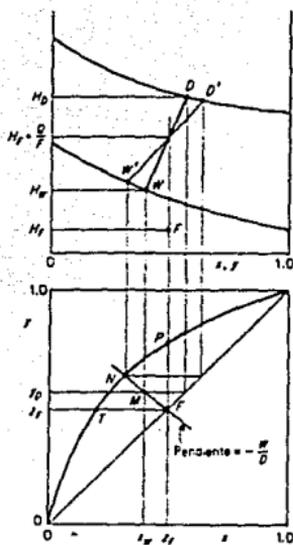


Figura # 16.

(Treybal H. Robert, Op.transf.masa 3a Ed.)

La pendiente de la recta será negativa, pues  $x_w$  será siempre menor que  $z_f$  para el componente más volátil A.

Si en la figura #16 D y W alcanzaran el equilibrio, estarían representados por  $W'$  y  $D'$  en el diagrama de H vs.  $x, y$  y como N, en el diagrama de  $y^*$  vs.  $x$ .

Ahora bien un procedimiento ordenado para resolver los sistemas de destilación flash sería el siguiente:

1) Cálculo de las moles de vapor y de líquido formados por el proceso flash. (Considerando todos los componentes volátiles.)

Dada una alimentación de una composición determinada y una temperatura  $T_f$ , la cual debe de encontrarse entre la temperatura de rocío y el punto de burbuja de la mezcla para entonces satisfacer las siguientes condiciones:

$$\sum_{i=1}^p K_{Fi} \cdot x_i - 1 > 0 \quad (\text{Para el punto de burbuja})$$

$$\sum_{i=1}^p y_i / K_{Fi} - 1 > 0 \quad (\text{Para el punto de rocío})$$

Y ser posible por lo tanto, separar la alimentación en 2 fases a las condiciones de  $T_f, P_f$ . Como es de notarse, para saber a que temperatura se debe de alimentar, se necesit calcular el punto de rocío y de burbuja utilizando los siguientes requisitos:

Para el punto de burbuja:

$$\sum_{i=1}^p K_{Fi} \cdot x_i - 1 = 0 \quad (\text{Ec.1.28})$$

Para el punto de rocío:

$$\sum_{i=1}^p y_i / K_{Fi} - 1 = 0 \quad (\text{Ec.1.29})$$

O bien utilizar alguna otra función error que converga más rapido para el anterior cálculo.

Una vez hallada la temperatura  $T_f$  en la que subsisten las 2 fases, se siguen los siguientes balances para cada  $i$  componente:

$$F \cdot x_{Fi} = D \cdot z_{Di} + W \cdot x_{wi} \quad (\text{Ec.1.30})$$

Como la destilación flash se considera un proceso de equilibrio:

$$F \cdot x_{Fi} = D \cdot z_{Di} + W \cdot (z_{Di} / K_{Fi})$$

Por lo tanto:

$$z_{Di} = \frac{F \cdot x_{Fi}}{D + W / K_{Fi}}$$

Como  $F=D+W$  ;  $D=F-W$

$$z_{Di} = \frac{F \cdot x_i}{F - W + W/K_{Fi}}$$

Dividiendo entre  $F$  el numerador y el denominador:

$$z_{Di} = \frac{x_i}{1 - (W/F)(1 - 1/K_{Fi})} \quad (\text{Ec.1.31})$$

Siendo  $W/F$  la incognita primaria resolver, la llamaremos  $\phi$ , y haciendo la ecuación 1.31 para todos los componentes, se tiene:

$$1 = \sum_{i=1}^n \frac{x_{Fi}}{1 - \phi (1 - 1/K_{Fi})} \quad (\text{Ec.1.32})$$

Por lo que:

$$f(\phi) = \sum_{i=1}^n \frac{x_{Fi}}{1 - \phi (1 - 1/K_{Fi})} - 1 \quad (\text{Ec.1.33})$$

Como se notará  $W/F = \phi$  se encontrara cuando se escoja un valor  $0 \leq \phi < 1$  tal que  $f(\phi) = 0$ , pues si  $\phi = 0$ , significa que toda la alimentación se vaporizó, y si  $\phi = 1$ , que toda la alimentación continua como líquido, es decir no hubo destilación flash.

Ahora bien, para poder utilizar el método de Newton de 1er.orden como antes se menciona, se necesita calcular  $f'(\phi)$  la cual estará dada por la siguiente ecuación:

$$f'(\phi) = \sum_{i=1}^n \frac{\left(1 - \frac{1}{K_{Fi}}\right)(x_{Fi})}{\left[1 - \phi \left(1 - \frac{1}{K_{Fi}}\right)\right]^2} \quad (\text{Ec.1.34})$$

Como se observa, ésta última ecuación solo tiene 2 raíces con significado físico  $\phi = 0$  y la respuesta  $\phi = \phi_r$ . Si  $\phi = 0$ , implica  $f(\phi) = 0$ ,  $f'(\phi) < 0$  y si  $\phi = 1$ ,  $f'(\phi) > 0$ , por lo tanto existirá un mínimo en  $\phi = 0$  lo cual en una gráfica será:

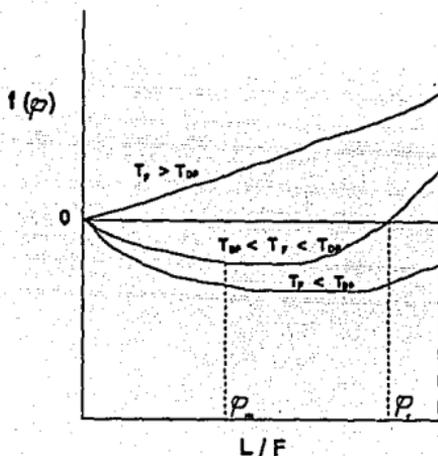


Figura # 17,

(Holland D., Destillation, 2a Ed.)

Por lo tanto, si se considera  $\phi = 1$  como primera opción para el método de Newton, éste convergerá en  $\phi_r$ , y  $f'(\phi)$  será positiva y se satisfará que  $\phi_r < \phi < 1$ . Si se tomara el valor de  $\phi < \phi_m$ , la ecuación del método de Newton solo convergiría en  $\phi = 0$ , lo cual significaría la no separación, siendo esto físicamente erróneo. En la figura # 17 también se muestra que pasaría con  $f(\phi)$  si

$T_F > T_{DP}$  y  $T_F < T_{BP}$  (DP = punto de rocío, BP = punto de burbuja.)

2) Cálculo de las moles de vapor y líquido formados por el proceso de destilación flash con compuestos ligeros y pesados.

Cuando la alimentación contiene compuestos pesados y volátiles, la función  $f(\phi)$  toma la forma:

$$f(\phi) = \sum_{i \in H} \frac{x_{Fi}}{1 - \phi(1 - 1/K_{Fi})} - 1 \quad (\text{Ec.1.35})$$

Donde se entiende que para los ligeros  $1/K_{Fi} = 0$ .

Así pues, se puede obtener una solución real para la anterior ecuación considerando que:

$$\sum_{i \in L} x_{Fi} > \phi > x_{XF} \quad \chi = \text{comp. pesados.}$$

Donde  $x_{Fi}$  representa los compuestos líquidos volátiles pesados en la alimentación;  $x_{XF}$  solo los líquidos pesados.

Para una alimentación con compuestos volátiles ligeros, existe una solución física de  $\phi$  la cual cumple  $f(\phi) = 0$  con  $T_F < T_{DP}$  y por lo tanto  $0 < T_F < T_{DP}$ ,  $\phi > 0$  con los siguientes límites:

$$\sum_{i \in L} x_{Fi} > \phi > 0$$

Similarmente para compuestos pesados volátiles en una sola fase, existe una solución física de  $\phi$  dando la temperatura de flasheo arriba de la temperatura de burbuja. Por lo tanto  $T_{BP} < T_F < \infty$ ; será hallada entre los siguientes límites:

$$\sum_{i \in X} x_{Fi} < \phi < 1$$

Para poder utilizar el método de Newton, se tiene la siguiente ecuación para calcular la inicial para la función  $f(\ )$  :

$$Q = \sum_{i=1}^n \frac{F x_{pi}}{P} = \sum_{i=1}^n x_{pi} \quad (\text{Ec.1.36})$$

### 1.3.2 DESTILACION FLASH ADIABATICA.

Esta es una destilación que requiere de un estudio aparte de lo que es la destilación flash común, pues involucra los requerimientos de entalpia para su desarrollo.

Por lo general, se presentan dos problemas a resolver:

- A) Dada la temperatura y presión del proceso, calcular la temperatura de alimentación.
- B) Dada la temperatura y presión del proceso, calcular la temperatura de alimentación y la cantidad de líquido separado.

Analizaremos cada problema por separado:

- 1) Determinación de la temperatura de alimentación para que la destilación flash ocurra a una temperatura y presión determinadas.

Lo primero aquí es calcular las moles de vapor formadas y sus correspondientes composiciones. Así pues, la entalpia del vapor y el líquido serán:

$$H_V = \sum_{i=1}^n H_{Vi} Z_{Di} \quad (\text{Ec.1.37})$$

$$H_L = \sum_{i=1}^n H_{Li} x_{wi} \quad (\text{Ec.1.38})$$

Por lo tanto, la entalpia de la alimentación debe ser:

$$H_P = H_V \left( \frac{V}{P} \right) + H_L \left( \frac{L}{P} \right) \quad (\text{Ec.1.39})$$

Con esto, el problema se reduce a encontrar la temperatura que satisfaga la anterior ecuación, suponiendo que  $V/F$  se conoce.

2) Determinación de la temperatura de alimentación y la cantidad de alimentación separada cuando la presión y la entalpia del proceso son determinadas.

Para tal efecto, utilizaremos el método de Newton con la siguiente variante: Uso de  $\frac{V}{F}$  en lugar de  $\frac{L}{F}$ .

Si en la ecuación 1.30 sustituimos  $Z_{Di} = K_{pi} \cdot x_{wi}$  se obtendrá:

$$F x_{Fi} = V K_{pi} x_{wi} + L x_{wi} \quad (\text{Ec.1.40})$$

Por lo tanto:

$$x_{wi} = \frac{F x_{Fi}}{V K_{pi} + L}$$

Si  $L = F - V$ :

$$x_{wi} = \frac{F x_{Fi}}{V K_{pi} + F - V} = \frac{F x_{Fi}}{F - V(1 - K_{pi})}$$

Dividiendo numerador y denominador entre F:

$$x_{wi} = \frac{x_{Fi}}{1 - \frac{V}{F}(1 - K_{pi})} \quad (\text{Ec.1.41})$$

Para todos los componentes y haciendo  $\frac{V}{F} = \delta$ :

$$1 = \sum_{i=1}^n \frac{x_{Fi}}{1 - \delta(1 - K_{pi})}$$

Haciendo la anterior ecuación como la función error para hallar  $\delta$  por el método de Newton-Rapson:

$$f(\delta) = \sum_{i=1}^n \frac{x_{Fi}}{1 - \delta(1 - K_{pi})} - 1 \quad (\text{Ec.1.42})$$

Derivando:

$$f'(\delta) = \sum_{i=1}^n \frac{x_{Fi}}{[1 - \delta(1 - K_{pi})]^2} \quad (\text{Ec.1.43})$$

Ahora bien, utilizando la ecuación 1.37 y multiplicando por V:

$$V H_V = \sum_{i=1}^n H_V V Z_{Di}$$

De la ecuación 1.30:

$$V z_{Di} = F x_{Fi} - L x_{Wi}$$

Utilizando las dos ecuaciones anteriores :

$$V H_V = F \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} - L \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Wi} \quad (\text{Ec.1.44})$$

Donde:

$$\sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} = \text{Entalpia de una mol de vapor, evaluada a la composici3n de la alimentaci3n y la temperatura del flash.}$$

$$\sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Wi} = \text{Entalpia de una mol de vapor, evaluada a la composici3n del lquido formado y a la temperatura del flash.}$$

Multiplicando la ec.1.39. por F y sustituyendo en ec.1.44 :

$$F H_F = F \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} - L \left[ \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Wi} - H_L \right] \quad (\text{Ec.1.45})$$

Por lo tanto :

$$H_F = \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} - \frac{L}{F} \left[ \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Wi} - H_L \right]$$

$$\frac{L}{F} = 1 - \frac{V}{F} = 1 - \delta = \varphi$$

$$H_F = \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} - (1 - \delta) \left[ \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Wi} - H_L \right] \quad (\text{Ec.1.46})$$

Sustituyendo ec.1.41 y 1.46:

$$H_F = \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} - (1 - \delta) \left[ \sum_{i=1}^n \left( H_{Vi} \frac{x_{Fi}}{1 - \delta(1 - K_{Fi})} \right) - H_L \right]$$

$$H_L = \sum_{i=1}^n H_{Li} x_{Wi} \quad H_V - H_L = \lambda$$

$$H_F = \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} - (1 - \delta) \left[ \sum_{i=1}^n H_{Vi} \frac{x_{Fi}}{1 - \delta(1 - K_{Fi})} - \sum_{i=1}^n H_{Li} \frac{x_{Fi}}{1 - \delta(1 - K_{Fi})} \right]$$

$$H_F = \sum_{i=1}^n H_{Vi} x_{Fi} - (1 - \delta) \left[ \sum_{i=1}^n \frac{\lambda x_{Fi}}{1 - \delta(1 - K_{Fi})} \right]$$

Convirtiendo la anterior ecuación en función error :

$$f_2(\delta) = 1 - \delta \left[ \sum_{i=1}^n \frac{\lambda_i x_{pi}}{1 - \delta(1 - K_{pi})} \right] + \sum_{i=1}^n \frac{K_{pi} x_{pi}}{1 - \delta(1 - K_{pi})} \quad (\text{Ec. 1.47})$$

Hasta ahora se han hallado las ecuaciones que representan una función error para el balance de materia y energía,  $f(\delta)$  y  $f_2(\delta)$  respectivamente, las cuales al resolverse simultáneamente por el método de Newton Raphson en  $f(\delta) = 0$  y  $f_2(\delta) = 0$  se hallarán  $\delta$  y  $T$ .

Para tal efecto se considerará :

$$\frac{\partial f(\delta)}{\partial \delta} = f'(\delta) \quad \frac{\partial f_2(\delta)}{\partial \delta} = -\delta \sum_{i=1}^n \frac{x_{pi} \left( \frac{dK_{pi}}{d\delta} \right)}{[1 - \delta(1 - K_{pi})]^2}$$

$$\frac{\partial f_2(\delta)}{\partial \delta} = \sum_{i=1}^n \frac{\lambda_i x_{pi} K_{pi}}{1 - \delta(1 - K_{pi})}$$

$$\frac{\partial f_2(\delta)}{\partial T} = 1 - \delta \left[ \sum_{i=1}^n \frac{x_{pi} \left( \frac{dK_{pi}}{dT} \right)}{1 - \delta(1 - K_{pi})} \right] - \sum_{i=1}^n \frac{x_{pi}}{T} \frac{\partial K_{pi}}{\partial T}$$

Si para un Newton Raphson de 2o orden se pueden lograr las ecuaciones lineales, se tendrá:

$$0 = f(\delta) - \left( \frac{\partial f(\delta)}{\partial \delta} \right) \Delta \delta + \left( \frac{\partial f(\delta)}{\partial T} \right) \Delta T$$

$$0 = f_2(\delta) - \left( \frac{\partial f_2(\delta)}{\partial \delta} \right) \Delta \delta - \left( \frac{\partial f_2(\delta)}{\partial T} \right) \Delta T$$

Y se resuelve para  $\Delta \delta$  y  $\Delta T$ , donde :

$$\Delta \delta = \delta_{n+1} - \delta_n ; \quad \delta_{n+1} = \delta_n + \Delta \delta$$

$$\Delta T = T_{n+1} - T_n ; \quad T_{n+1} = T_n + \Delta T$$

Siendo los primeros valores para calcular las derivadas  $\delta = \delta_n$  y  $T = T_n$ .

El primer valor de  $\delta = 1$  y  $T_{BP} < T_1 < T_{DP}$ . Si en algún momento del cálculo,  $\delta_{n+1}$  resulta negativa, ésta se descartará y será :

$$\delta_{n+1} = \frac{\delta_n + \delta_n}{2}$$

Ahora bien, si  $T_{n+1}$  resulta  $T_{n+1} > T_{DP}$  o  $T_{n+1} > T_{BP}$ , ésta se descartará y:

$$T_{n+1} = \frac{T_n + T_{BP}}{2} \quad \text{o} \quad T_{n+1} = \frac{T_n + T_{DP}}{2}$$

## CAPITULO II

### 2.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.-

El sistema consta de los siguientes equipos:

- 1) 1 Tanque flash
- 2) 1 Vaporizador tipo doble serpentín.
- 3) 1 Condensador tipo doble serpentín.
- 4) 2 Subenfriadores tipo doble serpentín.
- 5) 1 Tanque "Buffer" para alimentación.
- 6) 1 Bomba centrífuga.

El proceso se inicia con la alimentación de la mezcla etanol-agua que existe en el tanque R-101 hacia el vaporizador C-102 por medio de la bomba B-101; el control de flujo de la alimentación es por medio del rotámetro FIC-101 para cuando la mezcla que se alimenta sea de 50%(peso) en etanol y agua o por medio del by-pass para otras concentraciones, siendo lo máximo permitido para ambos casos hasta 2 l/min a vaporizarse totalmente.

El fluido que entra al vaporizador vertical C-102 en la coraza es calentado y vaporizado por medio de vapor saturado (De distintas presiones según se requiera la vaporización máx. 15 psig), que se alimenta al serpentín de dicho cambiador, en el cual es condensado y vaciado al drenaje.

El efluente del C-102 por la parte superior, es conducido hacia el tanque separador R-102, el cual es de tipo ciclón, hecho en vidrio para fines didácticos y encajetado al vacío. En este tanque se controla un nivel máximo de líquido de 1 in por abajo de la mampara de choque y un nivel mínimo tal que evite la entrada de gases hacia el fondo del tanque, esto se logra controlar por medio de la válvula de salida del subenfriador C-101 hacia el tanque buffer R-101, lugar hacia donde son regresados los fondos del R-102, previo subenfriamiento en el C-101 (Subenfriado hasta 30°C considerando 2 l/min de agua a 90 oC.). Los vapores que salen por el domo del R-102 son condensados en la coraza del C-103, y subenfriados en el C-104 para ser retornados hacia el R-101 en forma libre. De esta manera se completa el ciclo de operación para tratar de mantener la concentración constante en el tanque R-101.

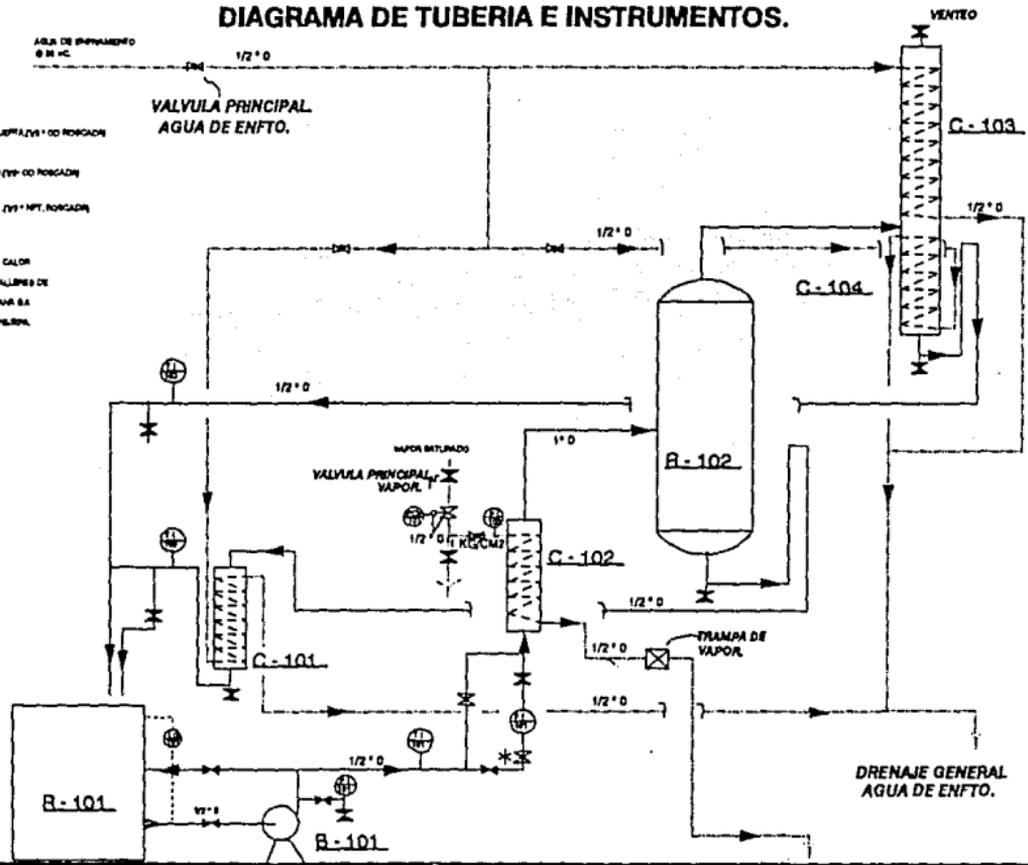
#### NOTA:

Los cálculos para cada uno de los equipos se muestran en el Apéndice I.

# DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTOS.

-  VALV. COMP. (MANUAL) 1" ORO NINGADA
-  VALV. GLOBO (GLOBE) 1" ORO NINGADA
-  VALV. ALA (BUTTERFLY) 1" ORO NINGADA

NOTA  
 CAMBIADORES DE CALOR  
 FABRICADOS EN TALLERES DE  
 OBRAS DE MEDICINA SA  
 COMPLEJO CAJONCILLO.



## 2.2 LISTADO DE EQUIPO.-

### A.- RECIPIENTES.

<u>T.A.G.</u>	<u>DESCRIPCION.</u>	<u>DIMENSIONES(cm)</u>	<u>CAPACIDAD(lts).</u>
R-101	Tanque Buffer de alimentación.	25 DIAM. x 80 h	39.3
R-102	Tanque flash de vidrio con capa al vacio.	14 DIAM. x 42 h	6.5

### B.- BOMBAS.

<u>T.A.G.</u>	<u>DESCRIPCION.</u>	<u>POTENCIA(HP)</u>	<u>TDH(ft)</u>	<u>MATERIAL.</u>
B-101	Bomba de alimentación a R-102	1/20	15.0 (150 gph)	Aleación en Ti.

### C.- Cambiadores de calor. (tipo doble serpiente de cobre)

<u>T.A.G.</u>	<u>DESCRIPCION.</u>	<u>CORAZA.</u>		<u>SERPENTINES.</u>		<u>AREA (ft<sup>2</sup>)</u>
		<u>D.E(in)</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>D.E(in)</u>	<u>DI(in)</u>	
				<u># GIROS.</u>	<u>#GIROS</u>	
C-101	Subenfriador de fondos del R-102	4	Ac. Carbón	3.1	1.7	2.15
		CED.40		16	18	
C-102	Vaporizador de alim de R-102	4	Ac. Carbón	3.1	1.7	2.91
		CED.40		22	24	
C-103	Condensador de domo de R-102.	4	Ac. Carbón	3.1	1.7	4.7
		CED.40		36	38	
C-104	Subenfriador de domo de R-102	4	Ac. Carbón	3.1	1.7	2.15
		CED.40		16	18	

## CAPITULO III

### 3. EXPERIMENTACION .-

#### 3.1 ARRANQUE DEL SISTEMA.

A continuación se dan los pasos a seguir para lograr un procedimiento seguro de arranque del equipo, para evitar daños a las personas y al equipo:

- 1) Verificar que todos los equipos estén totalmente vacíos.
- 2) Una vez vacíos los equipos cerrar todas las válvulas a excepción del domo del C-103 lado coraza la cual siempre debe mantenerse abierta para evitar presionamientos.
- 3) Preparar 20 litros mínimo de solución de Etanol-Agua a usar. (Concentración mínima recomendada 5% peso.)
- 4) Con la solución en el R-101 abrir válvulas de bloqueo de la succión de la B-101 y su recirculación.
- 5) Arrancar B-101 y poner a recircular la solución del R-101 durante 10 minutos.
- 6) Colocar manguera de plástico en la purga general del sistema de agua de enfriamiento, asegurándola con una abrazadera sin-fin, y dirigir el otro extremo de la manguera hacia la cisterna del laboratorio. (Esto se hará en caso de no querer tirar agua al drenaje, y solo de estar seguros que no haya contaminación con otros compuestos en este sistema.)
- 7) Abrir la válvula principal de alimentación de agua de enfriamiento del sistema.
- 8) Abrir 1/2 vuelta la válvula que alimenta agua al C-101, y 1/4 de vuelta al C-104.
- 9) Si se utiliza el rotámetro como control de flujo, abrir válvula de bloqueo de este y empezar a controlar el flujo deseado hacia el R-102, restringiendo la recirculación del R-101 para controlar una presión de aprox. 4 psig en la descarga de la B-101.
- 10) Una vez que el R-102 empieza a tomar nivel purgar, el fondo de la coraza del C-101 en un recipiente, con el fin de evitar tener aire en la tubería del fondo del R-102 al R-101. Vaciar lo purgado al R-101.
- 11) Una vez purgado el C-101, el R-102 tenderá a vaciarse por efecto de sifón, de tal manera que se controlará el nivel del R-102 en la válvula de salida del C-101 al R-101, restringiendo el flujo y controlando de esta manera el sifón.
- 12) Una vez establecido un nivel constante en el R-102, abrir válvula de purgado del sistema de vapor. Tomar lectura de flujo de alimentación.
- 13) Abrir válvula controladora de presión.
- 14) Abrir poco a poco la válvula principal de suministro de vapor hasta que salga vapor por la purga. (purgar 30 seg.)
- 15) Cerrar válvula de purgado del vapor dejando una pequeña salida de vapor.
- 16) Cerrar válvula principal del sistema de vapor.
- 17) Cerrar válvula controladora de presión a 6 cuerdas aprox. del límite total de cerrado.
- 18) Abrir válvula de bloqueo hacia manómetro y hacia C-102.

- 19) Abrir lentamente válvula de suministro de vapor principal y controlar inicialmente 1 psig de presión. (La presión aumentará al ir abriendo la válvula principal de vapor)
- 20) Mantener la presión en el vapor durante 20 min, y verificar la temperatura en el R-102, si no hay incremento o no se notan la presencia de vapores incrementar la presión en 1 psig/15 min.
- 21) Una vez detectada la presencia de vapores, si éstos son pocos en cantidad, y una vez controlado el nivel del R-102 (SIN CAMBIAR LA ALIMENTACION), purgar el C-101 de ser necesario, para evitar la presencia de gases en la tubería que entorpezcan el flujo, y dejar operando 5 min. más. Purgar por el fondo C-104 y operar 10 min. más. Tomar muestras.
- 22) Si los vapores son abundantes, y controlado el nivel del R-102, operar el tiempo necesario para que el condensado del C-104 fluya libremente hacia el R-101. Tomar muestras.
- 23) Si se requiere mayor vaporización incrementar la presión del vapor abriendo la válvula principal de suministro de vapor. (Presión máxima 15 psig.)

### 3.2 MUESTREO.

Las muestras serán de los siguientes puntos: alimentación al R-102, fondo del C-101, y fondo del C-104.

Los puntos de muestreo serán:

Para la alimentación al R-102 en el PI de la B-101.

Para el Fondo del C-101 en la tubería de salida hacia el R-101.

Para el fondo del C-104 en la tubería de salida hacia el R-101, o en el fondo del mismo cambiador, dependiendo de la premura en la operación.

Para obtener composiciones se utilizará la refractometría como técnica de análisis cuantitativo. (Ver anexo II para obtener índices de refractometría del Etanol-Agua.)

### NOTA:

ES RECOMENDABLE DEJAR OPERAR EL SISTEMA HASTA QUE FLUYA EL CONDENSADO DEL C-104 HACIA EL R-101, PARA EVITAR LECTURAS ERRONEAS AL MUESTREAR TENER LAS MUESTRAS EN BAÑO DE HIELO PARA EVITAR SE VAPORIZA EL ETANOL AL AMBIENTE.

### 3.3 PARO DEL SISTEMA.

- 1) Cerrar totalmente válvula principal de suministro de vapor.
- 2) Abrir totalmente válvula de fondo del C-101 hacia el R-101.
- 3) Cerrar lentamente la alimentación hacia R-102 al mismo tiempo que se abre la recirculación hacia el R-101.
- 4) Parar B-101.
- 5) Vaciar todos los equipos, hacia recipientes para posteriores prácticas.
- 6) Cerrar la válvula de suministro principal de agua de enfriamiento.
- 7) Desconectar manguera de purga principal del sistema de agua de enfriamiento y retirarla de la cisterna del laboratorio.
- 8) una vez vacío todo el equipo asegurarse que estén cerradas todas las válvulas del sistema.

### 3.4 MEDICIONES EXPERIMENTALES.

Se realizaron 5 corridas experimentales con los procedimientos anteriormente mencionados, durante las cuales se tomaron las siguientes lecturas:

- \* Flujo de alimentación al R-102
- \* Flujo de salida del C-101.
- \* Presión del vapor utilizado.
- \* Temperatura del flash en R-102.
- \* Temperatura de salida en C-101.
- \* Temperatura de salida en C-104.

También en cada corrida se tomaron las correspondientes muestras de la alimentación, domo y fondo del tanque flash (R-102), a las cuales por medio de un refractómetro de Abbe se midió su concentración de etanol en % peso utilizando un diagrama de  $n_D$  vs. % peso ETOH, el cual se añade en el apéndice III. Los resultados se muestran en las siguientes tablas:

(Pasar a la página siguiente.)

# CORRIDAS EXPERIMENTALES. DESTILACION FLASH ETANOL-AGUA EN LA CIUDAD DE MEXICO.

	FLUJO AJM. R-102	FLUJO FONDO R-102	PRESION DEL VAPOR	TEMP. AJM. A R-102	TEMP. EN R-102	TEMP. SALIDA C-101	TEMP. SALIDA C-104
	(L/MIN)	(L/MIN)	(PSIG)	(°C)	(°C)	(°C)	(°C)
CORRIDA # 1.	6.00	5.217	7	40	86.0	45	20
CORRIDA # 2.	6.00	5.217	8	40	87.0	45	20
CORRIDA # 3.	2.631	2.5	5	38	88.5	40	20
CORRIDA # 4.	2.631	2.2	4	38	88.5	40	20
CORRIDA # 5.	2.631	1.7	6	40	90.0	41	20

# CORRIDAS EXPERIMENTALES

## DESTILACION FLASH ETOH-H2O EN CD.MEXICO.

### (CONCENTRACIONES)

	INDICE DE REFRACC.	INDICE DE REFRACC.	INDICE DE REFRACC.	CONC. ( % PESO )	CONC. ( % PESO )	CONC. ( % PESO )
	ALIMENTACION	DOMO	FONDO	ALIMENTACION	DOMO	FONDO
CORRIDA # 1.	1.3383	1.3565	1.3380	8.0	36.5	7.5
CORRIDA # 2.	1.3380	1.3590	1.3360	7.5	43.0	5.0
CORRIDA # 3.	1.3370	1.3543	1.3363	6.5	31.5	5.5
CORRIDA # 4.	1.3380	1.3550	1.3355	7.5	33.0	4.2
CORRIDA # 5.	1.3390	1.3506	1.3350	8.0	25.1	3.5

### 3.4.1 TAMIZADO DE DATOS EXPERIMENTALES.-

Las 5 corridas experimentales fueron sometidas a una evaluación de datos, comparando los obtenidos contra los que se tienen en la bibliografía (Manual de prácticas de Ing. Química UNAM.). Se consideró como base la concentración del domo del R- 102, y se utilizó un diagrama de T vs. x,y (ver apéndice III) encontrándose que las corridas #1 y #4 para poder tener las concentraciones determinadas debieron estar a una temperatura del flash de 88.3 oC y 89 oC respectivamente en lugar de las mencionadas en la tabla anterior. La diferencia de datos se puede deber a las siguientes causas:

- 1) Error de paralaje en la lectura de la temperatura.
- 2) No haber esperado el tiempo suficiente para que se homogeneizara la concentración en el C-104 o C-101 y evitar influencias de corridas anteriores.
- 3) Falta de estabilización del sistema para lograr un régimen continuo.
- 4) Error de paralaje al usar el refractómetro.

Dado lo anterior se tomarán como base de evaluación del equipo las corridas #2, #3 y #5.

## CAPITULO IV

### 4. CALCULOS.-

#### 4.1 ECUACIONES PRINCIPALES.

##### - Conversiones:

$$\begin{aligned} \text{kg/min} &= (\text{l/min}) * \text{s.g} \\ \text{kgmol/min} &= (\text{kg/min}) / \text{peso molecular} \\ \text{Peso molecular medio} &= x_{\text{ETOH}} * \text{PM}_{\text{ETOH}} + (1-x_{\text{ETOH}}) * \text{PM}_{\text{H2O}} \\ \text{Fracción mol } (x_{\text{ETOH}}) &= \frac{(\% \text{ peso}_{\text{ETOH}} / \text{PM}_{\text{ETOH}})}{(\% \text{ peso}_{\text{ETOH}} / \text{PM}_{\text{ETOH}}) + (\% \text{ peso}_{\text{H2O}} / \text{PM}_{\text{H2O}})} \end{aligned}$$

$$\text{Fracción mol del H2O} = 1 - x_{\text{ETOH}}$$

##### - Balance de materiales:

$$\begin{aligned} \text{Total:} \quad F &= W + D \\ D1 &= F - W \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Componentes:} \quad F * z_f &= W * x_w + D * z_d \\ D2 &= (F * z_f - W * x_w) / z_d \end{aligned}$$

##### - Balance de energía:

$$F H_f + Q = W H_w + D H_d$$

$$\text{Calor requerido en C-101} \quad Q = W H_w + D H_d - F H_f$$

$$\text{Flujo de vapor en C-101} = Q / H_{\text{vap.}}$$

##### - % Error de lecturas de flujos:

$$\% \text{ Error} = \text{ABS}(1 - (W/D_{\text{exp}} / W/D_{\text{real}}))$$

##### - Relación líquido - vapor del flash.

$$\begin{aligned} \text{Real:} \quad W/D &= (z_d - z_f) / (x_w - z_f) \\ \text{Experimental:} \quad W/D &= W/D2 \end{aligned}$$

**NOTA:** Se utilizarán para determinar las entalpías del domo y fondo un diagrama de H vs. x,y+ (Manual de Prácticas de Ingeniería Química, Valiente Antonio, U.N.A.M.) del apéndice III.

## CAPITULO V

## 5. RESULTADOS Y CONCLUSIONES.

## 5.1 RESULTADOS POR CORRIDA EXPERIMENTAL.

CORRIDA # 2

% PESO			FRACCION MOL.			ENTALPIAS.		
ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO
7.5	43	5	0.0308	0.2279	0.0202	769	11400	1700

Cp ALIM = 4.26 J/g oC = 19.2250 Kcal/kgmol oC

DENSIDADES			PESOS MOL. PROMEDIO.		
ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO
0.9789	0.9290	0.9831	18.9	24.4	18.6

SG @ 40,20 Y 40 oC RESPECTIVAMENTE

FLUJO DE ALIMENTACION =	6 L/MIN =	0.3111 KGMOL/MIN	
FLUJO DE FONDOS =	5.217 L/MIN =	0.2760 KGMOL/MIN	
FLUJO DE DESTILADO POR BALANCE TOTAL	D1 =	0.0351 KGMOL/MIN =	0.92 L/h
FLUJO DE DESTILADO POR BALANCE PARCIAL	D2 =	0.0175 KGMOL/MIN =	0.46 L/h
CALOR REQUERIDO EN C-101	Q =	630 KCAL/MIN	
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO EN C-101	VAPOR =	1.1875 KG/MIN	
W/D EXPERIMENTAL =	15.74	W/D REAL =	18.65
% ERROR FLUJOS =	15.6%		

CORRIDA # 3

% PESO			FRACCION MOL.			ENTALPIAS.		
ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO
6.5	31.5	5.5	0.0265	0.1525	0.0223	684	11375	1700

Cp ALIM = 4.235 J/g oC = 18.9910 Kcal/kgmol oC

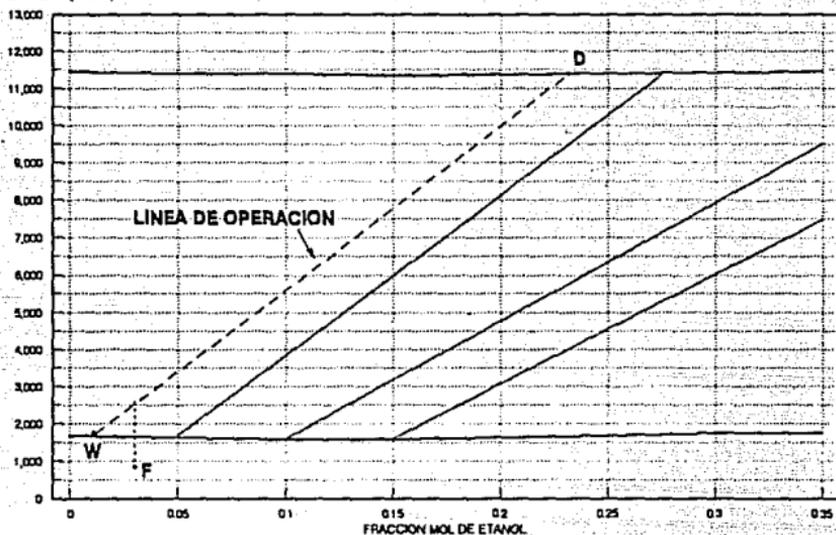
DENSIDADES			PESOS MOL. PROMEDIO.		
ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO
0.9606	0.9333	0.9823	18.8	22.3	18.6

SG @ 40,20 Y 40 oC RESPECTIVAMENTE

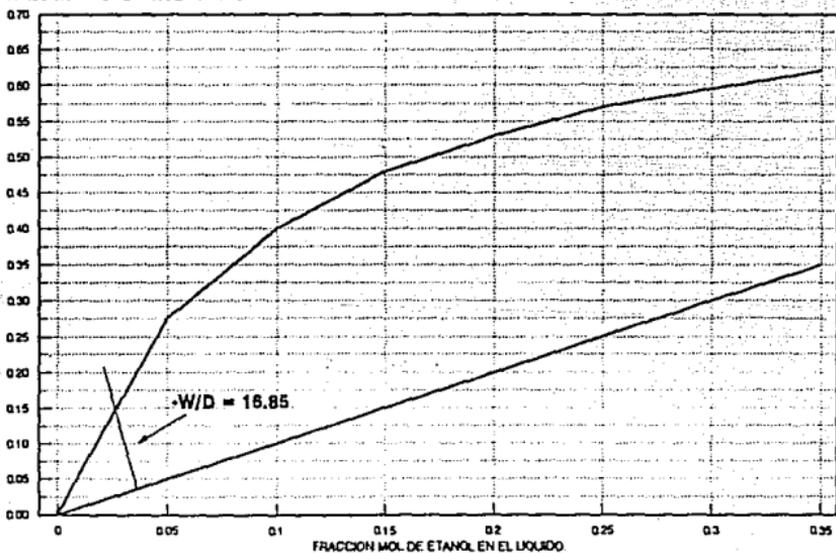
FLUJO DE ALIMENTACION =	2.631 L/MIN =	0.1375 KGMOL/MIN	
FLUJO DE FONDOS =	2.5 L/MIN =	0.1317 KGMOL/MIN	
FLUJO DE DESTILADO POR BALANCE TOTAL	D1 =	0.0058 KGMOL/MIN =	0.14 L/h
FLUJO DE DESTILADO POR BALANCE PARCIAL	D2 =	0.0046 KGMOL/MIN =	0.11 L/h
CALOR REQUERIDO EN C-101	Q =	196 KCAL/MIN	
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO EN C-101	VAPOR =	0.3671 KG/MIN	
W/D EXPERIMENTAL =	28.34	W/D REAL =	29.90
% ERROR FLUJOS =	5.2%		

## CORRIDA # 2.

ENTALPIA (cal/mol)

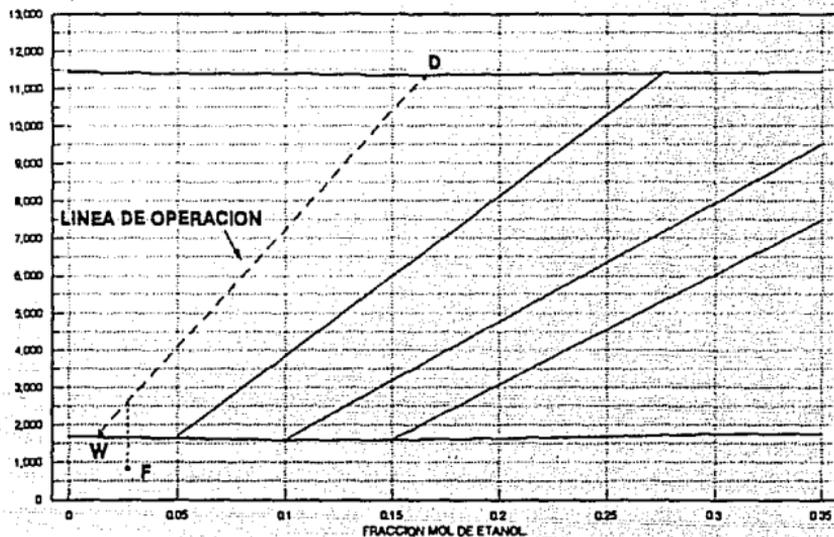


FRACCION MOL DE ETANOL EN EL VAPOR

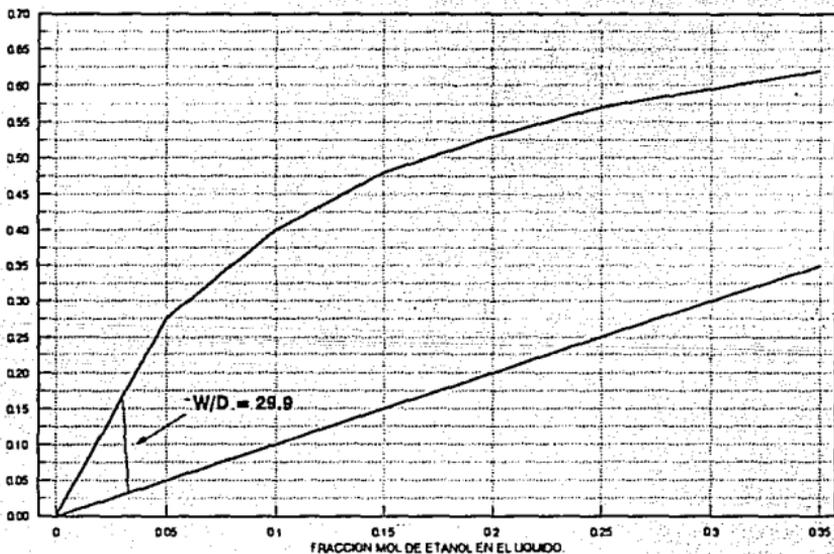


### CORRIDA # 3.

ENTALPIA (cal/mol)



FRACCION MOL DE ETANOL EN EL VAPOR



CORRIDA # 5

% PESO			FRACCIÓN MOL.			ENTALPIAS.		
ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO
9	25.1	3.5	0.0373	0.1159	0.0140	771	11375	1700

Cp ALIM = 4.27 J/g oC = 19.2701 Kcal/kgmol oC

DENSIDADES			PESOS MOL. PROMEDIO.		
ALIM.	DOMO	FONDO	ALIM.	DOMO	FONDO
0.9764	0.9589	0.9857	18.9	24.4	18.6

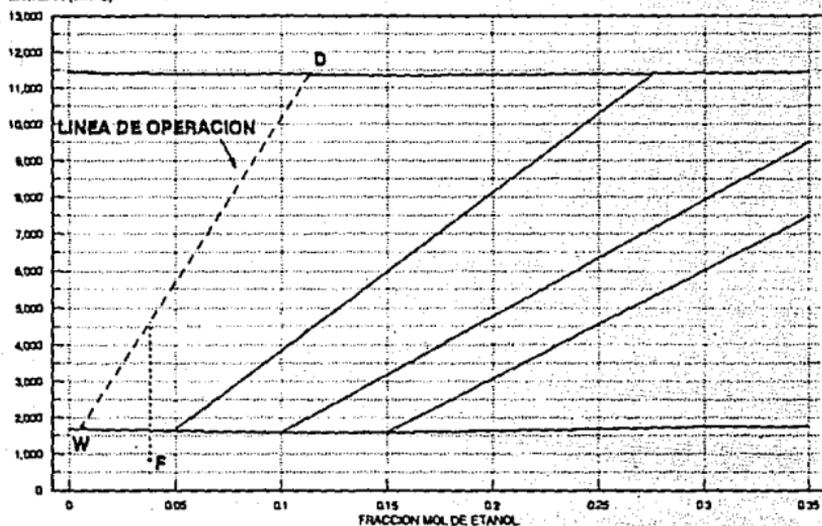
SG @ 40,20 Y 40 oC RESPECTIVAMENTE

FLUJO DE ALIMENTACION =	2.631 L/MIN =	0.1361 KGMOL/MIN	
FLUJO DE FONDOS =	1.7 L/MIN =	0.0902 KGMOL/MIN	
FLUJO DE DESTILADO POR BALANCE TOTAL	D1 =	0.0459 KGMOL/MIN =	1.17 L/h
FLUJO DE DESTILADO POR BALANCE PARCIAL	D2 =	0.0328 KGMOL/MIN =	0.84 L/h
CALOR REQUERIDO EN C-101	Q =	570 KCAL/MIN	
FLUJO DE VAPOR REQUERIDO EN C-101	VAPOR =	1.0713 KG/MIN	
W/D EXPERIMENTAL =	2.75	W/D REAL =	3.38
% ERROR FLUJOS =	18.8%		

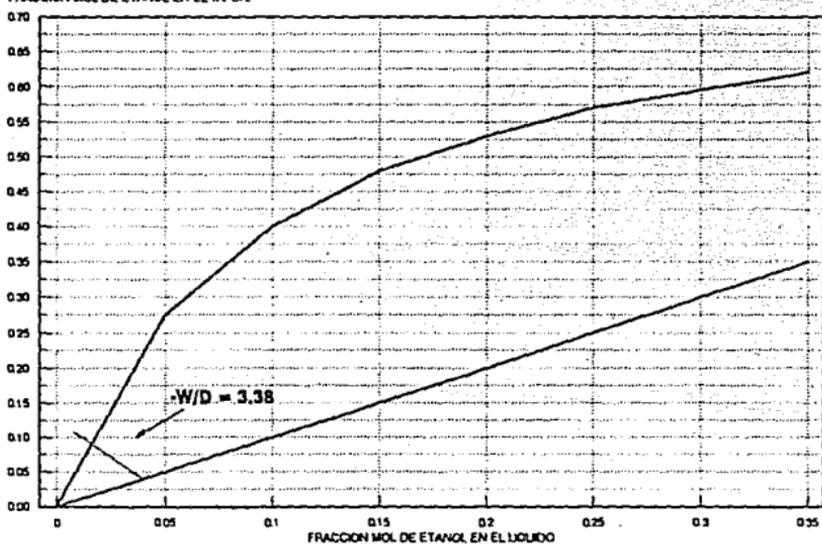
NOTA: LAS MEDICIONES DE FLUJO PARA ALIMENTACION Y FONDO SE REALIZARON UTILIZANDO UNA PROBETA, LA CUAL SE DEJABA LLENAR MIDIENDO EL TIEMPO DE LLENADO.

# CORRIDA # 5.

ENTALPIA (cal/mol)



FRACCION MOL DE ETANOL EN EL VAPOR



EJEMPLO DE CALCULO.-

Se tomará como base la corrida # 3:

DATOS:

- \* Utilizando los datos del índice de refracción para cada una de las corrientes, obtener las composiciones en % peso.

COMPOSICIONES (% PESO)

F = 6.5      D = 36.5      W = 5.5

- \* Cálculo de las fracciones mol en cada corriente.

$$x_F = \frac{(0.065) / (46 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}})}{(0.065 / 46 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}) + (0.065) / (18 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}})} = 0.0265$$

Calculando semejante  $Z_L = 0.1525$ ,  $x_W = 0.0223$

- \* Utilizando el diagrama de H vs x, y\* y densidad vs x, obtener las entalpias y densidades para cada una de las corrientes.

$H_D = 11700 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$      $H_W = 1700 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$      $C_{PF} = 4235 \text{ J/g} \cdot \text{C}$      $\rho_F = 0.9806 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$

$$\overline{PM}_F = (0.0265) (46 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}) + (1 - 0.0265) (18.02 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}) = 18.8 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}$$

$$C_{PF} = 4235 \frac{\text{J}}{\text{g} \cdot \text{C}} \times \frac{\text{cal}}{4.184 \text{ J}} \times \frac{\text{kgmol}}{(1000 \text{ g})} \times \frac{1000 \text{ g}}{\text{kg}} \times 18.8 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 19.02 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol} \cdot \text{C}} \quad [=] \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol} \cdot \text{K}}$$

$$H_F = C_p (T_2 - T_1) = (19.02 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol} \cdot \text{K}}) (307.15 - 273.15) \text{K} = 684 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

- \* Cálculo del flujo de destilado por balance total:

$$D_1 = F - W = (0.1375 - 0.1317) \frac{\text{kgmol}}{\text{min}} = 0.0058 \frac{\text{kgmol}}{\text{min}}$$

- \* Cálculo del flujo de destilado por balance parcial:

$$D_2 = \frac{F Z_F - W x_W}{Z_D} = \frac{(0.1375 \frac{\text{kgmol}}{\text{min}}) (0.0265) - (0.1317 \frac{\text{kgmol}}{\text{min}}) (0.0223)}{0.1525} = 0.0046$$

- \* Calor requerido en vaporizador (C-101)

$$F_H + Q = D H_D + W H_W$$

$$\therefore Q = D H_D + W H_W - F H_F = (0.0046 \frac{\text{kgmol}}{\text{min}}) (11700 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}) + (0.1317 \frac{\text{kgmol}}{\text{min}}) (1700 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}) - (0.1375 \frac{\text{kgmol}}{\text{min}}) (684 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}) = 116 \frac{\text{kcal}}{\text{min}}$$

\* Vapor requerido en C-101 :

$$Q = m \lambda \quad \therefore \quad m = \frac{Q}{\lambda}$$

$$\lambda_{\text{vapor}} = 960 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$m = \frac{190 \frac{\text{kJ}}{\text{min}} \times \frac{0.239 \text{ kcal}}{1 \text{ kJ}}}{20 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.454 \text{ kg}}} = 0.3671 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$$

\* W/D experimental y real:

$$\frac{W}{D} \text{ exp} = \frac{W}{D1} = \frac{0.1317}{0.0058} = 22.34 \quad ; \quad \frac{W}{D} \text{ Real} = \frac{W}{D2} = \frac{0.1317}{0.0046} = 28.9$$

\* % Error en los flujos :

$$\% \text{ Error} = \frac{\frac{W}{D2} - \frac{W}{D1}}{\frac{W}{D2}} (100) = 22.34\%$$

## 5.2 COMENTARIOS GENERALES A LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES.

Como se puede observar, el % de error de cada una de las corridas experimentales es alto, principalmente debido al error que existe para hacer la medición de los caudales de alimentación y fondos del R-102 que son poco exactos.

Una mejora en el % de error sería el de disponer de rotámetros o cualquier otro elemento medidor de flujo en todas las corrientes alrededor del tanque flash.

Otra posible causa de error sería la cantidad de material que no es posible condensar en el C-103 por falta de área de transferencia.

## 5.3 CONCLUSIONES.

- Para obtener resultados experimentales en los cuales los balances de materia total y parcial coincidan en todos los rubros, es necesario mantener una operación a régimen permanente en todo el equipo para lograr de ésta manera una homogeneización sobretodo en la corriente de condensados del C-104.

- Es obvio que para lograr una mayor vaporización en el C-101 sin necesidad de incrementar el flujo de vapor, la composición de alimentación tendra que ser más rica en Etanol, lo cual es para éste equipo en especial lo recomendable, pues de ésta manera se alcanzará más rápidamente el régimen permanente.

- La destilación flash, representa una etapa teórica comparada con la destilación propiamente dicha, ya que el equilibrio de las fases se alcanza prácticamente en la tubería que desemboca al tanque separador (R-102), cuya única función en la realidad es, como su nombre, la de separar la fase gaseosa de la líquida; de ésta manera para lograr una operación semejante a la que realiza una torre de destilación con etapas teóricas, se necesitaría un arreglo en cascada de varios sistemas flash en donde el tanque R-102 representaría el fondo de la columna, o sea la etapa Np, siendo la alimentación de esta etapa el líquido proveniente de la etapa o tanque Np-1, en el cual los vapores que salieron del tanque Np se dejaran estar en contacto con el líquido Np-1 de tal manera que el componente menos volátil será el primero en condensar hasta alcanzar un equilibrio líquido - vapor, de tal manera que el vapor que salga del tanque Np-1 sea más rico en alcohol y así hasta alcanzar "n" etapas que el calor suministrado en este caso el C-101 permita alcanzar. Sin embargo para mezclas que forman azeotropos, como con la que se experimentó, el calor requerido en el vaporizador estará limitado a aquel que sea necesario para alcanzar en Np etapas la composición en donde el equilibrio del vapor y el líquido sean iguales y ya no sea posible purificar más los componentes.

- Si en el sistema aquí utilizado se alimentara al vaporizador con una composición igual a la del azeotropo, este equipo solo realizaría un trabajo inútil pues la fase gaseosa sería igual a

la alimentación y el fondo del tanque flash, y el vapor consumido en el vaporizador sería un desperdicio de energía.

- Cuando se trabaja con mezclas azeotropicas es imprescindible conocer el punto de formación del azeotropo para evitar sobre-diseño de etapas y energía necesaria para el diseño de una torre de destilación.
- La separación de componentes por medio de el contacto de dos fases será solo posible si existe diferencia de la cantidad de masa existente de los componentes en c/u de las fases.
- En este equipo se demuestra que para poder operar una planta de cualquier magnitud, y alcanzar las condiciones de operación adecuadas del proceso, estas no se logran al tratar de alcanzarlas lo mas rápidamente posible sin tomar en cuenta las posibilidades de los equipos y por lo tanto la estabilidad de la operación.
- Dado lo anterior para operar plantas, sobretodo de operación continua, el arranque de las mismas se debe realizar en la forma suficientemente lenta que garantice la seguridad del personal, los equipos, y en menor grado pero no menos importante, la estabilidad del proceso.

## CAPITULO VI

### DISEÑO DE PRACTICA.

#### OBJETIVO:

- El alumno determinará las condiciones de equilibrio para mezclas Etanol-Agua a la altura de la ciudad de México.
- El alumno aprenderá los conceptos básicos necesarios para lograr arrancar un sistema a régimen permanente, conociendo las limitaciones de los equipos y su capacidad de respuesta al cambiar las variables de control.

#### MATERIALES:

- Etanol. (El necesario, min: 20 l)
- Agua.
- Vapor de agua del generador del laboratorio.
- Hielo.
- 1 Probeta graduada de 1 l
- 1 Refractometro de Abbe
- 3 Tubos de ensaye
- 3 Tapones de hule.
- 1 Termometro de 0 a 110 oC.
- 1 Agitador de 0.5 cm de diámetro.
- 20 m de manguera de hule de 5/8 de diámetro.
- 1 Abrazadera sin-fin de 1 in.

#### PROCEDIMIENTO:

Preparar mínimo 20 litros de una mezcla al 50% en peso de Etanol-Agua y agregarlos al R-101.  
Colocar el termómetro en el domo del R-102, y el agitador como tapón en el otro termopozo del R-102.  
Una vez preparada la solución en el R-101 arrancar el sistema Flash con el siguiente procedimiento:

- 1) Verificar que todos los equipos esten totalmente vacios.
- 2) Una vez vacios los equipos cerrar todas las válvulas a excepción del domo del C-103 lado coraza la cual siempre debe mantenerse abierta para evitar presionamientos.
- 3) Preparar 20 litros mínimo de solución de Etanol-Agua a usar.
- 4) Con la solución en el R-101 abrir válvulas de bloqueo de la succión de la B-101 y su recirculación.
- 5) Arrancar B-101 y poner a recircular la solución del R-101 durante 10 minutos.
- 6) Colocar manguera de plastico en la purga general del sistema de agua de enfriamiento,asegurandola con una abrazadera sin-fin,y dirigir el otro extremo de la manguera hacia la cisterna del laboratorio. (Esto se hará en caso de no querer tirar agua al drenaje,y solo de estar seguros que no haya contaminación con otros compuestos en este sistema.)
- 7) Abrir la válvula principal de alimentación de agua de enfriamiento del sistema.
- 8) Abrir 1/2 vuelta la válvula que alimenta agua al C-101,y 1/4 de vuelta al C-104.
- 9) Si se utiliza el rotámetro como control de flujo,abrir valvula

de bloqueo de este y empezar a controlar el flujo deseado hacia el R-102, restringiendo la recirculación del R-101 para controlar una presión de aprox. 4 psig en la descarga de la B-101.

- 10) Una vez que el R-102 empieza a tomar nivel purgar, el fondo de la coraza del C-101 en un recipiente, con el fin de evitar tener aire en la tubería del fondo del R-102 al R-101. Vaciar lo purgado al R-101.
- 11) Una vez purgado el C-101, el R-102 tenderá a vaciarse por efecto de sifón, de tal manera que se controlará el nivel del R-102 en la válvula de salida del C-101 al R-101, restringiendo el flujo y controlando de esta manera el sifón.
- 12) Una vez establecido un nivel constante en el R-102, abrir válvula de purgado del sistema de vapor. Tomar lectura de flujo de alimentación.
- 13) Abrir válvula controladora de presión.
- 14) Abrir poco a poco la válvula principal de suministro de vapor hasta que salga vapor por la purga. (purgar 30 seg.)
- 15) Cerrar válvula de purgado del vapor dejando una pequeña salida de vapor.
- 16) Cerrar válvula principal del sistema de vapor.
- 17) Cerrar válvula controladora de presión a 6 cuerdas aprox. del límite total de cerrado.
- 18) Abrir válvula de bloqueo hacia manómetro y hacia C-102.
- 19) Abrir lentamente válvula de suministro de vapor principal y controlar inicialmente 1 psig de presión. (La presión aumentará al ir abriendo la válvula principal de vapor)
- 20) Mantener la presión en el vapor durante 20 min, y verificar la temperatura en el R-102, si no hay incremento o no se notan la presencia de vapores incrementar la presión en 1 psig/15 min.
- 21) Una vez detectada la presencia de vapores, si éstos son pocos en cantidad, y una vez controlado el nivel del R-102 (SIN CAMBIAR LA ALIMENTACION), purgar el C-101 de ser necesario, para evitar la presencia de gases en la tubería que entorpezcan el flujo, y dejar operando 5 min. más. Purgar por el fondo C-104 y operar 10 min. más. Tomar muestras.
- 22) Si los vapores son abundantes, y controlado el nivel del R-102, operar el tiempo necesario para que el condensado del C-104 fluya libremente hacia el R-101. Tomar muestras.
- 23) Si se requiere mayor vaporización incrementar la presión del vapor abriendo la válvula principal de suministro de vapor. (Presión máxima 15 psig.)

En esta práctica se deberán tener 2 cantidades distintas de vaporización, y por lo tanto 2 puntos de equilibrio.

Tomar lectura en los siguientes puntos:

- \* Flujo de alimentación al R-102
- \* Flujo de salida del C-101.
- \* Presión del vapor utilizado.
- \* Temperatura del flash en R-102.
- \* Temperatura de salida en C-101.
- \* Temperatura de salida en C-104.

En el caso de las mediciones de flujo si no se cuenta con rotámetros éstas se harán contra tiempo de llenado en una probeta graduada. Es importante que la medición de los flujos se realice lo más exacta posible, dado que una pequeña variación en el tiempo de llenado representaría un mayor error en el flujo calculado cuando se hablan de cantidades pequeñas.

En cuanto a las muestras estas deben tomarse en los siguientes puntos:

Para la alimentación al R-102 en el PI de la B-101.

Para el Fondo del C-101 en la tubería de salida hacia el R-101.

Para el fondo del C-104 en la tubería de salida hacia el R-101, o en el fondo del mismo cambiador, dependiendo de la premura en la operación.

Determinar a cada muestra su concentración de Etanol por medio de un Refractómetro de Abbe.

**IMPORTANTE: TOMAR LAS 3 MUESTRAS AL MISMO TIEMPO PARA EVITAR ERRORES DE COMPOSICION POR FUGAS EN LOS CAMBIADORES O VARIACIONES EN EL SISTEMA.**

Una vez concluidas las mediciones, parar el sistema bajo el siguiente procedimiento:

- 1) Cerrar totalmente válvula principal de suministro de vapor.
- 2) Abrir totalmente válvula de fondo del C-101 hacia el R-101.
- 3) Cerrar lentamente la alimentación hacia R-102 al mismo tiempo que se abre la recirculación hacia el R-101.
- 4) Parar B-101.
- 5) Vaciar todos los equipos, hacia recipientes para posteriores prácticas .
- 6) Cerrar la válvula de suministro principal de agua de enfriamiento.
- 7) Desconectar manguera de purga principal del sistema de agua de enfriamiento y retirarla de la cisterna del laboratorio.
- 8) una vez vacío todo el equipo asegurarse que estén cerradas todas las válvulas del sistema.

#### CALCULOS:

Reportar un balance de materia y energía completo para el R-102, así como el error (eficiencia del equipo) utilizando las siguientes ecuaciones:

- Balance de materiales:

$$\begin{aligned} \text{Total: } F &= W + D \\ D1 &= F - W \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Componentes: } F \cdot z_f &= W \cdot x_w + D \cdot z_d \\ D2 &= (F \cdot z_f - W \cdot x_w) / z_d \end{aligned}$$

- Balance de energía:

$$F H_f + Q = W H_w + D H_d$$

$$\text{Calor requerido en C-101 } Q = W H_w + D H_d - F H_f$$

$$\text{Flujo de vapor en C-101} = Q / H_{\text{vap.}}$$

- % Error de lecturas de flujos:

$$\% \text{ Error} = \text{ABS}(1 - (W/D_{\text{exp}} / W/D_{\text{real}}))$$

- Relación líquido - vapor del flash.

$$\begin{aligned} \text{Real: } W/D &= (z_d - z_f) / (x_w - z_f) \\ \text{Experimental: } W/D &= W/D2 \end{aligned}$$

CUESTIONARIO:

- 1) ¿ A que condiciones se presenta el equilibrio para cualquier mezcla ?
- 2) ¿ A que se le llama Azeotropo ?
- 3) ¿ Cuantos tipos de azeotropo existen ?
- 4) ¿ Cuando las presiones parciales reales son mayores a las ideales que sucede con el azeotropo ?
- 5) ¿ Cuando las presiones parciales reales son menores a las ideales que sucede con el azeotropo ?
- 6) ¿Una mezcla de líquidos inmiscibles forman azeotropo ?¿ Por que
- 7) ¿ Es posible cambiar la composición de un azeotropo? ¿Como?
- 8) ¿ Enunciar 3 modelos para el calculo de los coeficientes de actividad en mezclas ?
- 9) ¿ A que temperatura ebullicirá una mezcla de líquidos inmiscibles?
- 10)¿ Para mezclas ideales como se calcula el punto de ebullición?

**BIBLIOGRAFIA.**

- 1) Celanese Chemical Co.  
Physical properties manual.  
Technical Center.  
Corpus Christi, U.S.A.
- 2) Davy McKee Co.  
Process Design Manual. (Section D)  
U.S.A., 1980.
- 3) Holland Charles D.  
Fundamental and modeling of separation processes.  
Ed. Prentice Hall 1a. Ed.  
New Jersey, 1975.
- 4) Holland Charles D.  
Fundamentals of multicomponent distillation.  
Ed. Mc Graw Hill 2a Ed.  
New York, 1981.
- 5) Kern Q. Donald.  
Procesos de transferencia de Calor.  
Ed. CECSA. 1a. Ed.  
Mexico, 1979.
- 6) Perry & Green  
Chemical Engineer's Handbook  
Ed. Mc. Graw Hill. 6a Ed.  
New York, 1984.
- 7) Smith D. Bufford.  
Design of equilibrium stage processes.  
Ed. Mc. Graw Hill. 1a Ed.  
New York, 1963.
- 8) Treybal H. Robert  
Operaciones de transferencia de masa.  
Ed. Mc. Graw Hill. 2a Ed.  
Mexico, 1984.
- 9) Valiente B. Antonio.  
Manual de practicas de Ingenieria Quimica.  
Ed. U.N.A.M.  
Mexico, 1980.

# ***APENDICES.***

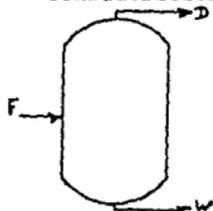
- \* APENDICE I: DISEÑO DE EQUIPOS.
- \* APENDICE II: ND vs %PESO MEZCLAS. ETANOL-AGUA.
- \* APENDICE III: DIAGRAMAS T,H vs x,y\* ETANOL-AGUA.
- \* APENDICE IV: DIAGRAMAS DE  $C_p$  Y VISC. PARA ETANOL-AGUA.

**APENDICE I.**  
**DISEÑO DE EQUIPOS.**

## DISEÑO DE EQUIPOS.

### A) TANQUE FLASH (R-102)

Consideraciones:



- 1) Flujo de alimentación hacia C-102 es 1 l/min
- 2) % Peso de Etanol = 50% en la alimentación.
- 3) Tiempo máximo de retención del líquido: 15 minutos.
- 4) Sin uso de malla evitadora de arrastre.
- 5) uso de mampara de choque.
- 6) Presión de operación 586 mmHg.
- 7) Se utiliza el manual de Davy Mckee como bibliografía.

\* Cálculo de  $x_F$ ,  $y_D$  y  $x_W$  (referido al Etanol).

$$F = \left(1 \frac{\text{l}}{\text{min}}\right) \left(0.913 \frac{\text{kg}}{\text{l}}\right) = 0.913 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \quad \rho_F = 0.913 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

$$F = \left(0.913 \frac{\text{kg}}{\text{l}}\right) (0.5) \left(\frac{\text{kg mol EtOH}}{46 \text{ kg EtOH}}\right) + \left(0.913 \frac{\text{kg}}{\text{l}}\right) (0.5) \left(\frac{\text{kg mol H}_2\text{O}}{18.015 \text{ kg H}_2\text{O}}\right)$$

$$F = 0.0353 \frac{\text{kg mol}}{\text{min}}$$

$$x_F = \frac{\left(0.913 \frac{\text{kg}}{\text{min}}\right) (0.5) \left(\frac{\text{kg mol EtOH}}{46 \text{ kg EtOH}}\right)}{0.0353 \frac{\text{kg mol}}{\text{min}}} = 0.2812$$

Dada esta composición,  $y$ , utilizando un diagrama de  $T$  vs  $x, y^*$ , se supondrá que el flasheo se realiza a 84.5 °C, lo cual por regla de palanca equivale a aproximadamente 85.1 % de vaporización (V/F).

Por lo tanto :

$$x_W = 0.07 \quad ; \quad y_D = 0.325$$

\* Balance total de materia:

$$F = D + W \quad ; \quad \rho_W = 0.998 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 62.275 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

$$D = (F) \left(\frac{V}{F}\right) = \left(0.0353 \frac{\text{kg mol}}{\text{min}}\right) (0.851) = 0.03 \frac{\text{kg mol}}{\text{min}}$$

$$W = \left(0.0353 - 0.03\right) \frac{\text{kg mol}}{\text{min}} = 0.0053 \frac{\text{kg mol}}{\text{min}}$$

\* Cálculo de la velocidad máxima de gases: ( $V_{\text{max}}$ )

$$V_{\text{max}} = K \sqrt{\frac{P_i - P_v}{P_v}}$$

Donde:

$K = 0.35$  para tanques sin malla (Davy McKee, Process Design)  
 $\rho [=]$  lb/ft<sup>3</sup>.  
 $v [=]$  ft/s.

$$\overline{PM}_0 = (0.325) \left( 46 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \text{ EtOH} \right) + (1 - 0.325) \left( 18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \text{ H}_2\text{O} \right) = 27.1 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\beta_0 = \frac{27.1 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{379 \frac{\text{ft}^3}{\text{kmol}}} \times \frac{0.77 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \times \frac{273.15 \text{ K}}{84.5 + 273.15 \text{ K}} = 0.042 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\beta_0 = \left( 0.0420 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right) \left( \frac{19 \text{ cm}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3} \right) = 0.0007 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

Por lo tanto:

$$V_{\max} = 0.35 \sqrt{\frac{(62.275 - 0.0420) \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0.0420 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}} = 13.4727 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

\* Cálculo de la velocidad de diseño: (VD)

$$VD = K1 \cdot V_{\max}$$

Donde:

$K1 = 0.36$  para tanques sin malla (Davy McKee, Process Design)

$$V_0 = (0.36) \left( 13.4727 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right) = 4.8502 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

\* Cálculo del diámetro del tanque: (DT)

$$q_{\text{gas}} = VD \cdot S_{\min} ; S_{\min} = q_{\text{gas}} / VD$$

$S_{\min}$  = Área mínima de separación

$$q_{\text{gas}} = \left( 0.03 \frac{\text{kmol}}{\text{min}} \right) \left( 27.1 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right) \left( \frac{1}{0.0007 \text{ kg}} \right) = 1161.4286 \frac{\text{g}}{\text{min}}$$

$$S_{\min} = \frac{(1161.4286 \frac{\text{g}}{\text{min}}) \left( \frac{1000 \text{ cm}^3}{\text{g}} \right)}{\left( 4.8502 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right) \left( \frac{60 \text{ s}}{\text{min}} \right) \left( \frac{30.48 \text{ cm}}{\text{ft}} \right)} = 130.9383 \text{ cm}^2 = \frac{\pi D_T^2}{4}$$

Por lo tanto :

$$D_T = \sqrt{\frac{4 S_{\min}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 (130.9383 \text{ cm}^2)}{3.1416}} = 12.9118 \text{ cm}$$

Aproximando a diámetro nominal  $\approx 14 \text{ cm}$ .

\* Cálculo del diámetro del tubo de alimentación: (Do)

Para evitar el flujo tipo "spray" de las fases:

$$V_{\text{gas máx}} = 3.7 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} ; \quad V [=] \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}, \quad [\rho] = \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$V_{\text{gas máx}} = 3.7 \sqrt{\frac{62.275 - 0.042}{0.042}} = 142.4254 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$S_{\text{min tubo}} = S_0 = \frac{q_{\text{gas}}}{V_{\text{gas máx}}} = \frac{(1161.4286 \frac{\text{l}}{\text{min}}) (\frac{1000 \text{ cm}^3}{\text{l}})}{(142.4254 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}) (\frac{60 \text{ s}}{\text{min}}) (\frac{30.48 \text{ cm}}{\text{ft}})} = 4.4590 \text{ cm}^2$$

$$D_0 = \sqrt{\frac{4S_0}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(4.4590 \text{ cm}^2)}{3.1416}} = 2.3827 \text{ cm} \approx 1 \text{ in} = 2.54 \text{ cm.}$$

\* Cálculo de la altura del tanque: (H)

Como cálculo preliminar, la alimentación estará a 0.5H con respecto a la tangente central de la boquilla. Si  $H/D_0 = 3$  tenemos que :

$$H' = (3)(14 \text{ cm}) = 42 \text{ cm.}$$

Como el tiempo máximo de retención del líquido es 15 minutos:

$$V_{l15\text{min}} = q_w \text{ de 15 minutos.}$$

$$\overline{PM}_w = (0.07)(46 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \text{ EtOH}) + (0.93)(18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \text{ H}_2\text{O}) = 19.96 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$V_{l15\text{min}} = (0.0053 \frac{\text{kmol}}{\text{min}})(15 \text{ min})(19.96 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}) (\frac{\rho}{0.998 \text{ kg}}) (\frac{1000 \text{ cm}^3}{\rho}) = 1590 \text{ cm}^3$$

$$V_{l15\text{min}} = V_{\text{cilindro}} = \frac{\pi}{4} D_T^2 h ; \quad h = \frac{4V_{l15\text{min}}}{\pi D_T^2}$$

$$\therefore h_{15\text{min}} = \frac{(4)(1590 \text{ cm}^3)}{(3.1416)(14.0 \text{ cm})} = 10.3288 \text{ cm.}$$

La altura calculada anterior se refiere a la existente entre la máxima altura permisible la cual es igual a  $D_0$ , y la menor permisible que por norma es 6". Por lo tanto la altura total del

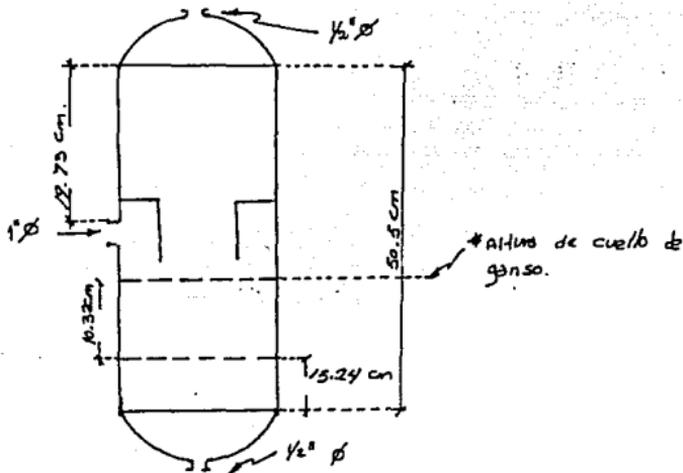
tanque sera:

$$H = (0.5)(42.0 \text{ cm}) + (10.388 + 15.24 + 1.5(2.54)) \text{ cm}$$

$$H = 50.3788 \text{ cm} \approx 50.5 \text{ cm}.$$

$$\therefore \frac{H}{D_T} = \frac{50.5 \text{ cm}}{14 \text{ cm}} = 3.6071.$$

Resumiendo:



## B) VAPORIZADOR C-102:

Consideraciones:

- 1) Flujo a contracorriente.
- 2) Se usará vapor saturado de 15 psig.
- 3) Diámetro del tubo para serpentín: 3/8" de cobre.
- 4) Temperatura de alimentación = 20 °C.

\* Cálculo del calor requerido:

Este consta de una parte sensible y una latente, sabiendo que el BP de la alimentación es 75.7 °C:

$$Q_{req} = Q_{sen} + Q_{LAT}$$

Calor sensible:

$$Q_{SEN} = m C_p \Delta T = F C_p \Delta T \quad ; \quad C_{PF} = 3.8 \frac{J}{g \cdot ^\circ C}$$

$$\overline{PM}_F = (0.2812) \left( 46 \frac{kg}{kg_{mol}} \text{ ETOH} \right) + (1 - 0.2812) \left( 18 \frac{kg}{kg_{mol}} \text{ H}_2\text{O} \right) = 25.8739 \frac{kg}{kg_{mol}}$$

$$Q_{SEN} = (0.0353 \frac{kg_{mol}}{min}) (25.8739 \frac{kg}{kg_{mol}}) (3.8 \frac{J}{g \cdot ^\circ C}) \left( \frac{0.23290 \text{ cal}}{J} \right) (75.7 - 20) ^\circ C$$

$$Q_{SEN} = 46.2033 \frac{\text{cal}}{g} \frac{kg}{min} \left( \frac{1000 g}{kg} \right)$$

$$Q_{SEN} = 46203.33 \frac{\text{cal}}{min} = 46.2033 \frac{\text{kcal}}{min}$$

Calor latente:

$$Q_{LAT} = m \lambda \quad (\text{para vaporizar } 0.03 \frac{kg_{mol}}{min})$$

De diagrama H vs x, y<sup>\*</sup>:  $H_G = 11400 \frac{\text{cal}}{g_{mol}}$ ;  $H_L = 1700 \frac{\text{cal}}{g_{mol}}$ .

$$\lambda = H_G - H_L = (11400 - 1700) \frac{\text{cal}}{g_{mol}} = 9700 \frac{\text{cal}}{g_{mol}}$$

$$Q_{LAT} = (0.03 \frac{kg_{mol}}{min}) \left( \frac{1000 g_{mol}}{kg_{mol}} \right) (9700 \frac{\text{cal}}{g_{mol}}) \left( \frac{\text{kcal}}{1000 \text{ cal}} \right) = 291 \frac{\text{kcal}}{min}$$

Por lo tanto el calor total requerido es:

$$Q_{req} = (46.20 + 291) \frac{\text{kcal}}{min} = 337.203 \frac{\text{kcal}}{min}$$

\* Cálculo del area requerida: (A1)

$$Q_{req} = U A_1 (LMTD) \quad ; \quad T_1 = T_2 = 115 ^\circ C$$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = \frac{(115 - 84.5) - (115 - 20)}{\ln \left( \frac{115 - 84.5}{115 - 20} \right)}$$

$$LMTD = 55.95 ^\circ C$$

Para el coeficiente de transferencia se tomará como base los típicos tabulados en la tabla 10-13 del Manual para Ing. Químicos en su 6a edición:  $U = 275 \frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$  (incluyendo incrustamiento)

$$A_1 = \frac{Q_{req}}{U(LMTD)}$$

$$A_1 = \frac{(337.2 \frac{kcal}{min}) (\frac{BTU}{0.257 kcal}) (\frac{60 min}{hr})}{(275 \frac{BTU}{hr ft^2 F}) (\frac{1.8 F}{C}) (55.95 C) (\frac{F^2}{(30.48 cm)^2})}$$

$$A_1 = 2692.87 \text{ cm}^2$$

\* Cálculo de longitud del tubo requerido : (L1)

$$\text{Area disponible: } \text{cm}^2/\text{cm} = \pi D_{tubo} (1 \text{ cm}) = \pi (0.9525 \text{ cm}) (1 \text{ cm}) = 2.9923 \frac{\text{cm}^2}{\text{cm}}$$

$$\therefore \text{LONGITUD} = L_1 = \frac{A_1}{\text{cm}^2/\text{cm}} = \frac{2692.87 \text{ cm}^2}{2.9923 \text{ cm}^2/\text{cm}} = 899.9 \text{ cm} \approx 900 \text{ cm.}$$

\* Cálculo del # de giros del serpentín:

Se usará un doble serpentín de 8 cm y 4.5 cm en los diámetros del serpentín externo e interno respectivamente.

$$\frac{\text{LONG}}{\text{GIRO}} = \pi (D_1 + D_2) = \pi (12.5 \text{ cm}) = 39.27 \text{ cm/giro.}$$

$$\# \text{ GIROS} = \frac{L_1}{\text{LONG/GIRO}} = \frac{899.93 \text{ cm}}{39.27 \text{ cm}} = 22.91 \text{ giros (C/serpentín)}$$

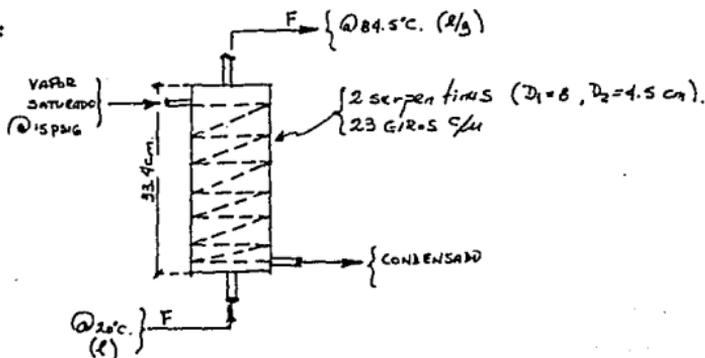
$$\# \text{ GIROS} = 23$$

\* Cálculo de la altura del vaporizador (HC-102)

Suponiendo una separación de 5 mm entre giros:

$$H_{C-102} = 0.5 \text{ cm} (23+1) + 0.9525 \text{ cm} (23) = 33.4 \text{ cm.}$$

Resumiendo:



C) CONDENSADOR C-103.

Consideraciones:

- 1) Agua de enfriamiento de 20 y 30 °C en la entrada y salida respectivamente.
- 2) Se usará un doble serpentín semejante al C-102

\* Cálculo del calor a disipar: (-Q<sub>c</sub>)

$$m = 0.03 \frac{\text{kg mol}}{\text{min}} ; Z_D = 0.325 = Y_D$$

$$-Q_c = m(-\lambda) ; \lambda = 9700 \frac{\text{kcal}}{\text{kg mol}}$$

$$-Q_c = (0.03 \frac{\text{kg mol}}{\text{min}})(-9700 \frac{\text{kcal}}{\text{kg mol}}) = -291 \frac{\text{kcal}}{\text{min}}$$

\* Cálculo del área requerida: (A<sub>c</sub>)

$$A_c = \frac{-Q_c}{U \text{LMTD}} ; U = 200 \frac{\text{BTU}}{\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

(Perry 6<sup>ed.</sup> Tablo 10-10)

$$\text{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \left( \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} \right)} = 37.88 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A_c = \frac{(291 \frac{\text{kcal}}{\text{min}}) \left( \frac{\text{BTU}}{0.325 \text{ kcal}} \right) \left( \frac{60 \text{ min}}{\text{h}} \right)}{\left( 200 \frac{\text{BTU}}{\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \right) \left( \frac{1.8 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{ } ^\circ\text{C}} \right) (37.88 \text{ } ^\circ\text{C}) \left( \frac{\text{ft}^2}{(30.48 \text{ cm})^2} \right)} = 4706.76 \text{ cm}^2$$

\* Cálculo de la longitud del tubo requerido: (L<sub>c</sub>)

$$L_c = \frac{A_c}{\frac{\text{cm}^2}{\text{cm}}} = \frac{4706.76 \text{ cm}^2}{2.8923 \frac{\text{cm}^2}{\text{cm}}} = 1572.95 \text{ cm}$$

\* Cálculo del # giros de los serpentines:

$$\# \text{ GIROS} = \frac{L_c}{\frac{\text{cm}}{\text{giro}}} = \frac{1572.95 \text{ cm}}{39.27 \frac{\text{cm}}{\text{giro}}} = 40 \text{ GIROS}$$

\* Cálculo de la altura del condensador: (Hc)

Suponiendo una separación entre giro de 5 mm:

$$H_c = (0.5 \text{ cm})(36+1) + (0.9525 \text{ cm})(36) = 52.79 \text{ cm.}$$

D) SUBENFRIADOR C-101 Y C-104.

Consideraciones:

- 1) Se utilizará el mismo diseño para el C-101, pues el cambiador aquí diseñado es el requerido para un equivalente en líquido saturado a el C-104 @ 86 °C.
- 2) El agua de enfriamiento será de 20 y 30 °C en la entrada y salida respectivamente.
- 3) Se usará doble serpentín semejante al del C-102.

\* Cálculo del calor a disipar: (-Qs)

$$-Q_s = m C_p \Delta T \quad \overline{PM}_0 = 27.1 \frac{\text{kg}}{\text{seg}} ; C_p = 3.65 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$-Q_s = (0.03 \frac{\text{kg-min}}{\text{min}}) (27.1 \frac{\text{kg}}{\text{seg}}) (3.65 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}) (0.2360 \frac{\text{cal}}{\text{J}}) (\frac{1000 \text{ J}}{\text{kcal}}) (20 - 75.7^\circ\text{C})$$

$$-Q_s = 39.5058 \frac{\text{kcal}}{\text{min}}$$

\* Cálculo del área requerida: (As)

$$A_s = \frac{-Q_s}{U(LMTD)} \quad ; \quad U = 95 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

(Revisar el tabla: 10-13)

$$LMTD = \frac{(75.7-30) - (30-20)^\circ\text{C}}{\ln \left( \frac{75.7-30}{30-20} \right)} = 23.49^\circ\text{C}$$

$$A_s = \frac{(39.50 \frac{\text{kcal}}{\text{min}}) \left( \frac{27.1 \text{ kg}}{0.252 \text{ kcal}} \right) \left( \frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} \right)}{\left( 95 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right) \left( \frac{1.8^\circ\text{F}}{^\circ\text{C}} \right) (23.49^\circ\text{C}) \left( \frac{\text{ft}^2}{(30.48 \text{ cm})^2} \right)} = 275.1 \text{ cm}^2$$

\* Cálculo de la longitud del tubo requerido: ( $L_s$ )

$$L_s = \frac{A_s}{\frac{cm^2}{cm}} = \frac{2175.11 cm^2}{2.9923 \frac{cm^2}{cm}} = 726.9 cm.$$

\* Cálculo del # giros de los serpentines:

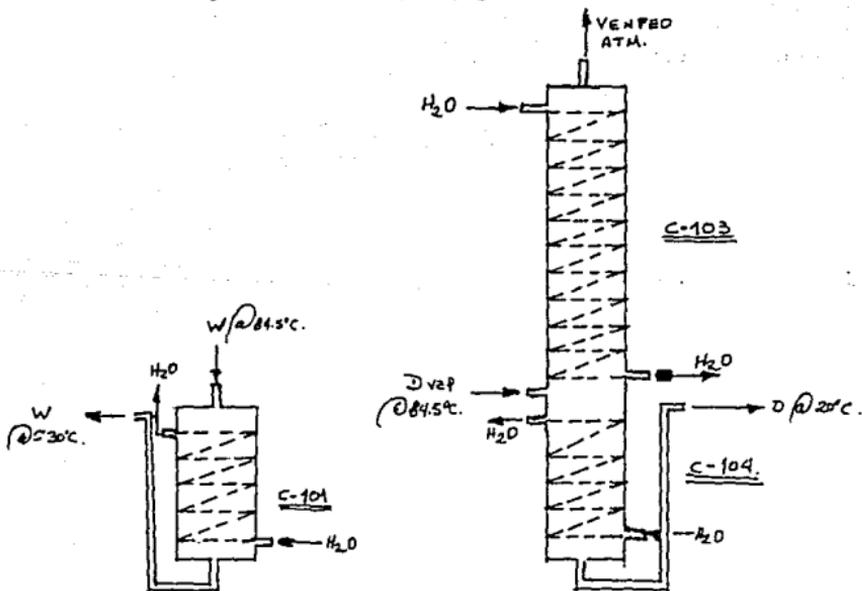
$$\# \text{GIROS} = \frac{L_s}{39.27 cm / \text{giro}} = \frac{726.9 cm}{39.27 cm / \text{giro}} = 18.5 \approx 18 \text{ GIROS.}$$

\* Cálculo de la altura del condensador: ( $H_s$ )

Suponiendo una separacion entre giro de 5 mm:

$$H_s = (0.5 cm)(18 + 1) + 0.9525 cm (18) = 23.74 cm.$$

Resumiendo para el C-101, 103, y 104:



E) TANQUE ACUMULADOR R-101.

Se calculará el volumen mínimo requerido por el sistema en general para tener niveles de operación continua:

$$\begin{aligned} \text{Vol}_{\text{RETENCION}} &= \text{Vol}_{R-102} + 2 \text{Vol}_{C-104} = \text{Vol}_{R-102} + \text{Vol}_{C-104} + \text{Vol}_{C-101} \\ &= 1590 \text{ cm}^3 + \frac{2}{9} (\pi) (8.9525 \text{ cm})^2 (23.74 \text{ cm}) \\ \text{Vol}_{\text{RETENCION}} &= 4578.74 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

USANDO UN FACTOR DE SEGURIDAD = 3 min.

$$\begin{aligned} \text{Vol}_{R-101} &= (3)(4578.74 \text{ cm}^3) = 13736.24 \text{ cm}^3 = 13.7 \text{ l} \\ &\text{(sin incluir tuberías).} \end{aligned}$$

F) CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

\* Agua para C-101 y C-104.

$$\text{H}_2\text{O: } m_{C-101} = m_{C-104} = \frac{Q_c}{C_p \Delta T_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{39.5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}}}{1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (30-20)^\circ\text{C}} = 3.95 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$$

\* Agua para C-103.

$$\text{H}_2\text{O: } m_{C-103} = \frac{Q_c}{C_p \Delta T_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{29.1 \frac{\text{kcal}}{\text{min}}}{1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (30-20)^\circ\text{C}} = 29.1 \frac{\text{kg}}{\text{min}}$$

Consumo total:

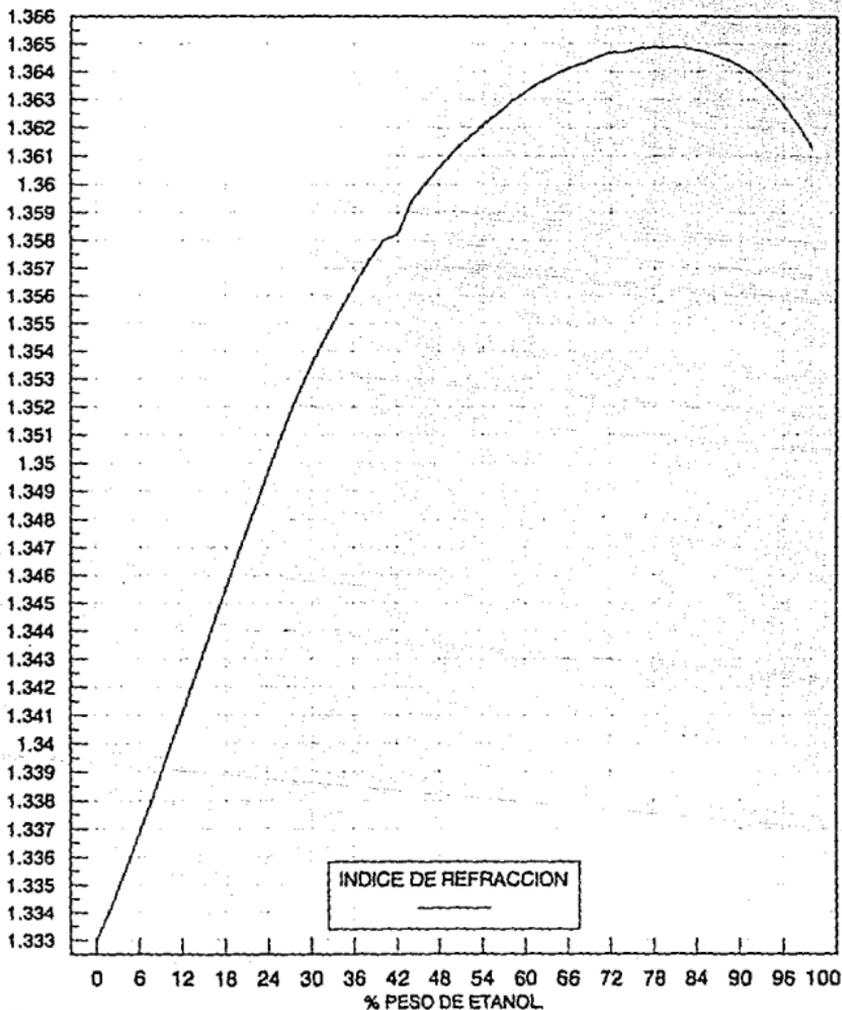
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O}_{\text{TOTAL}} &= m_{C-101} + m_{C-102} + m_{C-103} \\ &= (3.95 \frac{\text{kg}}{\text{min}}) 2 + 29.1 \frac{\text{kg}}{\text{min}} = 36.76 \frac{\text{kg}}{\text{min}} \\ &= 9.7 \text{ GPM.} \end{aligned}$$

## APENDICE II.

ND vs % PESO ETANOL.  
MEZCLAS ETANOL-AGUA.

INDICE DE REFRACCION  
PARA MEZCLAS ETANOL-AGUA.

INDICE DE REFRACCION.

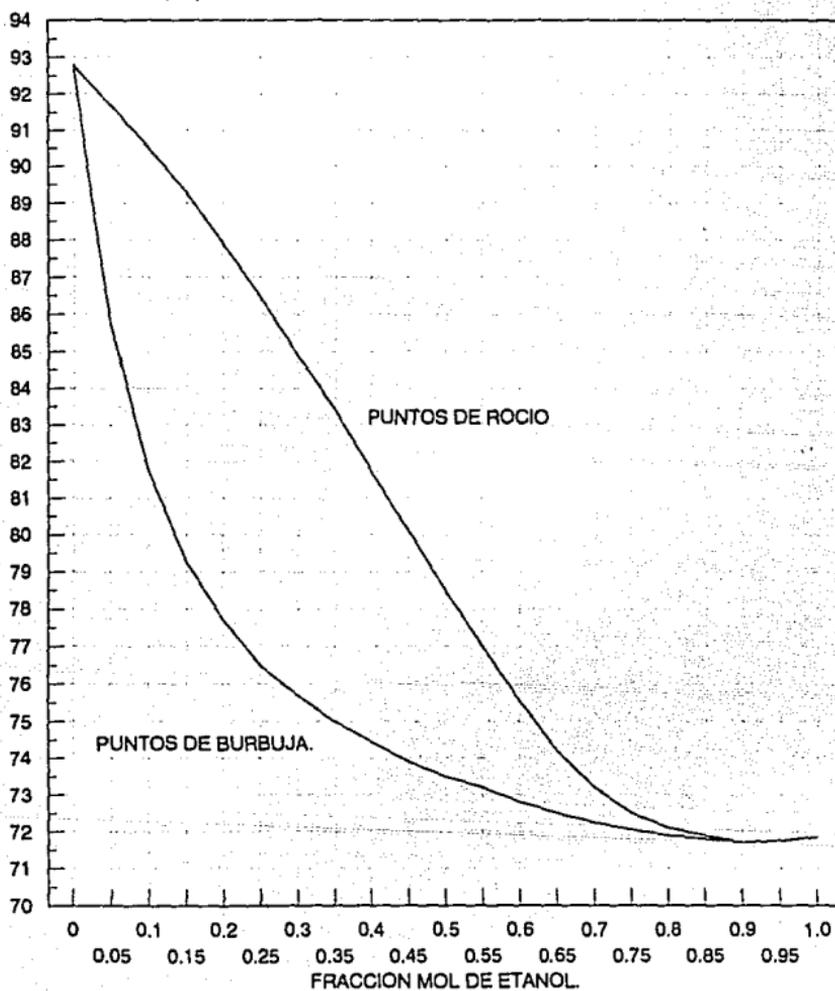


## APENDICE III.

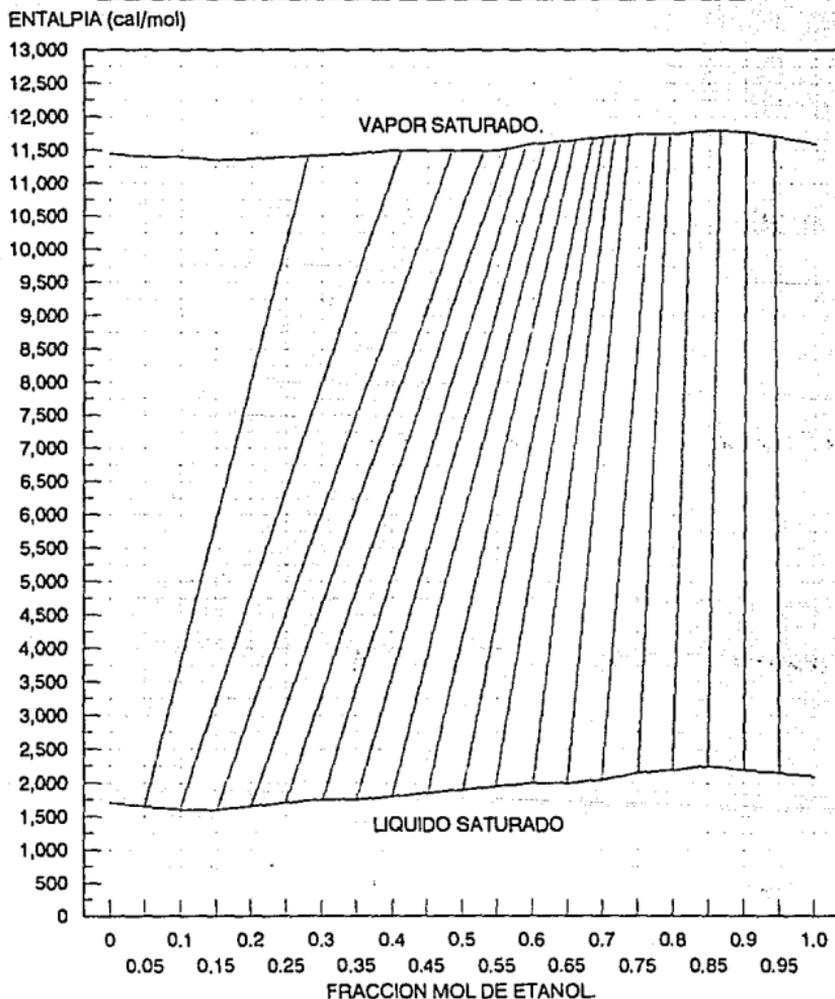
DIAGRAMAS T,H vs.  $x,y^*$  .  
MEZCLAS ETANOL-AGUA.

**CURVA DE EQUILIBRIO**  
**TEMPERATURA vs x,y\***  
*PARA MEZCLAS ETANOL-AGUA A 586 mmHg.*

TEMPERATURA (oC)



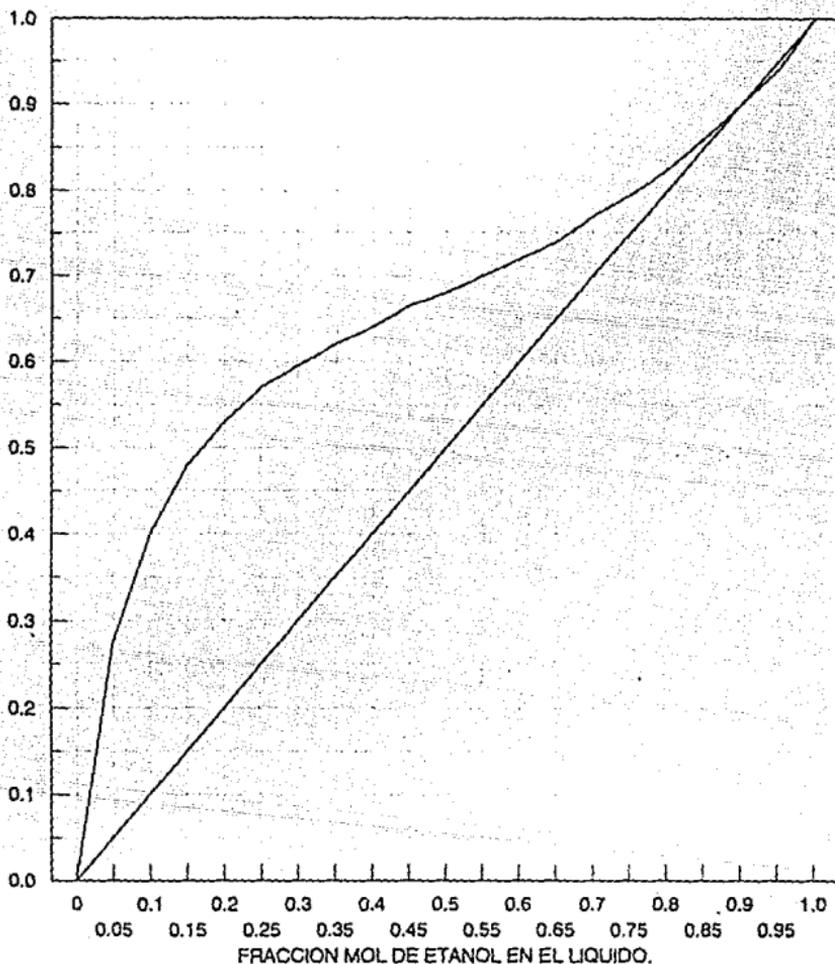
**CURVA DE EQUILIBRIO**  
**ENTALPIA vs  $x,y^*$**   
**PARA MEZCLAS ETANOL-AGUA A 586 mm Hg.**



AZEOTROPO @ 71.7 °C ( $x=y^*=0.9$ )

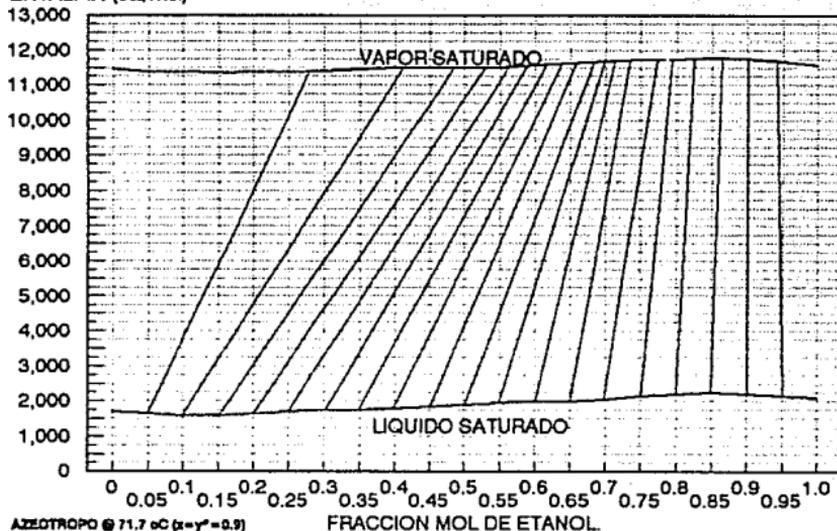
**CURVA DE EQUILIBRIO**  
 **$y^*$  vs  $x$ .**  
**PARA MEZCLAS ETANOL-AGUA A 586 mm Hg.**

FRACCION MOL DE ETANOL EN EL VAPOR.

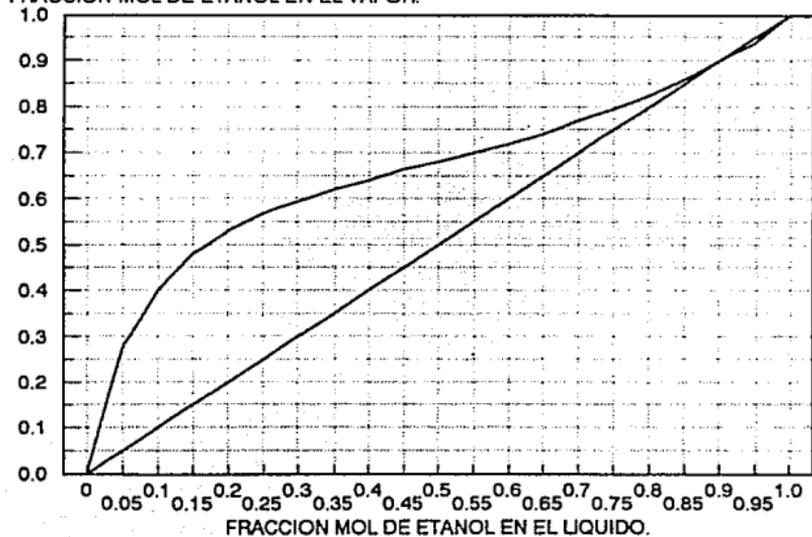


AZEOTROPO @ 71.7 °C ( $x=y^*=0.9$ )

ENTALPIA (cal/mol)



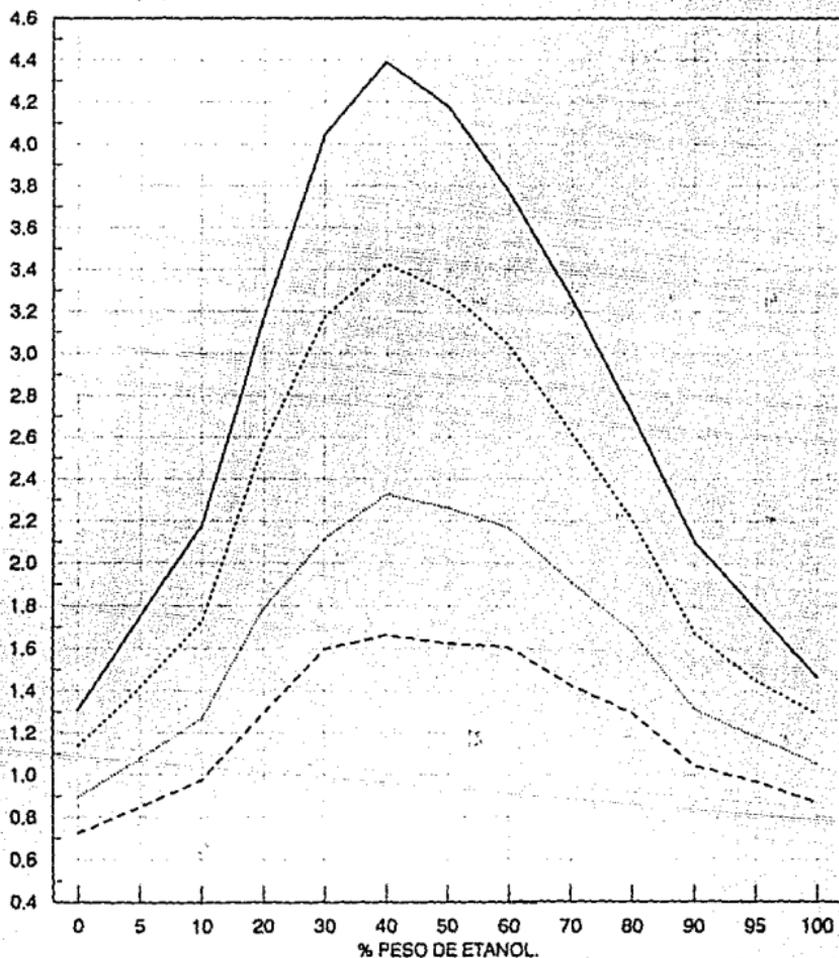
FRACCION MOL DE ETANOL EN EL VAPOR.



**APENDICE IV.**  
**DIAGRAMAS  $C_p$  Y VISC. vs.  $x$  .**  
**MEZCLAS ETANOL-AGUA.**

VISCOSIDADES  
PARA MEZCLAS ETANOL-AGUA.

VISCOSIDAD (cP)



A 10 oC    A 15 oC    A 25 oC    A 35 oC

CAPACIDAD CALORIFICA  
PARA MEZCLAS ETANOL-AGUA .

$C_p$  (J/g °C)

4.4

4.2

4.0

3.8

3.6

3.4

3.2

3.0

2.8

2.6

2.4

@ 23 °C

@ 41 °C

0 0.05 0.1 0.15 0.2 0.25 0.3 0.35 0.4 0.45 0.5 0.55 0.6 0.65 0.7 0.75 0.8 0.85 0.9 0.95 1.0

FRACCION MOL DE ETANOL EN EL LIQUIDO.

