

223



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

293015

DISEÑO DE UNA PRACTICA DE DESTILACION  
CONTINUA EN LA COLUMNA DE PIGNAT  
APLICANDO EL METODO DE Mc CABE - THIELE

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

**INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A :**

**JOSE ANTONIO VALENTINO PICHAL**



MEXICO, D.F.



EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUIMICA

2001



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.

JURADO ASIGNADO SEGÚN EL TEMA

PRESIDENTE

PROFR. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

VOCAL

PROFR. HECTOR MENDEZ FREGOSO

SECRETARIO

PROFRA.. MA. LUISA GALICIA PINEDA

1er. SUPLENTE

PROFR. MARIANO PEREZ CAMACHO

2do. SUPLENTE

PROFR. GERARDO DEL RIO CASTILLO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA

"LABORATORIO DE INGENIERIA QUÍMICA " DE LA FACULTAD DE QUÍMICA

SUSTENTANTE JOSE ANTONIO VALENTINO PICHAL

*Jose Antonio Valentino Pichal*

ASESOR DEL TEMA DR. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

*Antonio Valiente Barderas*

## CONTENIDO

INTRODUCCIÓN

RESUMEN

CAPITULO I

GENERALIDADES SOBRE EL METODO Mc CABE-THIELE

CAPITULO II

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

CAPITULO III

DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA BINARIO ETANOL-AGUA

CAPITULO IV

PUESTA EN MARCHA DE LA COLUMNA

CAPITULO V

DESTILACIÓN EN COLUMNA EMPACADA

CAPITULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CAPITULO VII

FORMATO DE LA PRACTICA

BIBLIOGRAFIA

## INTRODUCCIÓN

La operación unitaria de destilación es un método que se usa para separar los componentes de una solución líquida, que depende de la distribución de estos componentes entre una fase vapor y una fase líquida. Ambos componentes están presentes en ambas fases. La fase vapor se origina de la fase líquida por vaporización al punto de ebullición.

El requerimiento básico para la separación de los componentes por destilación, consiste en que la composición del vapor sea diferente a la composición del líquido con el cual está en equilibrio al punto de ebullición de este último. La destilación se basa en soluciones en la que todos los componentes son bastante volátiles, como soluciones amoníaco-agua o etanol-agua, donde ambos componentes estarán también en la fase vapor. Sin embargo, al evaporar una solución de sal y agua, el agua se vaporiza pero la sal no. El proceso de la absorción difiere del de la destilación, en cuanto a que uno de los componentes de la absorción es esencialmente insoluble en la fase líquida. Como ejemplo de absorción puede citarse el caso de la extracción de amoníaco del aire con agua, donde el aire es insoluble en la solución agua-amoniaco.

Los principales métodos de destilación a considerar son los siguientes:

Destilación de equilibrio o repentina, el segundo es la destilación por lotes o diferencial y el tercero es la destilación simple con arrastre con vapor. Estos tres tipos de importantes de destilación se verifican en una sola etapa o en un solo destilador y que no incluye rectificación.

Otro método es el que consiste en el retorno de una porción de condensado al destilador. Los vapores se desprenden a través de la serie de etapas o platos, a contracorriente con respecto a los vapores. A este método se le llama destilación fraccionada, destilación con reflujo o rectificación.

Este método se usó en el módulo de destilación Pignat para elaborar el diseño de una práctica de destilación continua.

## RESUMEN

Al entrevistarme con el Profesor Antonio Valiente, para pedirle me hiciera favor de dirigirme la tesis de licenciatura en Ingeniería Química, él mostró varios temas, de los cuales el que me interesó fue el de "Diseño de una Práctica de Destilación Continua en la Columna de Pignat aplicando el método de Mc Cabe and Thiele".

En dicha columna los alumnos realizan la separación de una solución de etanol agua al 35% en peso, en donde se obtiene un destilado de 80% y residuos de 11%. El número de platos teóricos calculados fue de 3 como máximo. En este trabajo no se hizo el cálculo de platos reales. Si se cambia la columna de platos por una columna empacada y aplicas también el método de Mc Cabe and Thiele el número de platos aumenta a 9. Siendo la concentración la misma de 35% la pureza en el destilado es de 92%. Lo anterior nos permite conocer que con tres platos teóricos es menor la pureza en el destilado, ya que al cambiar la columna el aumento en platos teóricos y concentración es considerable. Estos resultados experimentales nos permite realizar los balances de masa y energía, hacer cálculos y determinar gráficamente el número de platos teóricos.

Lo descrito anteriormente es un bosquejo de lo que se trabajó en las do columnas de separación, siendo la columna empacada la que aportó mejores resultados para la separación de la mezcla etanol-agua.

De aquí surgen preguntas tales como:

¿ Porqué se recupera mayor porcentaje en destilado en una columna de empaque, que en una columna de platos?

¿Cómo influyen los diámetros de la columna, la altura, el empaque, las características del fluido, etc. ?

El profesor de laboratorio es el que debe dar respuesta satisfactoria a éstas y más interrogantes que surjan.

## CAPITULO UNO

### 1.0 Generalidades sobre el método de Mc Cabe and Thiele

#### 1.1 Antecedentes

El método de Mc Cabe and Thiele fue presentado en la revista " Industrial and Engineering Chemistry " en 1925 y se ha utilizado desde entonces con algunas modificaciones tanto Para el cálculo de columnas de destilación como para columnas de absorción y extracción.

#### 1.2 Explicación

Consideremos una columna de rectificación que trabaja a régimen permanente y en la que se está destilando una mezcla binaria ideal. Si  $L_A$  es la alimentación,  $L_D$  del líquido destilado y  $L_F$  los fondos y si las concentraciones del componente más volátil en cada una

de las corrientes mencionadas son  $X_A$ ,  $X_D$  y  $X_F$  entonces de acuerdo al siguiente dibujo.

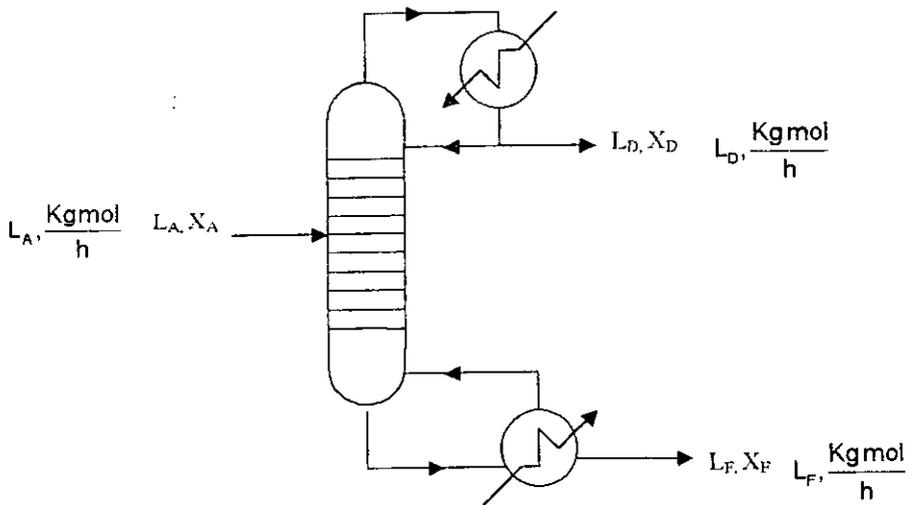


Fig. 1.1 Esquema de una columna de destilación.

Los balances de materia queda en masa y luego se convierten a base molar:

$$L_A = L_D + L_F \quad \text{Balance total} \quad (1.1)$$

$$L_A X_A = L_D X_D + L_F X_F \quad \text{Balance parcial} \quad (1.2)$$

Para el diseño de estos aparatos se divide la columna en dos secciones **superior** o de **rectificación** y la **inferior** o de **agotamiento**. Las secciones están separadas por el **plato de alimentación**.

Aplicando a cada una de las secciones el balance total y parcial de materia y numerando los platos en sentido descendente tendremos:

1.3 Para la sección superior (plato n)

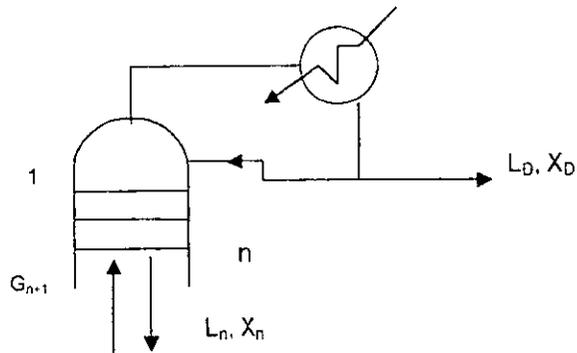


Figura 1.2 Diagrama de la sección de enriquecimiento

$$G_{n+1} = L_n + L_D \quad (1.3)$$

$$G_{n+1}y_{n+1} = L_n x_n + L_D x_D \quad (1.4)$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{G_{n+1}} x_n + \frac{L_D x_D}{G_{n+1}} \quad (1.5)$$

1.4 Para la sección inferior (plato m)

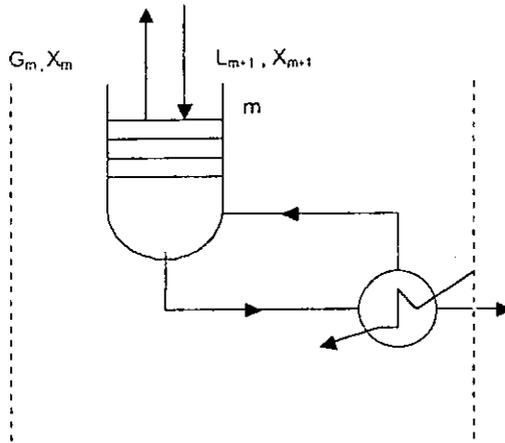


Fig. 1.3 Diagrama de la sección de agotamiento

$$L_F + G_m = L_{m+1} \quad \text{Balance total} \quad (1.6)$$

$$L_F X_F + G_m Y_m = L_{m+1} X_{m+1} \quad \text{Balance parcial} \quad (1.7)$$

$$y_m = \left( \frac{L_m}{G_m} \right) x_{m+1} - \left( \frac{L_F}{G_m} \right) x_F \quad (1.8)$$

Las ecuaciones (1.5) y (1.8) anteriores nos relacionan la concentración del vapor procedente de una etapa con la del líquido que llega a ella procedente de la etapa o plato inmediatamente superior y reciben el nombre de líneas de operación.

En general  $G$  y  $L$  varían a lo largo de la columna y para determinar la relación entre ambas sería necesaria la aplicación de un balance de energía en el plato correspondiente. Para el plato "n" ese balance sería:

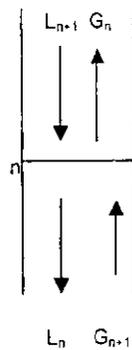


Fig. 1.4 Plato "n"

$$G_{n+1}H_{n+1} + L_{n+1}H_{n+1} = G_nH_n + L_nH_n + Q_p + \Delta H_m \quad (1.9)$$

en donde las " H " representan las entalpías,  $\Delta H_m$  el calor de mezclado y  $Q_p$  el calor perdido por conducción, convección y radiación.

A menos que  $L_n$  y  $L_{n+1}$  sean constantes, las líneas de operación son curvas, sin embargo, en ciertas situaciones  $L_n$  y  $L_{n+1}$  no varían.

Para que esto suceda se debe reunir las condiciones siguientes:

- Que no existan pérdidas de calor.
- Que no haya calor de mezcla
- Que el calor de vaporización sea constante e independiente de la composición.

La condición a) se consigue con una columna bien aislada. La segunda se obtiene cuando se trabaja con sistemas ideales o sea aquellos que no presentan calores de disolución. La tercera condición se obtiene cuando se trabaja con parejas de líquidos similares y puntos de ebullición cercanos y que por lo tanto tienen calores latentes semejantes ( $\lambda =$  calor latente).

Si se acepta que los calores latentes de las sustancias A y B son iguales, ( $\lambda_A = \lambda_B$ ) el calor de vaporización de una mol de cualquier mezcla de A y B es independiente de la concentración y por lo tanto:

$$\lambda_n = \lambda_{n+1} \quad (1.10)$$

$$G_n = G_{n+1} \quad (1.11)$$

$$L_n = L_{n+1} \quad (1.12)$$

Lo cual indica que cuando se evapora un mol de mezcla líquida se debe condensar un mol de mezcla gaseosa. La tercera condición se obtiene con sistemas ideales, que son aquellos que no presentan calores de disolución.

Si se presentan las condiciones anteriores se puede aplicar el método de Mc Cabe and Thiele, que es un método matemático gráfico. En el que las líneas representadas por las ecuaciones (1.5) y (1.8) (líneas de operación) se grafican junto con la línea de equilibrio (gráfica x vs y).

El método puede entonces usarse para obtener el número de platos ideales requeridos para obtener una separación dada.

En aquellos en que no se puedan hacer las suposiciones anteriores será necesario usar el método de Ponchon y Savarit, ver al final bibliografía.

Nota

El método Mc Cabe and Thiele, también puede usarse para obtener soluciones aproximadas en sistemas no ideales.

Cuando se hace la siguiente consideración.

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} = \text{constante y que } \frac{L_m}{G_m} = \text{constante}$$

Las ecuaciones

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{G_{n+1}} x_n - \frac{L_D}{G_{n+1}} x_D \quad (1.5)$$

$$y_m = \frac{L_{m+1}}{G_m} x_{m+1} - \frac{L_F}{G_m} x_F \quad (1.8)$$

representan las ecuaciones de las líneas rectas pueden colocarse en un diagrama X,Y.

### 1.5 Sección de enriquecimiento

Se llama así a la sección que se encuentra por arriba de la alimentación y en donde se lleva a cabo el enriquecimiento el vapor en el componente más volátil.

Tomando la ecuación (1.5) cuando  $x_n=0$

$$y_{n+1} = \frac{L_D}{G_{n+1}} x_D$$

cuando  $x_n = x_D$

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{G_{n+1}} x_D + \frac{L_D}{G_{n+1}} x_D = x_D$$

La ecuación anterior indica que la línea de enriquecimiento pasa por los puntos,

$$\left( \frac{0, L_D x_D}{G_{n+1}} \right) \text{ y } (x_D, x_D) \text{ con una pendiente gual a } \frac{L_n}{G_{n+1}}$$

Los puntos se muestran gráficamente en la figura 1.5

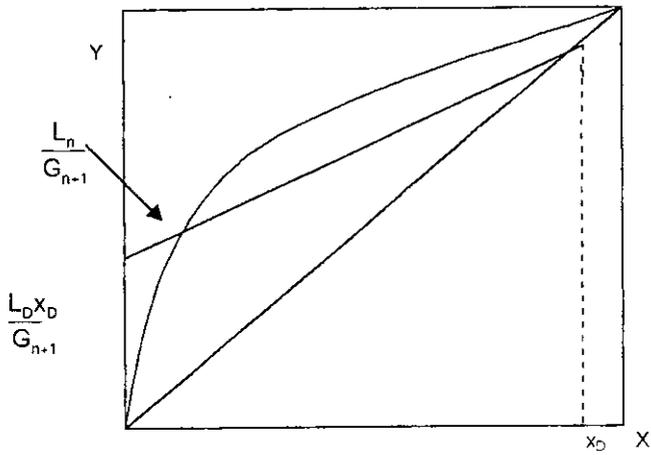


Fig 1.5 Representación gráfica de la línea de enriquecimiento

El valor de la pendiente depende del reflujo (el líquido que se regresa a la columna para procurar siempre el contacto entre los vapores y el líquido dentro de la rectificación).

Si se hace un balance para la primera etapa:

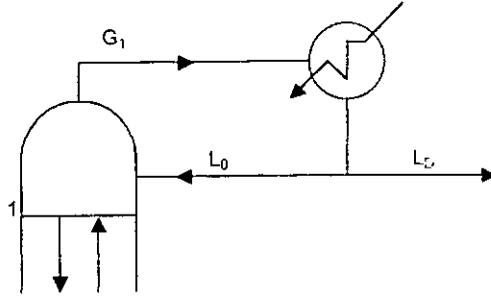


Figura 1.6 Diagrama de la primera etapa más el condensador.

$$G_1 = L_0 + L_D \quad (1.13)$$

$$\text{pero } \frac{L_0}{L_D} = R \quad (1.14)$$

siendo R la relación de :eflujo externo

$$G_1 = RL_D + L_D$$

$$G_1 = L_D(R + 1) \quad (1.15)$$

$$G_1 y_1 = L_D x_0 + L_D x_D$$

$$y_1 = \left( \frac{L_D}{G_1} \right) x_0 + \left( \frac{L_D}{G_1} \right) x_D$$

$$y_1 = \frac{L_D R}{L_D(R + 1)} x_0 + \frac{L_D}{L_D(R + 1)} x_D$$

$$y_1 = \left( \frac{R}{R + 1} \right) x_0 + \frac{x_D}{R + 1} \quad (1.16)$$

esto se puede extender para las otras etapas por lo que la ecuación (1.5) se puede expresar como:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R + 1} x_n + \frac{x_D}{R + 1} \quad (1.17)$$

que es otra forma de representar la línea de operación en la sección de enriquecimiento.

### 1.6 Sección de agotamiento

Se llama así a la sección inferior de la torre que se inicia a partir del plato de alimentación hacia abajo y en donde se lleva a cabo el enriquecimiento del líquido en el componente menos volátil.

De la ecuación (1.8) se tiene que:

$$y_m = \frac{L_{m-1}}{G_m} x_{m-1} - \frac{L_F}{G_m} x_F$$

Cuando  $x_{m,1}$  se hace igual a  $x_F$  y utilizando la ecuación (1.6) se tiene que:

$$y_m = \left( \frac{L_{m-1}}{G_m} - \frac{L}{G_m} \right) x_F = \left( \frac{L_{m-1} - L_F}{G_m} \right) x_F = x_F$$

o sea la ecuación de agotamiento es una recta con pendiente  $(L_{m-1}/G_m)$  que pasa por el punto  $(x_F, x_F)$ .

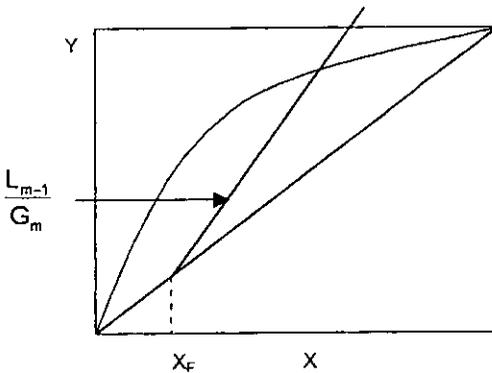


Fig. 1.7 Localización gráfica de la línea de agotamiento

La línea de agotamiento se debe unir en algún punto con la de enriquecimiento. Este punto varía de acuerdo con la forma en que se introduce la alimentación en la torre.

### 1.7 Etapa de alimentación

Se llama etapa de alimentación al plato de la torre en el que se alimenta la mezcla a la columna. Si se considera una columna de destilación simple, el único cambio que ocurre al ir de la sección de enriquecimiento a la de agotamiento es en la alimentación. El método utilizado por McCabe and Thiele para examinar el efecto de la alimentación sobre los flujos internos de la columna es utilizar una cantidad llamada "q" definida por:

$$q = \frac{\text{calor necesario para convertir una mol de alimentación a vapor saturado}}{\text{calor molar de vaporización en la alimentación}} \quad (1.18)$$

o sea que "q" representa las moles de líquido saturado formadas en la etapa de alimentación por mol de alimentación.

Por lo tanto para una alimentación consistente en:

Líquido subenfriado	$q > 1$
Líquido saturado	$q = 1$
Alimentación parte líquido y parte vapor	$1 > q > 0$

Vapor saturado

$$q=0$$

Vapor sobrecalentado

$$q<0$$

Un balance en la etapa de alimentación daría: (ver fig. 1.8)

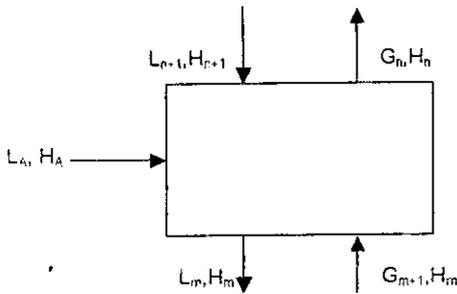


Fig. 1.8 Etapa de alimentación  $m$  ó  $n$

Balance de energía

$$L_A H_A + L_{n+1} H_{n+1} + G_{n+1} H_{m+1} = G_n H_n + L_m H_m \quad (1.19)$$

$$L_A H_A = H_n (G_n - G_{m+1}) + H_m (L_m - L_{n+1}) \quad (1.20)$$

ya que  $H_n = H_{m+1}$  y  $H_m = H_{n+1}$

Balance de materia

$$L_A + L_{n+1} + G_{m+1} = G_n + L_m \quad (1.21)$$

$$(G_n - G_{m+1}) = (L_{n+1} - L_m) + L_A \quad (1.22)$$

Colocando la ecuación (1.22) en la ecuación (1.20) se obtiene:

$$L_A H_A = H_n (L_A + (L_{n+1} - L_m)) + H_m (L_m - L_{n+1})$$

$$L_A (H_A - H_n) = (H_n - H_m) (L_{n+1} - L_m)$$

$$\frac{L_A (H_A - H_n)}{(H_n - H_m)} = L_{n+1} - L_m$$

pero de la definición de "q"

$$q = \frac{H_A - H_n}{H_n - H_m}$$

$$-qL_A = (L_{n+1} - L_m) \quad (1.23)$$

$$L_m = L_{n+1} + qL_A \quad (1.24)$$

sustituyendo la ecuación(1.24) en la (1.22) se obtiene por lo tanto:

$$G_n = G_{m+1} + (1-q) L_A \quad (1.25)$$

Para poder encontrar el lugar de todas las posibles intersecciones de las líneas de agotamiento con la alimentación se requiere que todos los  $x$ ,  $y$  sean idénticos.

Para enriquecimiento.

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{G_{n+1}} x_n + \frac{L_D}{G_{n+1}} x_D \quad (1.5)$$

Para agotamiento

$$y_{m-1} = \frac{L_{m-1}}{G_m} x_{m-1} - \frac{L_F}{G_m} x_F \quad (1.8)$$

La ecuación (1.5) menos la ecuación (1.8) nos da:

$$\frac{q}{q-1}x - \frac{x_A}{q-1} \quad (1.27)$$

La ecuación (1.27) es la línea de alimentación y proporciona todas las intersecciones posibles de las líneas de agotamiento y rectificación. Esa línea intercepta a la diagonal en  $(x=y)$  y al eje de la  $y$  en el punto  $x_A/(q-1)$ . Véase la figura siguiente:

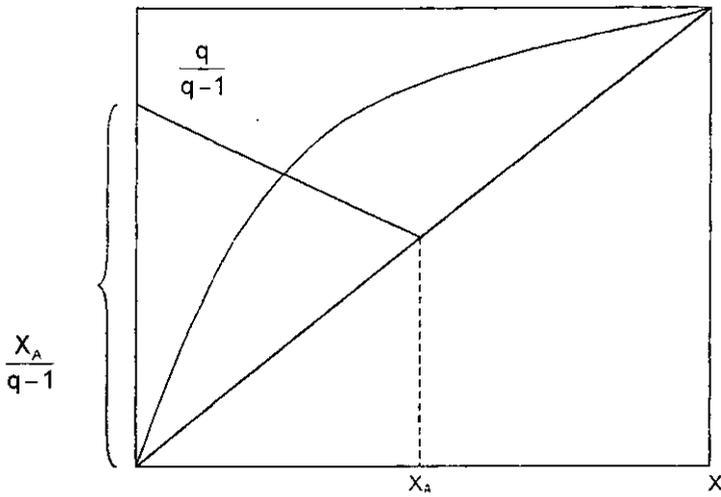


Fig. 1.9 Dibujo de la línea de alimentación

### 1.8 Procedimiento general para el cálculo de los platos ideales.

El procedimiento que se presenta a continuación permite calcular las etapas de equilibrio para una mezcla binaria a partir del trazo de las líneas de enriquecimiento, agotamiento y alimentación.

#### Primer paso

En el diagrama de equilibrio se grafica la línea de enriquecimiento.

$$y_{n+1} = \frac{L_n x_n}{G_{n+1}} + \frac{L_D x_D}{G_{n+1}} \quad (1.5)$$

o

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (1.17)$$

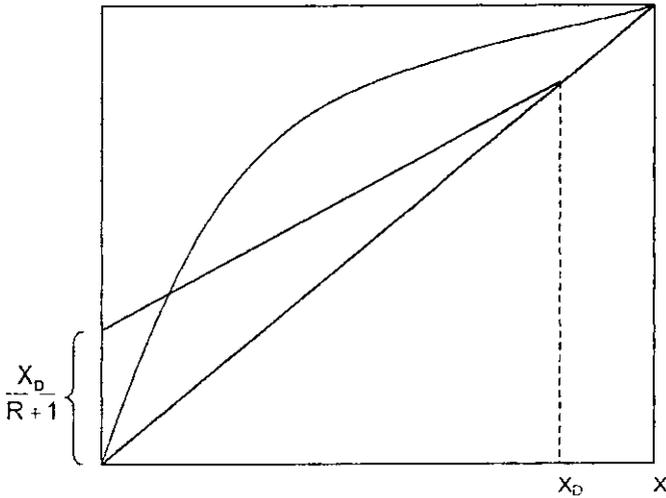


Fig. 1.10 Trazo de la línea de enriquecimiento

Segundo paso.

Trazo de la línea de alimentación

La línea de alimentación se puede trazar rápidamente sabiendo que ésta pasa por los puntos

$x=y=x_A$ ,  $y=x_A/(q-1)$ . Ver fig. 1.11.

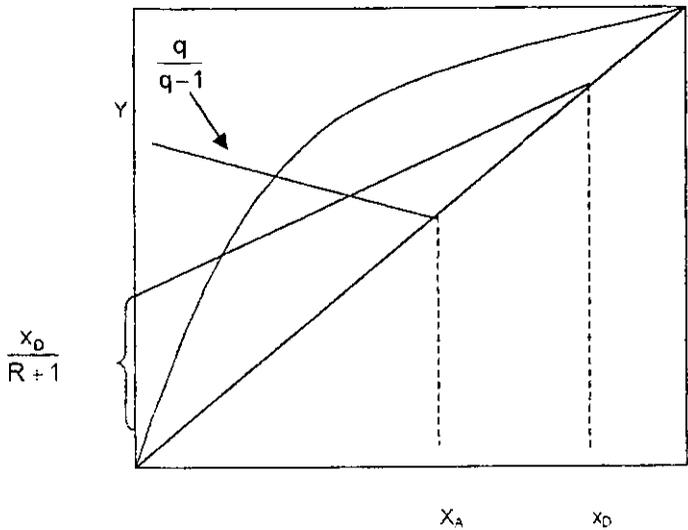


Fig. 1.11 Trazo de la línea de alimentación

Tercer paso.

Trazo de la línea de agotamiento.

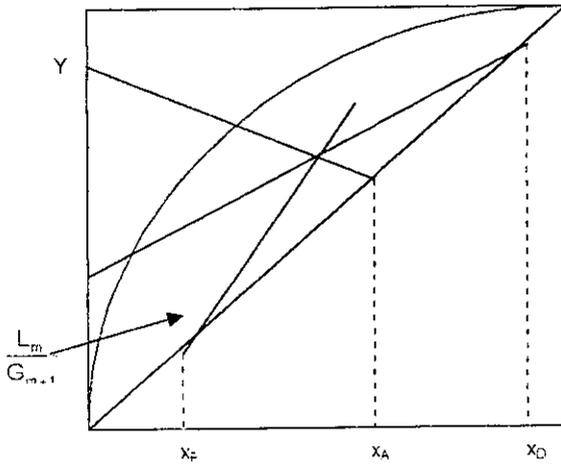


Fig. 1.13 Trazo de la línea de agotamiento

Cuarto paso

Una vez trazadas las líneas de operación sobre el diagrama de equilibrio, se procede a dibujar los platos teóricos comenzando desde arriba.

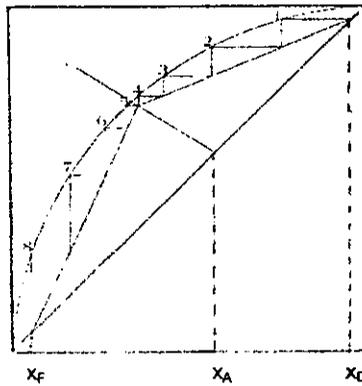


Fig. 1.13 Trazo de los platos ideales

### 1.8 Eficiencia de etapa

El concepto de etapa ideal está basado en la suposición de que todo el vapor saliente de la etapa está en equilibrio con el líquido que deja la misma etapa.

Una etapa real que produzca un vapor que esté en equilibrio con el líquido que la deja, se dice que

tiene una eficiencia del 100%.

☞

Las etapas o platos reales tienen eficiencias menores.

La obtención de la eficiencia de una etapa es un cálculo complicado que depende de la disposición geométrica del plato y del tipo de dispositivo de contacto usado y que escapa al propósito de este trabajo. Si se desea obtener más información se puede consultar alguno de los libros recomendados al final de este trabajo.

La eficiencia más simple y sencilla de aplicación es la eficiencia global o total que define como el número de etapas ideales requeridas para un proceso dividido entre el número de etapas reales necesarias.

#### 1.9 Reflujo total y mínimo para el método de McCabe and Thiele

Para destilar una mezcla binaria formada por los líquidos A y B por regla general se especifican, las condiciones de la alimentación y las composiciones deseadas de los destilados y los fondos. Con ello se debe indicar el número de platos teóricos necesarios, sin embargo estos dependen de las líneas de operación y para fijar estas se debe especificar la relación de reflujo  $R = L_D/L_D$ .

De la relación anterior, se dice que parte del líquido volátil se regresa a la columna que es a lo que se llama reflujo, siendo este  $L_D$ , y  $L_D$  es el destilado obtenido en la separación de la solución acuosa.

Una de las condiciones límites que puede presentarse es la del reflujo total o sea cuando no se saca ningún producto por el domo y todo el líquido condensado que se obtiene se vuelve a introducir en la columna, teniendo por ello necesidad de cerrar su alimentación para evitar su inundación, pues la columna deberá continuar operando en las mismas condiciones que se tendrían en operación normal.

Con esa condición  $L_D=0$

y por tanto  $G_{n+1}=L_n$

y la línea de operación

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} X_n + \frac{L_D}{G_{n+1}} X_D$$

$$y_{n+1} = \left( \frac{L_n}{L_n} \right) X_n + 0$$

$$\therefore Y_{n+1} = X_n$$

o sea la línea de operación de la sección de enriquecimiento se transforma en línea diagonal de  $45^\circ$ . El número de platos teóricos que se requieren se obtiene como antes, escalonando los platos del destilado hasta los fondos.

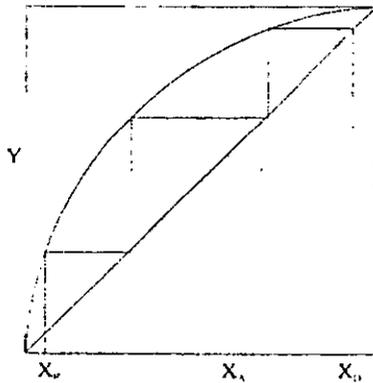


Figura 1.14 Platos mínimos

Como se observa en el diagrama esto proporciona el número mínimo de platos que puede utilizarse para obtener cierta separación, pero da máximo condensador y rehervidor y no se obtiene producción ni como destilado ni como fondos.

Esta condición de operación a reflujo total es muy frecuente al empezar a arrancar una columna de destilación.

La otra condición límite es la del llamado reflujo mínimo. A menor reflujo se obtiene más producto pero esto provocará un aumento en el número de platos.

El reflujo mínimo se obtiene cuando el número de etapas tiende a infinito. Cuando las líneas de operación tocan a la línea de equilibrio se produce un punto en donde el número de escalones requeridos se vuelve infinito. En esas condiciones se puede determinar gráficamente el reflujo mínimo. Ver figura 1.15

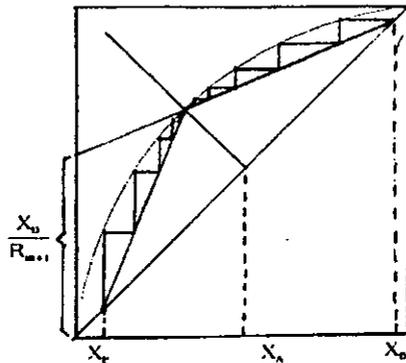


Figura 1.15 Reflujo mínimo

### 1.10 Columnas de relleno

La columna de rectificación o relleno consiste en una torre llena de lo que denominamos cuerpos de relleno, que permite el contacto íntimo entre el líquido y su vapor, al desplazarse el líquido sobre la superficie de los cuerpos de relleno en contracorriente con el vapor.

Comparando el funcionamiento de una columna de platos con un relleno, se observa que en la de platos hay una variación discontinua de la concentración de un plato a otro, mientras que en la de relleno esta variación es continua a lo largo de toda la columna.

Los balances de materia entalpía aplicadas a las columnas de platos son igualmente aplicables a las de relleno, teniendo en cuenta que aquí hay que referirlos a un elemento diferencial de volumen limitado por dos secciones normales de la torre infinitamente próximas.

La relación entre la composición del vapor y la del líquido en un punto de la columna situado por encima de la entrada de la alimentación viene dada por:

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{L_D}{G} x_D \quad (1.28)$$

Si el punto está por debajo de la entrada de la alimentación entonces:

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{L_F}{G} x_F \quad (1.29)$$

### 1.11 Altura equivalente

Se denomina altura equivalente a un plato teórico (HETP) a la altura de relleno necesaria para que las concentraciones del líquido y el vapor que salen de él sean las correspondientes a las condiciones de equilibrio. Esta magnitud hay que determinarla experimentalmente, y es función del tipo y tamaño del relleno, de los flujos del líquido y vapor y, para algunas mezclas, de su composición; por tanto, es necesario disponer de un gran número de datos experimentales para su aplicación al cálculo de estas columnas, y de aquí que actualmente se tienda a prescindir de su empleo.

## CAPITULO DOS

## 2.0 Descripción del equipo

2.1 Módulo de destilación tipo didáctico que consta principalmente de una columna de platos y una columna empacada intercambiables. La columna de platos tiene las siguientes: dimensiones 12 cm de diámetro nominal diámetro interno de 10 cm y 2 m de altura. Esta figura se muestra a continuación.

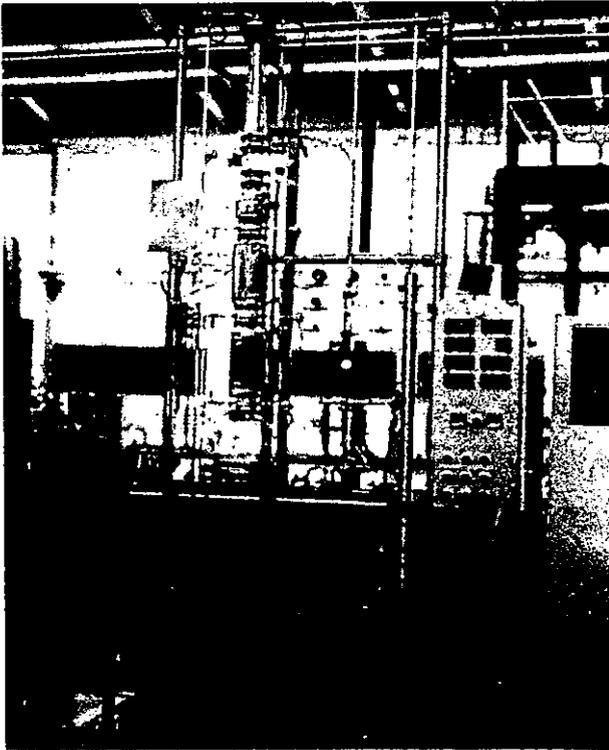


Figura 2.1 Módulo de destilación Pignat

## 2.2 Platos tipo burbujeo

La columna de rectificación consta de tres secciones de platos tipo burbujeo. A continuación en la figura 2.2 se muestra una sección de platos.

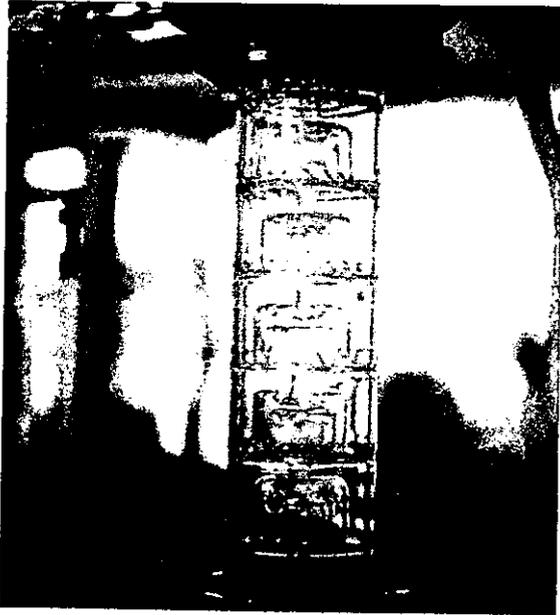


Fig. 2.2 Sección de platos de vidrio tipo burbujeo

Cada plato sirve para el contacto vapor -líquido. Los platos son de vidrio, que están conectados en la parte superior e inferior por un capilar respectivamente, de aproximadamente, 0.4 cm de diámetro. Cada plato está provisto de lo que es una cachucha de vidrio y en su interior un tubo de

2 cm de diámetro, con un arco en el borde superior, su diámetro es de 2 cm aproximadamente. Por cada plato circula el vapor que viene del plato inferior y otra para el líquido que viene del plato superior.

### 2.3 Calderín

Está conectado a la columna en la parte inferior de ésta. El calderín consta de un matraz de 8 litros de capacidad, en el interior del matraz está colocada una resistencia de inmersión a fondo para el calentamiento de la solución etanol-agua diferentes concentraciones de por ciento en peso. Ver figura 2.3.

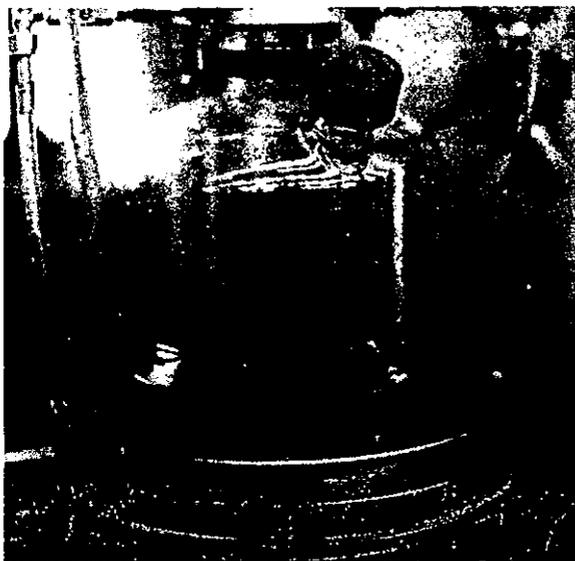


Figura 2.3 Calderín

#### 2.4 Refrigerante del módulo de destilación

En la parte superior de la columna está colocado el refrigerante vertical para condensar los vapores. El reflujo que llega a la columna se hace mediante un distribuidor que se controla con una válvula que está conectada a la línea de destilados.

Refrigerante. Figura 2.4

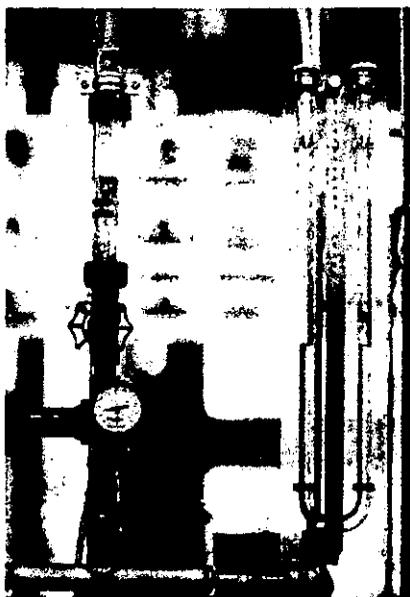


Fig. 2.4 Refrigerante de la columna de destilación

A continuación se muestra el diagrama de flujo del sistema refrigerante.

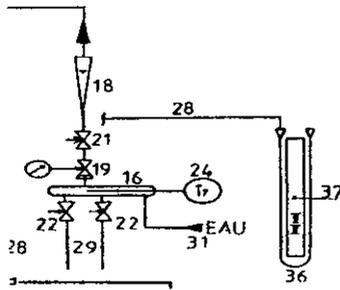


Fig. 2.5 Diagrama de flujo del refrigerante

## 2.5 Traducción del diagrama de flujo

16 Pieza de acero inoxidable. Abastecimiento Agua Destilación

18 Medidor de Caudal

19 Reductor de Presión de Agua

21 Válvula con Aguja Latón 1/2"

22 Válvula con Aguja con Latón 3/8"

24 Sonda de Temperatura PT

28 Tubo Flexible diámetro 6 X 8 mm

31 Tubo Flexible de Vinilo Armado 12 X 19 mm

36 Manómetro en forma de U

## 2.6 Recipientes de destilados y fondos

Los destilados y fondos se recogen en sendos recipientes de 20 l pasando antes por el refrigerante. Figura 2.6



Figura 2.6 Recipientes de destilados y fondos

## 2.7 Bomba de dosificación

Para la alimentación se tiene una bomba dosificadora que opera en forma digital como se muestra en la imagen 23.7.

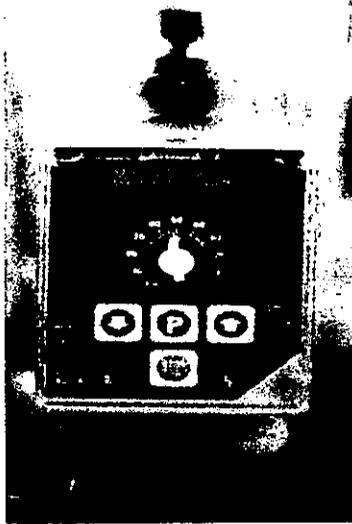


Fig. 2.7 Bomba dosificadora digital

## 2.8 Precalentador de alimentación

Es un intercambiador de calor de acero inoxidable con válvulas de vaciado, tres válvulas de abastecimiento y collar calentador de 300 w. Figura 2.8



Figura 2.8 Precalentador de la alimentación

### 2.9 Perilla posterior de encendido

Al lado derecho de la columna se encuentra un tablero con control digital. En la parte posterior de hay una perilla con un candado, que se debe quitar para girar la perilla de encendido. Fig. 2.9

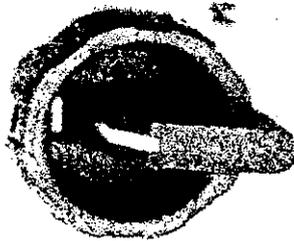


Figura 2.8 Perilla de encendido de la columna "Pignat"

## 2.10 Tablero digital

En éste se encuentra un sistema digital de marcha general, calefacción, precalentamiento, bomba dosificadora, paro y paro de emergencia. Figura 2.9

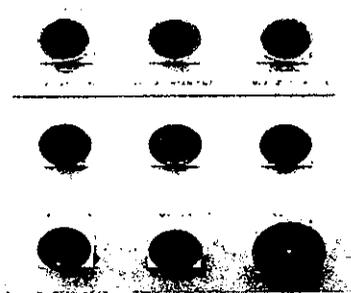


Figura 2.9 Tablero digital

### 2.11 Sistema digital para el reflujo

Este sistema digital es para trabajar con el reflujo de operación de la columna de platos. Consta de dos carátulas con seis teclas cada una. Además una perilla en medio de las os carátulas que marca el reflujo, paro y trasiego. Figura 2.10.

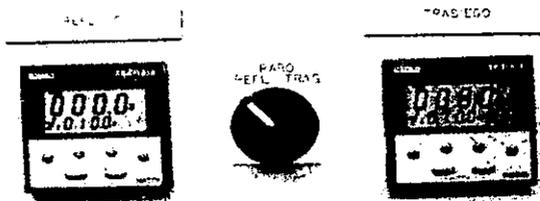


Figura 2.10 Sistema digital de reflujo

## 2.12 Registro de temperaturas

En el tablero también se registra las diferentes temperaturas de la mezcla binaria a lo largo de la columna, temperatura de entrada y salida de agua del condensador, temperatura del calderín y temperatura de precalentamiento. Figura 2.11

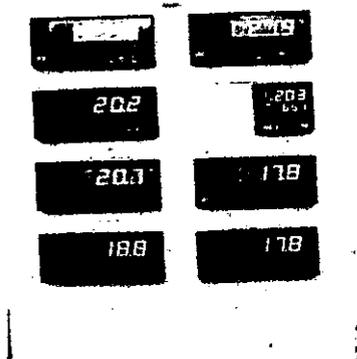


Figura 2.11 Registrador de temperatura

### 2.13 Recipientes de alimentación, fondos y destilados

Son tres recipientes con capacidad para el de alimentación 25 l y los de fondos y destilados de 20 litros cada uno. Figura 2.12

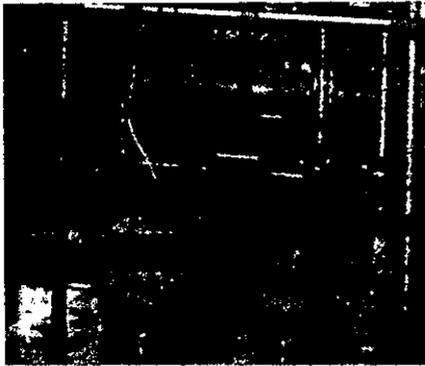


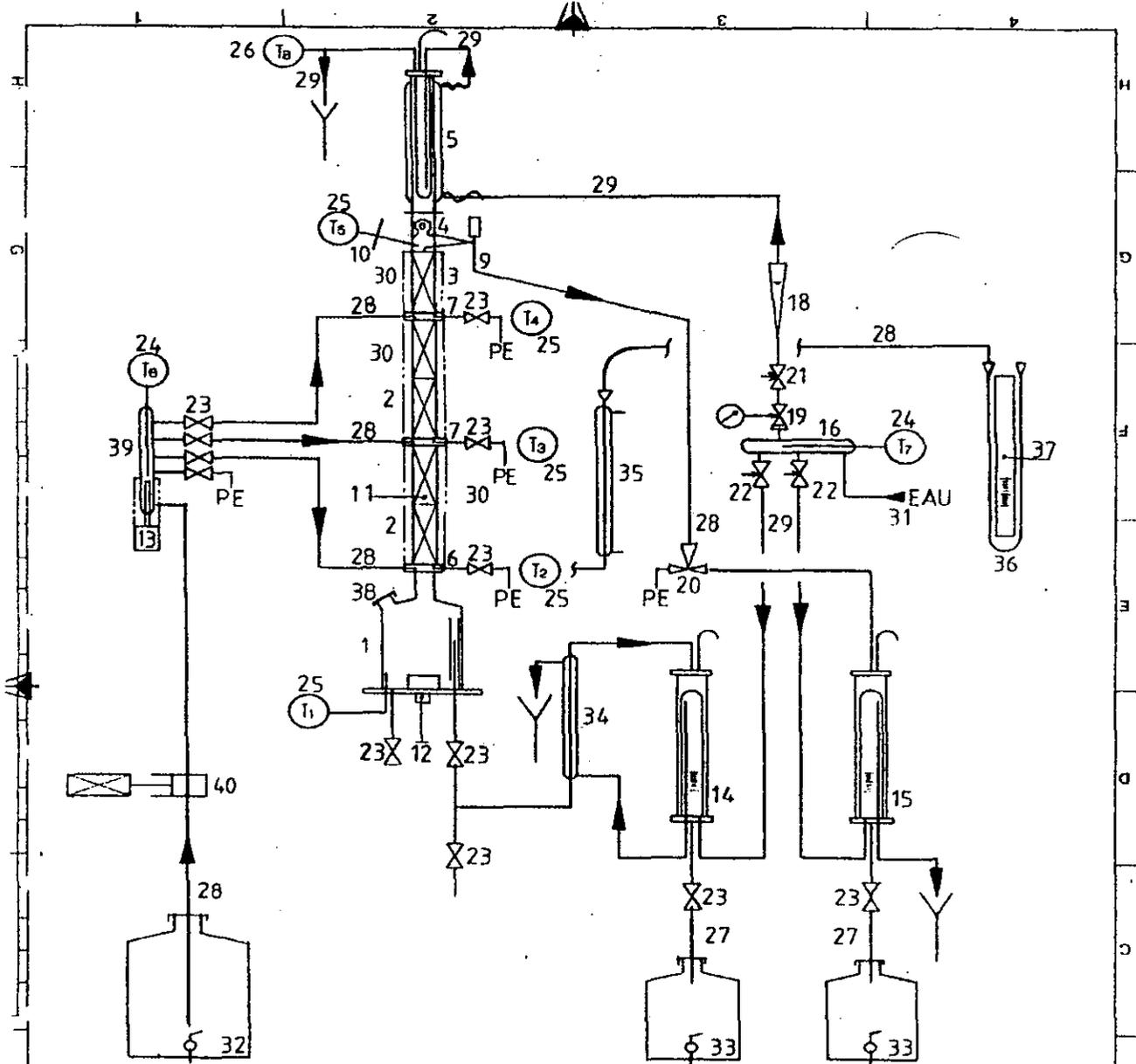
Figura 2.12 Recipientes de alimentación, fondos y destilados

Esta es una descripción sucinta de la columna de platos "Pignat". Respecto a la columna empacada las dimensiones son similares a la columna de Pignat.

## Lista de componentes (columna de Pignat)

1	Hervidor DN 20050	1
2	Tubo recto DN 50 L =350	2
3	Tubo recto DN 50 L =200	1
4	Cabeza de reflujo Magnético	1
5	Condensador DN 50 de Acero Inoxidable	1
6	Soporte de Acero Inoxidable	1
7	Soporte de Acero DN 50 Interior	2
8	Brida de Acero Inoxidable	1
9	Funda termo DN 15/TB	1
10	Bri9a de Acero Inoxidable BX 15-1/4	1
11	Tapón Multiknit de Acero Inoxidable DN 50 tipo laboratorio	5
12	Calentador a inmersión fondo de cuva 200w	1
13	Carga calentadora de 200w	1
14	Matraz de dasagüe DN 50 .6 IG	1
15	Matraz de Destilado DN 50 .6 IG	1
16	Pieza de Acero Inoxidable. Abastecimiento Agua de Destilación	1
17	Pieza de Acero Inoxidable. Vuelta Agua de Destilación	1
18	Medidor de Caudal 4/400 l/h-DN 15	1
19	Reductor de Presión de Agua	1
20	Válvula Manual 3 vías diám. 8 mm	1
21	Válvula con aguja latón 1/2" G	1
22	Válvula con aguja latón 3/8	2

23	Válvula Manual Monobloc ¼"	12
24	Sonda de temperatura PT 100 L=200	2
25	Sonda de Temperatura PT 100 L* 150	2
26	Sonda de Temperatura PT 100 L=100	5
27	Flexible de PTFE diám. 8x10mm	1
28	Flexible PTFE diám. 6x8 mm	3
29	Flexible de Vinilo Armado diám. 12x9	8
30	Calorífuo desmontable	1
31	Flexible de Vinilo Armado diám 15x23	10
32	Recipiente cuadrado 20 l	1
33	Recipiente cuadrado de 10 l	1
34	Refrigerante de desagüe 316 D=13.5	1
35	Regrigerante ΔP de Acero Inoxidable 316L	1
36	Manómetro en forma de "U" a 2T8L=450	1
37	Regleta Flexible deAcero Inox. Dividida 2 lados= 500	1
38	SVL capuchón corredero 42	1
39	Precalentador de Acero Inox. A resistencia Eléctrica	1
40	Bomba Dosificadora PTFE 16 l/h Gamma	1
44	Estructura Soporte de Destilación DN50 manual	1
45	Caja de Control	1



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

LABORATORIO DE INGENIERÍA QUÍMICA

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA COLUMNA DE  
PLATOS PIGNAT PARA LA SEPARACIÓN DEL SISTEMA ETANOL-  
AGUA

Fecha: Abril 2001

## CAPITULO TRES

## 3.0 Descripción del sistema binario etanol-agua

## 3.1 Equilibrio líquido-líquido

Si se añade cantidades de etanol a un recipiente que contiene agua pura se observa que la mezcla obtenida permanece como una fase líquida, independiente de la cantidad de etanol que se añada.

Los dos líquidos son completamente miscibles.

En contraste con este comportamiento, si se añade agua al nitrobenzono, se forman dos capas líquidas; la capa de agua contiene solo unas trazas disueltas de nitrobenzono y la capa de nitrobenzono, unas trazas disueltas de agua. Los líquidos de estas características son inmiscibles.

Si se añade pequeñas cantidades de fenol al agua, el fenol se disuelve primero para formar una fase total sin embargo, en algún momento de la adición el agua se satura y una adición posterior de fenol conduce a la formación de dos capas líquidas, una rica en agua y la otra en fenol. Tales líquidos son parcialmente miscibles. Dedicaremos nuestra atención a estos sistemas.

Consideremos un sistema en equilibrio que contiene dos capas líquidas, dos fases líquidas, Supongamos que una de esas capas líquidas es un líquido puro A, la otra capa es una solución saturada de A en el líquido B. La condición termodinámica para el equilibrio es aquel potencial químico de A ( $\mu_A$ ) en la solución, sea igual al potencial del líquido puro ( $\mu_A^\circ$ ). De manera que;

$$\mu_A = \mu_A^\circ \quad \text{o sea:}$$

$$\mu_A - \mu_A^\circ = 0 \tag{3.1}$$

Establezcamos primero si la ecuación (3.1) puede ser satisfecha por una solución ideal. En una solución ideal debe cumplirse con la siguiente ecuación.

$$\mu_i = \mu_i(T,p) + RT \ln x_i \quad (3.2)$$

o también la ecuación siguiente;

$$\mu_a - \mu_a^\circ = RT \ln x_a \quad (3.3)$$

Es obvio que  $RT \ln x_a$  nunca es cero, a menos que la mezcla de A y B tenga  $x_a=1$ , esto es, a menos que la mezcla no contenga B. En la figura 3.1  $\mu_a - \mu_a^\circ$  está representado contra  $x_a$  para la solución ideal (línea continua). El valor de  $\mu_a - \mu_a^\circ = 0$  es negativo para todas las composiciones de la solución ideal. Esto implica que A puro puede transferirse siempre a una solución ideal con disminución en la energía libre.

En consecuencia, las sustancias que forman soluciones ideales son completamente miscibles entre sí. Para una miscibilidad parcial, el valor de  $\mu_a - \mu_a^\circ$  correspondiente a una composición intermedia de la solución tiene que ser cero; así  $\mu_a - \mu_a^\circ$  debe seguir una curva discontinua como la

Que se muestra en la figura 3.1

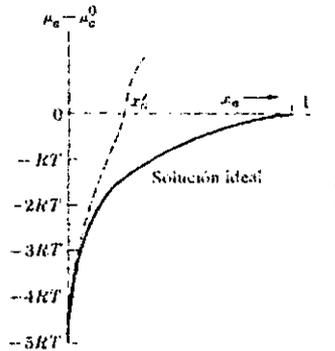


Figura 3.1 Potencial químico en una solución ideal

En el punto  $x_a^s$  el valor de  $\mu_a - \mu_a^0$  es cero y el sistema puede existir como una solución que tiene una fracción molar  $A = x_a^s$  y una capa separada de líquido puro A. El valor  $x_a^s$  es la solubilidad de A en B expresada como una fracción molar. Si la fracción molar de A en B excediese este valor, entonces la figura 3.1 mostraría que  $\mu_a - \mu_a^0$  es positivo esto es,  $\mu_a > \mu_a^0$ . En esta circunstancia, A fluiría espontáneamente de la solución al líquido puro A, reduciendo así a  $x_a^s$  hasta que alcanzase el valor de equilibrio  $x_a^s$ . Los líquidos que solo son parcialmente miscibles forman soluciones que están alejadas del comportamiento ideal, como lo muestran las curvas en la figura 3.1.

En lugar de estudiar matemáticamente este aspecto, nos limitaremos a la descripción de los resultados experimentales interpretados según la regla de las fases.

Supongamos que a una temperatura dada  $T_1$ , se añade pequeñas porciones del líquido A al líquido B.

La primera porción de A se disolvería completamente, al igual que la segunda y la tercera; los puntos estacionarios se pueden representar en un diagrama T-x como el de la figura 3.2 que se ha trazado a presión constante.

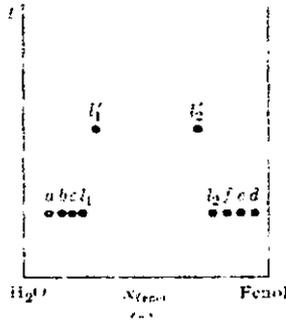


Figura 3.2 Sistema agua-fenol

Los puntos a, b, c representan la composición después de la adición de tres porciones de A a B puro. Como todo A se disuelve, esos puntos están en una región monofásica. Después de añadir una cierta cantidad de A, se alcanza el límite de solubilidad, punto  $l_1$ . Si se añade más A, se forma una segunda capa, en razón de que A no se disuelve más. La región a la derecha del punto  $l_1$  es, por tanto, una región de dos fases. Lo mismo podría hacerse en el lado derecho, añadiendo B a A. Primero, B se disuelve para producir un sistema (de una fase) homogéneo, los puntos d, e, f. El límite de solubilidad de B en A se alcanza en  $l_2$ . Los puntos a la izquierda de  $l_2$  representan un sistema de dos fases. En la región entre  $l_1$  y  $l_2$  coexisten dos capas líquidas, llamadas soluciones

conjugadas. Las capa  $l_1'$  es una solución saturada de B en A. Si el experimento se realiza a temperaturas más altas se obtendrían diferentes valores límites  $l_1'$  y  $l_2'$ . El diagrama T vs x en un sistema agua-fenol se indica en la figura 3.3.

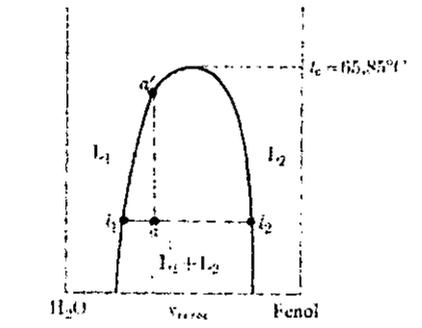


Figura 3.3 Sistema agua-fenol

Al aumentar la temperatura, aumenta la solubilidad de cada componente en el otro. Las curvas de solubilidad se unen suavemente a la temperatura superior de cosolución, denominada también temperatura crítica de solución,  $t_c$ . Encima de  $t_c$ , agua y fenol don completamente miscibles.

Cualquier punto "a" debajo de la curva, es el punto estacionario de un sistema que consta dos capas diluidas:  $L_1$  de composición  $l_1$ , y  $L_2$  de composición  $l_2$ . La masa relativa de las dos capas viene dada por la regla de la palanca, mediante la relación de los segmentos de la línea de enlace

$$\left(\frac{l_1}{l_2}\right)$$

$$\frac{\text{moles de } l_1}{\text{moles de } l_2} = \frac{(\overline{a}_1)}{(\overline{a}_2)}$$

Si se aumenta la temperatura de este sistema, el punto estacionario sigue la línea punteada  $aa'$ ;  $L_1$  se enriquece en fenol y  $L_2$  en agua. En la medida en que aumenta la temperatura, la relación:

$$\frac{(\overline{a}_2)}{(\overline{a}_1)}$$

aumenta;  $L_2$  disminuye. En el punto  $a'$  desaparece la última traza de  $L_2$  y el sistema se hace homogéneo.

Existen sistemas en los cuales la solubilidad disminuye con el aumento de la temperatura. En algunos de estos sistemas, se observa una temperatura inferior de cosolución. La figura 3.4 indica esquemáticamente el sistema trietilamina-agua.

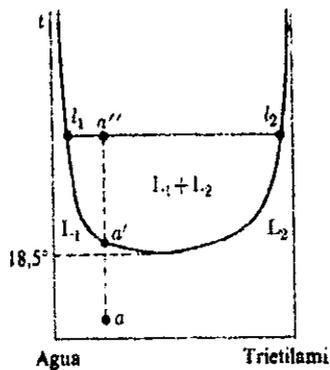


Figura 3.4 Temperatura inferior de cosolución

La temperatura de cosolución más baja es de 18.5 °C. La curva es tan plana que es difícil determinar la composición correspondiente a la temperatura de cosolución parece ser en peso un 30% de trietilamina.

Si se calienta una solución con un punto estacionario "a", permanece homogénea hasta que la temperatura es ligeramente superior a los 18.5 °C; en este punto a' se divide en dos capas. A una temperatura mayor a", las soluciones tienen las composiciones dadas por  $I_1$  y  $I_2$ . Con base en la regla de la palanca,  $I_1$  estará presente en una cantidad algo mayor que  $I_2$ .

En general, los pares de líquidos que presentan diagramas de solubilidad de este tipo tienden a formar compuestos débilmente ligados; esto mejora la solubilidad a temperaturas bajas. En la medida que aumenta la temperatura, el compuesto se disocia y disminuye la solubilidad mutua. Algunas sustancias poseen ambas temperaturas de cosolución. El diagrama para el sistema agua nicotina está representado en el esquema de la figura 3.5. La temperatura inferior de cosolución es de 61 °C y la superior de 210 °C, ambas aproximadamente.

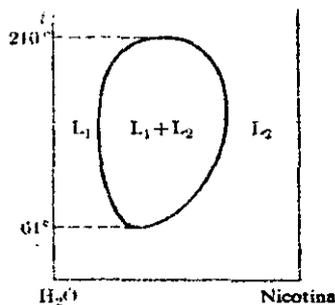


Figura 3.5 Temperatura superior e inferior de cosolución

Dos fases están presentes en todos los puntos dentro de la curva, mientras que los puntos fueran de la misma representan estados homogéneos del sistema.

La regla de las fases para un sistema a presión constante es  $F' = C - P + 1$ , en la cual  $F'$  es el número de variables, además de la presión, necesarias para describir el sistema. Para un sistema de dos componentes,  $F' = 3 - P$ . Si hay dos fases, se requiere solo una variable para describir el sistema. Si se describe la temperatura en la región de dos fases, las intersecciones de la línea de unión con la curva nos dan las composiciones de ambas soluciones conjugadas. Análogamente la composición de una de las soluciones conjugadas es suficiente para determinar la temperatura y la composición de la otra solución conjugada. Si solo hay una fase presente,  $F'=2$ , y se debe especificar tanto la temperatura como la composición de la solución.

### 3.2 Destilación de líquidos miscibles parcialmente miscibles

La discusión en la sección 3.1 partió de la suposición de que la presión era lo suficientemente alta como para no formarse vapor en el intervalo de temperatura que interesa. Por esta razón, las curvas líquido-vapor se omitieron en los diagramas. En la figura 3.6 se indica una situación típica de bajas presiones en la cual también se muestran las curvas de líquido-vapor, aún con el supuesto de que la presión es bastante alta. En la figura 3.6 no presenta ningún problema nuevo para ser interpretado.

Las porciones superiores e inferiores del diagrama se pueden analizar independientemente empleando los principios descritos anteriormente.

La miscibilidad parcial a bajas temperaturas implica por lo general, aunque no siempre, un azeótropo de ebullición mínima, tal como se indica en la figura 3.6

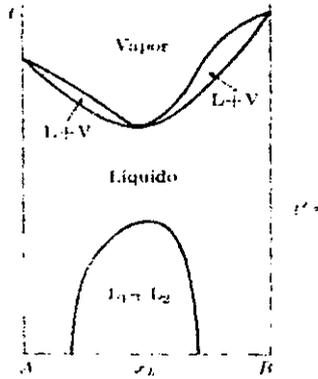


Figura 3.5 Destilación de líquidos parcialmente miscibles

### 3.3 Uso de las ecuaciones de Raoult

Esta ley según Raoult dice que la presión de vapor  $P_1$  del disolvente 1 es igual a su fracción molar en la solución multiplicada por la presión de vapor del disolvente puro. Puede formularse una expresión parecida para la sustancia 2 de la mezcla.

En álgebra esto se plantea como sigue:

$$P_1 = x_1 P_1^0$$

$$P_2 = x_2 P_2^{\circ}$$

Para una mezcla binaria aplicando la ley de Raoult

Si

$$P_1 = \bar{P}_{AL}$$

$$P_{2*} = \bar{P}_{BL}$$

La fracción  $x$  está en porcentaje en peso ahora se cambia a fracción mol  $\tilde{X}$

$$\bar{P}_{AL} + \bar{P}_{BL} = P_T$$

En donde:

$\bar{P}_{AL}$  = presión parcial del líquido A

$\bar{P}_{BL}$  = presión del líquido B

$P_T$  = presión total

$P_A^{\circ}$  = presión de vapor del líquido A

$x_A$  = fracción mol del líquido A

$x_B$  = fracción mol del líquido B

$$\therefore P_A^\circ x_A + P_B^\circ x_B = P_T$$

Si la mezcla es no ideal, entonces:

$$P_A^\circ x_A \gamma_A + P_B^\circ x_B \gamma_B = P_T$$

En donde  $\gamma_A$  y  $\gamma_B$  son los coeficientes de actividad del líquido A y del líquido B respectivamente que dependen de las concentraciones molares

### 3.3 Equilibrio

Una solución estará en equilibrio con sus vapores cuando las presiones parciales de sus componentes en fase líquida y vapor son iguales..

$$P_{AL} = P_{AG}$$

Si el sistema es ideal se puede utilizar las leyes de Raoult y Dalton para dar:

$y_A$  = fracción mol de A en el vapor

### 3.4 Punto de Rocío

El punto de rocío es aquella temperatura a la cual se formará la primera gota de líquido si partimos de un vapor,

$$\sum_1^n x_i = 1 = \sum_1^n y_i \frac{P_T}{P_i^o}$$

Para binaria

$$1 = y_A \frac{P_T}{P_A^o} + y_B \frac{P_T}{P_B^o}$$

Este punto se obtiene por tanteos, la primera gota de líquido tendrá una composición dada por:

$$x_A = y_A \frac{P_T}{P_A^o}$$

A partir de la ley de Raoult y de la ley de Dalton y usando las presiones de vapor se puede escribir los diagramas de vapor-líquido.

$$P_A^o x_A = P_T y_A ;$$

$$x_A + x_B = 1 ;$$

$$P_T = P_A^o x_A + P_B^o x_B ;$$

$$P_T = P_A^o x_A + P_B^o (1 - x_B):$$

$$x_A = \frac{P_T - P_B^o}{P_A^o - P_B^o};$$

$$y_A = \frac{P_A^o x_A}{P_T};$$

Las ecuaciones anteriores nos darán la composición  $x$  e  $y$  para una mezcla binaria ideal.

### 3.5 Línea de burbuja

La entalpía del líquido saturado o línea de punto de burbuja se calcula mediante la ecuación:

$$H_L = x_A [\tilde{C}_{p_{LA}}(t_o - t_o)] + (1 - x_A) [\tilde{C}_{p_{LB}}(t_o - t_o)] + \Delta H_m$$

en donde:

$x_A$  = fracción m mól de A

$\tilde{C}_{p_{LA}}$  = Capacidad calorífica molar de A

$\tilde{C}_{p_{LB}}$  = Capacidad calorífica molar de B

$t_o$  = Temperatura base para el cálculo de entalpías

$t_o$  = Temperatura de ebullición de la mezcla

$\Delta H_m$  = Entalpía de mezcla

### 3.6 Línea de rocío o entalpía de vapor saturado

La línea del punto de rocío se calcula mediante la ecuación:

$$H_v = y_A [\bar{c}_{p_{LA}}(t_o - t_o) + \tilde{\lambda}_{A, t_o}] + (1 - x_A) [\bar{c}_{p_{LB}}(t_o - t_o) + \tilde{\lambda}_{A, t_o}] + \Delta H_m$$

Si la mezcla es ideal  $\Delta H_m=0$ , de lo contrario es función de la concentración.

$\tilde{\lambda}_{A, t_o}$  = Calor latente molar a la temperatura de ebullición de la sustancia A

Ecuación de Van Laar

$$\ln \gamma_1 = A_{12} \left( \frac{A_{21} x_2}{A_{12} x_1 + A_{21} x_2} \right)^2$$

$$\ln \gamma_2 = A_{21} \left( \frac{A_{12} x_1}{A_{12} x_1 + A_{21} x_2} \right)^2$$

Gamma coeficiente de actividad,  $A_{12}$  y  $A_{21}$  constantes de Van Laar

Ecuación de Antoine

$$\log_{10} P^0 = A - \frac{B}{C + t}$$

$P^0$  = presión de vapor en mm de Hg

T = temperatura en °C

A, B, C = constantes

Con las ecuaciones de equilibrio, Van Laar, y Antoine se elaboró un programa en lenguaje Fortran para obtener datos de temperatura, x, y,  $\gamma_1$ ,  $\gamma_2$ ,  $H_L$ , y  $H_V$  a presión de 586 mm de Hg.

De estos datos se generaron las gráficas y se compararon con las que están reportadas en la bibliografía de DECHEMA 1977. "Vapor-Liquid equilibrium data Collection" Gmehling-Onken.

Las gráficas son semejantes, en las siguientes páginas se reportan datos y gráficas.

```

program diagrams
implicit real *8 (a-z)

integer K,I,W

dimension x1 (0:100), y1 (0:100), T(0:100), GA1(0:100), GA2(0:100)
dimension P1(0:1000), P2 (0:1000), TM (0:1000), TA (0:1000), TB (0:1000), PA (0:1000)
dimension CL1(0:100),CL2 (0:100), CP1 (0:100), CP2 (0:100), HL(0:100), HV (0:100)
!

! Programa para calcular las curvas de equilibrio x vs y, hl,hv

! para sistemas no ideales
!
print *,'PROGRAMAS PARA CALCULAR LAS CURVAS DE EQUILIBRIO X vs Y,HL,HV'
print *,'PARA SISTEMAS NO IDEALES'
print *,'*****'
print *,'SI CONOCE LAS CONSTANTES DE VAN LAAR MARQUE 10'
print *,'*****'
print *,'SI NO CONOCE LAS CONSTANTES DE VAN LAAR PERO CONOCE'
print *,'EL PUNTO AZEOTROPICO MARQUE EL NUMERO 20'
print *,'*****'
open(8,file='result')
!open(5,file='diags.dat')
open(9,file='\ matlab\ bin\ result.out', access='direct',form=' unformatted', recl=14)
read (5,*)W
if (w>10) then

```

```

print *, 'ESTE PROGRAMA CALCULA LA CURVA DE EQUILIBRIO Y vs X'
print *, ' PARA SISTEMAS BINARIOS NO IDEALES'
|
| compuesto 1 es el mas volatil
|
print *, 'A1,B1,C1?' ; read (5,*)A1,B1,C1
print *, 'A1=', A1, 'B1=', B1, 'C1=', C1
write(8,*) 'CONSTANTES DE ANTOINE'
write(8,*) 'A1=', A1, 'B1=', B1, 'C1=', C1
print *, 'A2,B2,C2?'; read(5,*)A2,B2,C2
print *, 'A2=', A2, 'B2=', B2, 'C2=', C2
write(8,*) 'A2=', A2, 'B2=', B2, 'C2=', C2
print *, 'PT?'; read (5,*)PT
print *, 'TZ,XZ?'; read(5,*)TZ,XZ
print *, 'TC1,PC1?'; read(5,*)TC1,PC1
print *, 'TC2,PC2?'; read(5,*)TC2,PC2
print *, 'CPA1,CPB1?'; read(5,*)CPA1,CPB1
print *, 'CPA2,CPB2?'; read(5,*)CPA2,CPB2
print *, 'LA PRESION DE TRABAJO ES DE ', PT, ' mm Hg'
print *, 'LA TEMPERATURA DEL PUNTO AZEOTROPICO ES ', TZ, ' C'
write(8,*) 'LA PRESION DE TRABAJO ES=', PT
write(8,*) 'EL PUNTO AZEOTROPICO ES '
write(8,*) ' TEMPERATURA=', TZ, ' COMPOSICION DEL MAS VOLATIL=', XZ
write(8,*) 'LOS DATOS CRITICOS SON'

```

```

print *, 'LA COMPOSICION DEL PUNTO AZEOTROPICO ES ', XZ
print *, 'PM1,PM2? '; read(5,*) PM1,PM2
write(8,*) 'TC1=',TC1,'PC1=',PC1,'TC2=',TC2,'PC2=',PC2
write(8,*) 'LAS CAPACIDADES CALORIFICAS SON'
write(8,*) 'CPA1=',CPA1,'CPB1=',CPB1,'CPA2=',CPA2,'CPB2=',CPB2
write(8,*) 'LOS PESOS MOLECULARES SON'
write(8,*)'PM1=',PM1,'PM2=',PM2
TE1=(B1/(A1-(log(PT)/2.3025851))) -C1;print *,'TE1=',TE1
TE2=(B2/(A2-(log(PT)/2.3025851))) -C2;print *,'TE2=',TE2
write(8,*)'LOS PUNTOS DE EBULLICION DE LOS COMPUESTOS PUROS SON'
write(8,*)'TE1=',TE1,'TE2=',TE2
f
f calculo de las constantes de Van Laar
f
PVZ1=exp(2.3025851*(A1-(B1/(C1+TZ))))
PVZ2=exp(2.3025851*(A2-(B2/(C2+TZ))))
GAZ1=PT/PVZ1
GAZ2=PT/PVZ2
print *,'GAMA1=',GAZ1
print *,'GAMA2=',GAZ2
LGAZ1=(log(GAZ1))/2.3025851
LGAZ2=(log(GAZ2))/2.3025851

```

```

K1=LGAZ2/LGAZ1
K2=LGAZ1/LGAZ2
K3=(1-XZ)/XZ
K4=XZ/(1-XZ)
K5=(1+K3*K1)**2
K6=(1+k4*K2)**2
AV=LGAZ1*K5
BV=LGAZ2*K6
print *,'CONSTANTES DE VAN LAAR'
write(8,*)'CONSTANTES DE VAN LAAR'
print *,'A=',AV,'B=',BV
write(8,*)'AV=',AV,'BV=',BV
print *,'T   X1   Y1   GAMMA 1   GAMMA2'
write(8,*)'T   X1   Y1   GAMMA 1   GAMMA2'
x1(1)=-0.05
do l=2,22
  x1(l)=x1(l-1)+.05
  if(x1(l)/=0)then  lcalculo de gama
    k7=AV/BV
    k8=BV/AV
    k9=X1(l)/(1-X1(l))
    k10=(1-X1(l))/X1(l)

```

```

LG1=AV/((1+K9*K7)**2)
  LG2=BV/((1+K10*K8)**2)
  GA1(I)=exp(2.3025851*LG1)
  GA2(I)=exp(2.3025851*LG2)
else
  GA1(I)=EXP(2.3025851*AV)
  GA2(I)=1
end if
TA(1)=TE1-100
TB(1)=TE2+100
K=2
300 TM(K)=(TA(K-1)+TB(K-1))/2
P1(K)=exp(2.3025851*(A1-(B1/(C1+TM(K)))))) !calculo de las presiones de vapor
P2(K)=exp(2.3025851*(A2-(B2/(C2+TM(K))))))
PA(K)=P1(K)*X1(I)*GA1(I)+P2(K)*(1-X1(I))*GA2(I)
if(abs(PT-PA(K))<=1)go to 400
if(PA(k)<PT)go to 370
TB(K)=TM(K)
TA(K)=TA(K-1)
K=K+1
go to 300
370 TA(K)=TM(K)

```

```

TB(K)=TB(K-1)
K=K+1
go to 300
400 T(I)=TM(K)
Y1(I)=P1(K)*X1(I)*GA1(I)/PT
CP1(I)=(CPA1+CPB1*T(I))*PM1 !calculo de Cp
CP2(I)=(CPA2+CPB2*T(I))*PM2
HL(I)=X1(I)*CP1(I)*T(I)+(1-X1(I))*CP2(I)*T(I)
TF=TC1*(T(I)+273)/(TC1-(T(I)+273)) !calculo de calores latentes
TX=log(PC1)
CL1(I)=1.987*TF*TX
TN=TC2*(T(I)+273)/(TC2-(T(I)+273))
TP=log(PC2)
CL2(I)=1.987*TN*TP
HV(I)=Y1(I)*CP1(I)*T(I)+(1-Y1(I))*CP2(I)*T(I)+Y1(I)*CL1(I)+(1-Y1(I))*CL2(I)
print *,T(I),X1(I),Y1(I),GA1(I),GA2(I)
write(8,*)T(I),X1(I),Y1(I),GA1(I),GA2(I)
end do
write(8,*)T C X1 Y1 HL HV
print *,T X1 Y1 HL HV
do I=2,22
print *,T(I),X1(I),Y1(I),HL(I),HV(I)

```

```

write(8,*)T(I),X1(I),Y1(I),HL(I),HV(I)
write(9,rec=i-1)T(I),X1(I),Y1(I),HL(I),HV(I),GA1(I),GA2(I)
end do
else
print *, 'ESTE SISTEMA CALCULA CURVAS DE EQUILIBRIO'
print *, 'PARA SISTEMAS NO IDEALES, REQUIERE DE LA'
print *, 'ALIMENTACION DE LAS CONSTANTES DE VAN LAAR'
!
! el compuesto 1 es el mas volatil
! introduzca las constantes de Antoine
!
print *, 'A1,B1,C1?'; read(5,*)A1,B1,C1
write(8,*)A1      B1      C1'
write(8,*)A1,B1,C1
print *, 'A2,B2,C2?'; read(5,*)A2,B2,C2
write(8,*)A2      B2      C2'
write(8,*)A2,B2,C2
!
! introduzca la presion
!
print *, 'PT?'; read(5,*)PT
write(8,*)'LA PRESION ES DE ',PT

```

```
!  
! introduzca las constantes de Van Laar  
!  
write(8,*)'LAS CONSTANTES DE VAN LAAR SON '  
print *,'AV,BV?';read(5,*)AV,BV  
write(8,*)' AV=',AV,' BV=',BV  
!  
! introduzca los datos criticos  
!  
print *,'TC1,PC1?';read(5,*)TC1,PC1  
print *,'TC2,PC2?';read(5,*)TC2,PC2  
write(8,*)'LAS CONSTANTES CRITICAS SON '  
write(8,*)'TC1=',TC1,'PC1=',PC1,'TC2=',TC2,'PC2=',PC2  
!  
! introduzca los datos de Cp de los liquidos  
!  
print *,'CPA1,CPB1? ';read(5,*)CPA1,CPB1  
print *,'CPA2,CPB2? ';read(5,*)CPA2,CPB2  
write(8,*)'LOS CP DE LOS LIQUIDOS SON'  
write(8,*)'CPA1=',CPA1,'CPB1=',CPB1,'CPA2=',CPA2,'CPB2=',CPB2  
!  
! introduzca los pesos moleculares
```

```

!
print *,PM1,PM2?';read(5,*) PM1,PM2
write(8,*)'LOS PESOS MOLECULARES SON'
write(8,*)'PM1=',PM1,'PM2=',PM2
TE1=(B1/(A1-(LOG(PT)/2.3025851)))-C1
TE2=(B2/(A2-(LOG(PT)/2.3025851)))-C2
print *,T      X1      Y1      GAMMA 1      GAMMA 2'
write(8,*)T      X1      Y1      GAMMA 1      GAMMA 2'
x1(1)=-0.05
do I=2,22
  x1(I)=x1(I-1)+.05
  if(x1(I)/=0)then  !calculo de gama
    k7=AV/BV
    K8=BV/AV
    K9=X1(I)/(1-X1(I))
    K10=(1-X1(I))/X1(I)
    LG1=AV/((1+K9*K7)**2)
    LG2=BV/((1+K10*K8)**2)
    GA1(I)=exp(2.3*LG1)
    GA2(I)=exp(2.3*LG2)
  else
    GA1(I)=EXP(2.3*Av)

```

```

GA2(I)=1
end if
TA(1)=TE1-100
TB(1)=TE2+100
K=2
710 TM(K)=(TA(K-1)+TB(K-1))/2
P1(K)=exp(2.3*(A1-(B1/(C1+TM(K)))))) !calculo de las presiones de vapor
P2(K)=exp(2.3*(A2-(B2/(C2+TM(K))))))
PA(K)=P1(K)*X1(I)*GA1(I)+P2(K)*(1-X1(I))*GA2(I)
if(abs(PT-PA(K))<=1)go to 830
if (PA(K)<PT go to 800
TB(K)=TM(K)
TA(K)=TA(K-1)
K=K+1
go to 710
800 TA(K)=TM(K)
TB(K)=TB(K-1)
K=K+1
go to 710
830 T(I)=TM(K)
Y1(I)=P1(K)*X1(I)*GA1(I)/PT
CP1(I)=(CPA1+CPB1*T(I))*PM1 !calculo de Cp

```

```

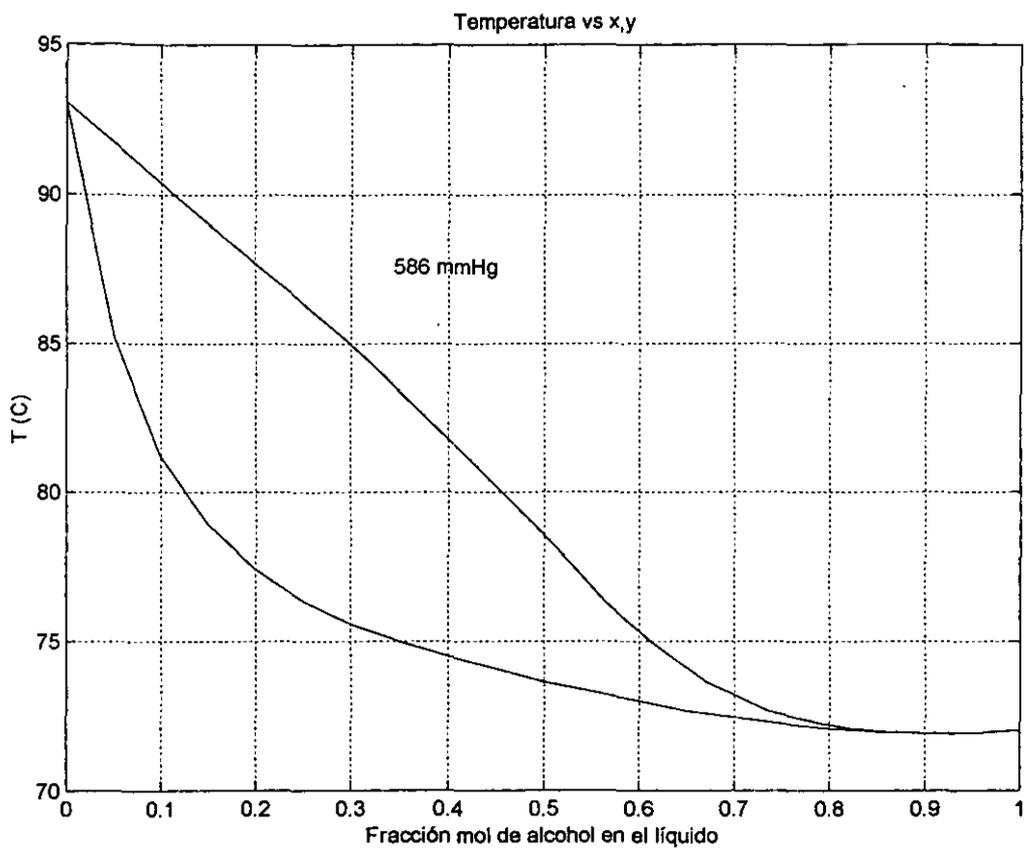
CP2(I)=(CPA2+CPB2*T(I))*PM2
HL(I)=X1(I)*CP1(I)*T(I)+(1-X1(I))*CP2(I)*T(I)
TF=TC1*(T(I)+273)/(TC1-(T(I)+273))  !calculo de calores latentes
TX=log(PC1)
CL1(I)=1.987*TF*TX
TN=TC2*(T(I)+273)/(TC2-(T(I)+273))
TP=log(PC2)
CL2(I)=1.987*TN*TP
HV(I)=Y1(I)*CP1(I)*T(I)+(1-Y1(I))*CP2(I)*T(I)+Y1(I)*CL1(I)+(1-Y1(I))*CL2(I)
print *,T(I),X1(I),Y1(I),GA1(I),GA2(I)
write(8,*)T(I),X1(I),Y1(I),GA1(I),GA2(I)
end do
write(8,*)T    X1    Y1    HL    HV
print *,T    X1    Y1    HL    HV
do I=2,22
print *,T(I),X1(I),Y1(I),HL(I),HV(I)
write(8,*)T(I),X1(I),Y1(I),HL(I),HV(I)
write(9,rec=I-1)T(I),X1(I),Y1(I),HL(I),HV(I),GA1(I),GA2(I)
end do
end if
stop
end

```

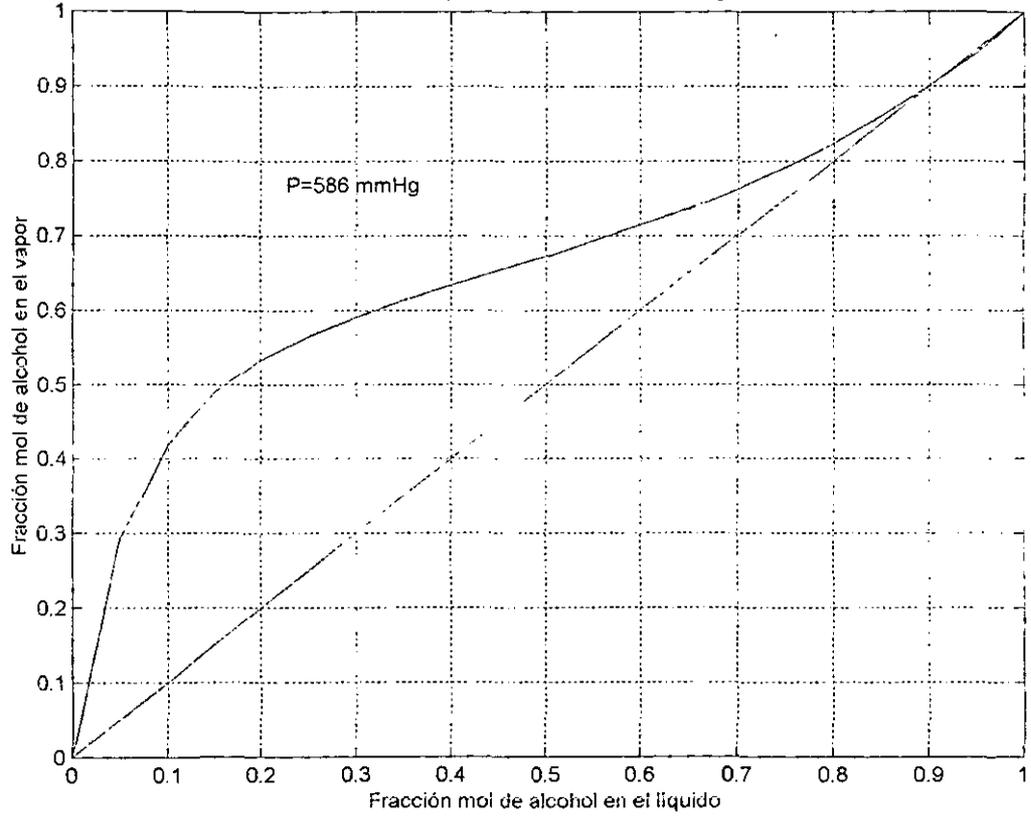
A1      B1      C1  
 8.044940   1554.300   222.6500  
 A2      B2      C2  
 7.966810   1668.210   228.0000  
 LA PRESIONES DE 586.0000  
 LAS CONSTANTES DE VAN LAAR SON  
 AV= 0.6837055   BV= 0.4172547  
 LAS CONSTANTES CRITICAS SON  
 TC1= 516.0000   PC1= 63.00000   TC2= 647.3000   PC2= 218.4000  
 LOS CP DE LOS LIQUIDOS SON  
 CPA1= 0.7500000   CPB1= 0.0000000E+00CPA2= 1.000000   CPB2=  
 0.0000000E+00  
 LOS PESOS MOLECULARES SON  
 PM1= 46.00000   PM2= 18.00000

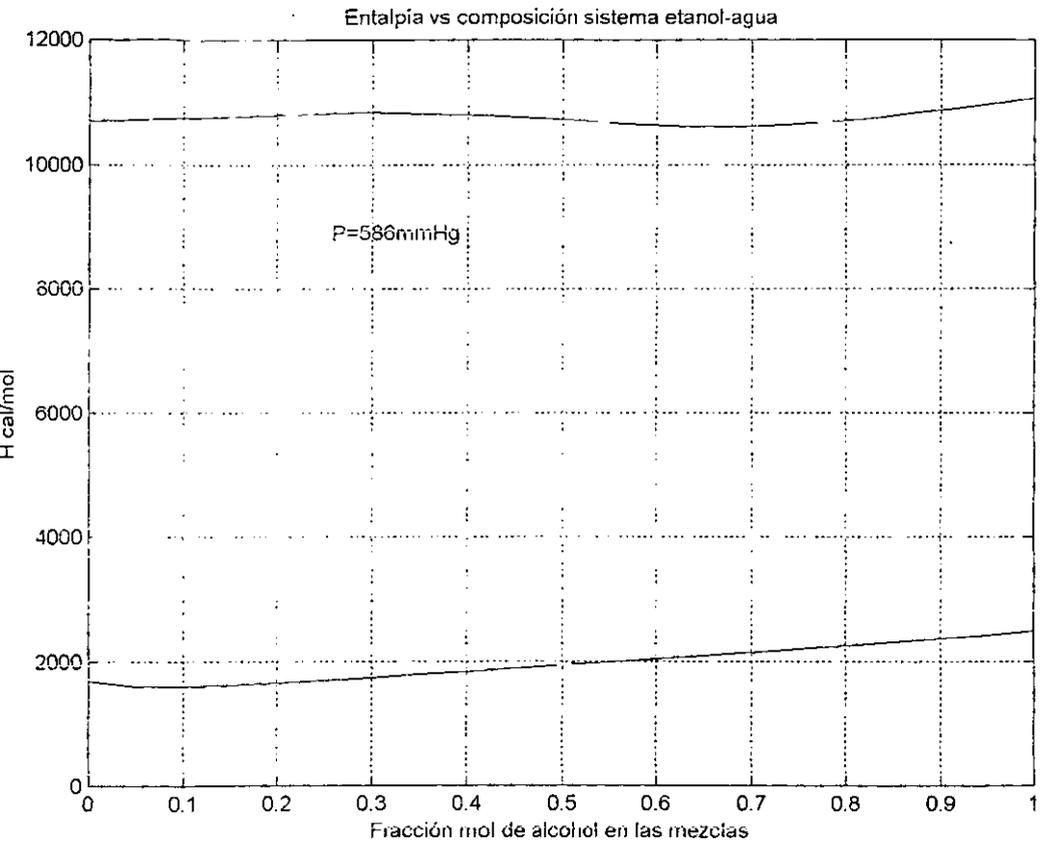
T	X1	Y1	GAMMA 1	GAMMA 2
93.06582	0.000000	0.000000	4.818789	1.000000
84.54143	5.001E-02	0.3102768	3.791406	1.006068
80.54899	0.1000000	0.4327057	3.081510	1.023028
78.33698	0.1500000	0.4975274	2.575899	1.049468
76.98817	0.2000000	0.5386335	2.206408	1.084419
76.01704	0.2500000	0.5666727	1.930468	1.127221
75.36962	0.3000000	0.5905340	1.720627	1.177425
74.83011	0.3500000	0.6106725	1.558660	1.234737
74.29058	0.4000000	0.6274169	1.432155	1.298976
73.91292	0.4500000	0.6467168	1.332459	1.370039
73.53526	0.5000001	0.6656350	1.253411	1.447886
73.21155	0.5500001	0.6863492	1.190543	1.532518
72.88783	0.6000001	0.7078764	1.140556	1.623972
72.61807	0.6500001	0.7321199	1.100978	1.722307
72.40227	0.7000001	0.7594464	1.069929	1.827600
72.18646	0.7500001	0.7884399	1.045959	1.939940
72.02460	0.8000001	0.8210269	1.027938	2.059425
71.91670	0.8500001	0.8575213	1.014976	2.186156
71.91670	0.9000002	0.9002576	1.006362	2.320238
71.91670	0.9500002	0.9457041	1.001524	2.461777
72.02460	1.000000	0.9983901	1.000000	2.610876

T	X1	Y1	HL	HV
93.06582	0.000E+00	0.000E+00	1675.185	10692.71
84.54143	5.001E-02	0.3102768	1591.492	10824.58
80.54899	0.1000000	0.4327057	1582.788	10755.46
78.33698	0.1500000	0.4975274	1603.950	10694.91
76.98817	0.2000000	0.5386335	1639.848	10656.32
76.01704	0.2500000	0.5666727	1681.877	10623.03
75.36962	0.3000000	0.5905340	1729.733	10610.16
74.83011	0.3500000	0.6106725	1779.086	10599.11
74.29058	0.4000000	0.6274169	1827.548	10580.68
73.91292	0.4500000	0.6467168	1879.236	10582.09
73.53526	0.5000001	0.6656350	1930.301	10582.24
73.21155	0.5500001	0.6863492	1982.203	10590.52
72.88783	0.6000001	0.7078764	2033.571	10599.83
72.61807	0.6500001	0.7321199	2085.954	10619.03
72.40227	0.7000001	0.7594464	2139.487	10648.86
72.18646	0.7500001	0.7884399	2192.664	10681.31
72.02460	0.8000001	0.8210269	2247.168	10725.42
71.91670	0.8500001	0.8575213	2303.133	10781.89
71.91670	0.9000002	0.9002576	2362.464	10860.89
71.91670	0.9500002	0.9457041	2421.795	10944.89
72.02460	1.000000	0.9983901	2484.849	11054.08

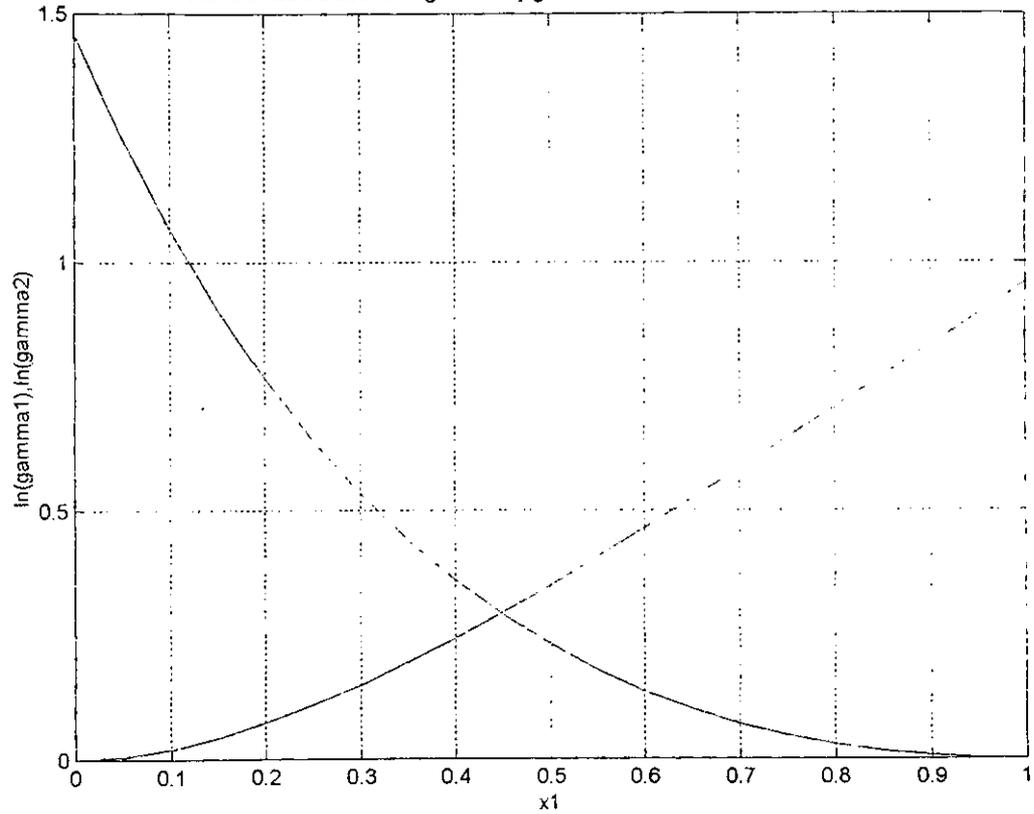


curva de equilibrio del sistema etanol-agua





coeficientes de actividad gamma1 y gamma2 usando ecuación de Van Laar



**ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA**

## CAPITULO CUATRO

## 4.0 Columna de platos

## 4.1 Puesta en marcha de la columna.

- 1) Cerciorarse que el calderín contenga solución de etanol-agua al 30% en peso y al 50% del volumen total del calderín
- 2) Abrir la válvula de agua que alimenta al refrigerante y vigilar el rotámetro que no disminuya el nivel de agua.
- 3) Subir el interruptor de electricidad.
- 4) Quitar con la llave el candado en la parte posterior del tablero de control y girar la perilla a la izquierda.
- 5) En el tablero de control, oprimir la tecla verde de marcha general.
- 6) Girar la perilla de calefacción  $\frac{1}{4}$  de perilla y oprimir la tecla verde de calefacción.
- 7) Accionar tecla verde de precalentamiento de la alimentación a la columna.
- 8) Oprimir la tecla verde de la bomba dosificadora de alimentación y hacer de 3 a 5 mediciones de flujo volumétrico con probeta de un litro y cronómetro.
- 9) Girar la perilla de control de reflujo (REFL) y esperar de 30 a 40 minutos aproximadamente.  
Esta operación es a reflujo total, cerrar la válvula de alimentación.
- 10) Transcurrido el tiempo girar la perilla a TRAS e indicar el reflujo de operación en las 2 carátulas.
- 11) Hacer muestreo de la solución de etanol-agua. Determinar densidad, Índice de Refracción

(I.R), % en peso de concentración en la alimentación, fondos y destilados. Hacer balances de masa y energía y cálculos.

12) Apagar equipo, cerrar válvulas, que el calderín contenga solución.

13) Colocar candado en la parte posterior del tablero.

14) Entregar la llave al encargado del laboratorio.

#### 4.2 Hacer un muestreo y análisis de datos obtenidos

Para obtener resultados satisfactorios, en la operación de análisis de datos y muestreo de la solución correspondiente, se debe trabajar con mucho cuidado en lo siguiente.

- A) Después de 45 minutos colocar cinta de aislar en el calderín que esté al nivel de la solución acuosa. Permaneciendo constante este nivel durante la operación de trabajo
- B) Tomar muestras de solución acuosa en cada una de las tres secciones de platos que contiene la columna. Medir el índice de refracción. (I.R.)
- C) Usando una gráfica de Concentración vs. I.R. se mide la concentración.
- D) Se mide el flujo de alimentación, fondos y destilados con probeta de 1 litro y cronómetro. respectivamente. Se hacen de 3 a 5 mediciones
- E) Determinar densidades con densímetro pesa alcohol y comparar resultado con tablas de densidad.
- F) Realizar cálculos y anotar resultados.

Nota:

El % de recuperación se calcula con la siguiente ecuación.

$$\% \text{Recuperación} = (L_D \cdot X_D) / (L_A \cdot X_A) \cdot 100$$

### 4.3 Experimentación

Los primeros experimentos se hicieron a reflujo total en la columna de platos. (Columna de Pignat).

#### REFLUJO TOTAL

Tabla 4.1 (Muestra de destilado)

Corrida	I.R. Dest.	Destilado ( % peso )	Temperatura °C (etanol-agua)
1	1.3652	72	77
2	1.3580	60	79
3	1.3640	60	78.2
4	1.3600	72	78.2
5	1.3662	63	79

Los siguientes experimentos se hicieron a diferente reflujo de operación. Columna de platos

Pignat

### REFLUJO DE OPERACION

Tabla 4.2

Corrida	Tiempo (minutos)	Reflujo	Flujo Alim. (L/h)	I.R. Alim.	Composición Alim. (% peso)	Densidad Alim. (g/ml)
1	40	15/3	8.680	1.3665	25	0.96168
2	45	10/10	8.680	1.3490	25	0.96168
3	44	10/15	8.680	1.3484	22.5	0.96453
4	10	10/10	8.760	1.3471	20	0.96864
5	20	10/10	8.760	1.3471	20	0.96864
6	30	10/10	8.760	1.3471	20	0.96864
7	40	10/10	8.760	1.3471	20	0.96864
8	10	10/15	8.920	1.3470	20	0.96864
9	20	10/15	8.920	1.3470	20	0.96864
10	30	10/15	8.920	1.3470	20	0.96864
11	40	10/15	8.920	1.3470	20	0.96864
12	50	10/15	8.680	1.3484	22.5	0.96453

Tabla 4.2 (continuación)

Masa Alim. (kg/h)	Flujo Dest. (l/h)	I.R. Destilado	Composición Dest. (% peso)	Densidad Dest. (g/ml)
8.347	0.820	1.3642	35	0.94494
8.347	1.690	1.6342	65	0.87948
8.372	1.520	1.3654	73	0.86047
8.485	0.986	1.3660	80	0.84344
8.485	1.000	1.3654	80	0.84344
8.485	1.065	1.3659	80	0.84344
8.485	1.084	" 1.3659	80	0.84344
8.640	1.207	1.3648	70	0.86766
8.640	1.248	1.3647	70	0.86766
8.640	1.299	1.3647	70	0.86766
8.640	1.196	1.3648	70	0.86766
8.372	1.560	1.3654	73	0.86047

Masa Dest.(kg/h)	Flujo Fondo(l/h)	I.R. Fondo	Composición Fondo(% peso)	Densidad Fondo(g/ml)
0.721	8.219	1.3442	14	0.97643
1.148	7.272	1.3434	15	0.97514
1.291	7.500	1.3422	13	0.97775
0.828	7.258	1.3424	13	0.97775
0.839	7.228	1.3416	12	0.97910
0.894	7.287	1.3410	11	0.98047
0.910	7.287	1.3408	11	0.98047
1.047	7.792	1.3426	13	0.97775
1.126	7.659	1.3412	12.5	0.97410
1.127	7.500	1.3410	11.5	0.98047
1.038	7.627	1.3410	11.5	0.98047
1.342	7.500	1.3420	13	0.97775

**%Recuperación**

12.095

35.740

50.020

39.000

39.500

42.130

42.900

42.420

45.600

45.600

42.070

52.018

Con los datos anteriores se procedió a calcular los balances de masa, de energía y los platos teóricos. A continuación se presenta un ejemplo de cálculo tomado de la corrida número 12. La figura 4.1 del diagrama de la columna de Pignat, figura 4.2, 4.3 que representan las gráficas de I.R. vs Concentración, las tablas 4.3 y 4.4 de densidades de mezclas de etanol-agua, están reportadas al final de este capítulo.

## Cálculo del número de platos teóricos

## 1.0 Traducción

Es la figura 4.1 que representa el diagrama de la columna de platos.

## 1.1 Datos experimentales para el cálculo de platos teóricos.

$Q_A=8.680$  l/h,  $\eta_A=1.3484$ ,  $X_A=22.5\%$ ,  $\rho_A=0.96453$ g/ml,  $Q_F=7.500$ l/h,  $X_F=13.0\%$ ,

$\eta_F=1.3420$ ,  $\rho_F=0.97775$ g/ml,  $Q_D=1.560$  l/h,  $\eta_D=1.3654$ ,  $X_D=73\%$   $\rho_D=0.86047$ g/ml,  $R=0.66$ .

» 1.2 'Cálculo de los flujos máxicos  $L_A$ ,  $L_F$  y  $L_D$ '

$$\text{» } L_A = (8.680 \text{ l/h} * 1000 \text{ ml/l} * 0.96453 \text{ g/ml} * 1 \text{ kg}) / (1000 \text{ g})$$

$$L_A = 8.3721 \text{ Kg/h}$$

$$L_F = (7.500 \text{ l/h} * 1000 \text{ ml/l} * 0.97775 \text{ g/ml} * 1 \text{ Kg}) / (1000 \text{ g})$$

$$L_F = 7.3331 \text{ Kg/h}$$

$$\text{» } L_D = (1.560 \text{ l/h} * 1000 \text{ ml/l} * 0.86047 \text{ g/ml} * 1 \text{ Kg}) / (1000 \text{ g})$$

$$L_D = 1.3423 \text{ Kg/h}$$

» 1.3 Cálculo de los flujos molares  $\dot{L}_A$ ,  $\dot{L}_F$ ,  $\dot{L}_D$ 

$$\dot{L}_A = \frac{L_A (\% \text{ peso e tan ol})}{PM_{E \text{ tan ol}}} + \frac{L_A (1 - \% \text{ peso e tan ol})}{PM_{\text{Agua}}};$$

En forma similar es para fondos y destilados

$$\text{» } \dot{L}_A = (8.3721 * 225/46) + (8.3721 * 775/18)$$

$$\dot{C}_A = 0.4014 \text{ Kg/mol/h}$$

$$\dot{C}_F = (7.3331 \cdot 13/46) + (7.3331 \cdot 87/18)$$

$$\dot{C}_F = 0.3752 \frac{\text{Kg/mol}}{\text{h}}$$

$$\dot{C}_D = (1.3423 \cdot 73/46) + (1.3423 \cdot 27/18)$$

$$\dot{C}_D = 0.04140 \frac{\text{Kg/mol}}{\text{h}}$$

1.4 Balance total másico  $L_A = L_F + L_D$  calculado

$$\dot{L}_A = 7.3331 + 1.3423$$

$$L_A = 8.6754 \text{ Kg/h}$$

» 1.5 'Flujo másico medido'

$$\dot{L}_A = 8.3721 \text{ Kg/h}$$

» 1.6 Balance parcial de masa  $L_A \cdot X_A = L_F \cdot X_D + L_D \cdot X_D$  calculado'

$$\dot{L}_A = (7.3331 \cdot 13 + 1.3423 \cdot 73)$$

$$1.9332 \text{ Kg/h}$$

» 1.7 Balance parcial de masa  $L_A \cdot X_A$  medido'

$$\dot{L}_A = (8.3721 \cdot 225)$$

$$1.8837 \text{ Kg/h}$$

► 1.8 Balance molar total  $\dot{C}_A = \dot{C}_F + \dot{C}_D$

$$\dot{C}_A = 0.3752 + 0.0414$$

$$\dot{C}_A = 0.4166 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

► 1.9 'Balance molar medido'

$$\dot{C}_A = 0.4014 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

► 1.10 Cálculo de las concentraciones molares  $x_A, x_F, x_D$

$$x_A = \left( \frac{\frac{0.225}{46}}{\frac{0.225}{46} + \frac{0.775}{18}} \right)$$

$$x_A = 0.1020 \frac{\text{Kgmol e tanol}}{\text{Kg mol total}}$$

$$x_F = \left( \frac{\frac{0.13}{46}}{\frac{0.13}{46} + \frac{0.87}{198}} \right)$$

$$x_F = 0.0552 \frac{\text{Kgmol etanol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$x_D = \left( \frac{\frac{0.73}{46}}{\frac{0.73}{46} + \frac{0.27}{18}} \right)$$

$$x_D = 0.5141 \frac{\text{Kgmol e tanol}}{\text{Kg mol e tanol total}}$$

» '2.0 Cálculo de  $PM_1$ '

$$PM_1 = (0.1020 * 46 + 0.8980 * 18)$$

$$PM_1 = 20.8560 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}}$$

2.1 Cálculo de  $\bar{M}_2$  y  $\bar{M}_3$

$$R_2 = c_{pm}(t_e - t_o)$$

» ' Lectura de Cp en tablas Cpe y Cpa a25° Celssius'» Cpe=0.5810 kcal/kg°C

» Cpa=1.0000kcal/kg°C

Cálculo  $c_{pm}$  medio

$$c_{pm} = (X_E * c_{pE} + (1 - X_E) c_{pA})$$

$$c_{pm} = \left( 0.581 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 0.775 + 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 0.225 \right)$$

$$c_{pm} = 0.6753 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

Lectura de  $c_{pE}$  ,  $c_{pA}$  a 50 °C y cálculo de  $c_{pm}$

$$c_{pE} = 0.6520 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$c_{pA} = 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$c_{pm} = \left( 0.6520 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 0.225 + 0.775 * 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right)$$

$$c_{pm} = 0.921 \frac{\text{kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \text{ con estos valores de se calcula } \dot{A}_2 \text{ y } \dot{A}_3$$

$$\dot{A}_2 = \left( 0.6753 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 25^\circ\text{C} * 20.8560 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg mol}} \right)$$

$$\dot{A}_2 = 352.1014 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}};$$

$$\dot{A}_3 = \left( 0.921 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 50^\circ\text{C} * 20.8560 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{A}_3 = 961.1488 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

2.2 Cálculo de calor en el precalentador  $Q_p = \dot{C}_A (\dot{A}_3 - \dot{A}_2)$  si  $\dot{C}_A = \dot{C}_2$

$$Q_p = \left( 0.4014 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * \left( 961.1488 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} - 352.1014 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right) \right)$$

$$Q_p = 244.4716 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

2.3 Balance en el domo  $\dot{G}_4 = \dot{L}_s + \dot{L}_D$ ,  $\dot{L}_D = \dot{L}_s$  se tiene :

$$\dot{G}_4 = (0.04140 + 0.04140) \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

2.4 balance de entalpía en el vapor. Las entalpías se obtienen del diagrama  $\bar{H}$  vs  $x$

$$x_D = 0.5141 \frac{\text{Kgmol etanol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$\bar{H}_6 = 11500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{A}_4 = 1900 \frac{\text{kcal}}{\text{Kgmol}}$$

2.5 Cálculo de calor en el condensado r  $Q_c = \dot{G}_4(\dot{A}_4 - \dot{A}_5)$ , si  $\dot{A}_5 = \dot{A}_6$

$$Q_c = .0828 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * (11500 - 1900) \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$Q_c = 794.8800 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

2.6 Balance entálpico total  $\dot{L}_3 * \dot{A}_3 + Q_R = \dot{L}_D * \dot{A}_D + \dot{L}_F \dot{A}_F + Q_c$

$$\dot{L}_3 = 0.4014 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{A}_3 = 961.1488 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{L}_D = 0.04140 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{A}_D = \dot{A}_6 = 1900 \frac{\text{Kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$\dot{C}_F = \dot{C}_g = 0.3752 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{x}_F = 0.0552 \frac{\text{Kgmol e tanol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$\dot{H}_F = \dot{H}_g = 1600 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$Q_c = 794.888 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$\dot{C}_b \cdot \dot{H}_b = \left( 0.04140 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} \cdot 1900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{C}_b \dot{H}_b = 78.6600 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$\dot{C}_F \dot{H}_F = \left( 0.3752 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} \cdot 1600 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{Q}_F = 600.3200 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{Q}_3 = \left( .4014 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * 961.1488 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{Q}_3 = 240.9684 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_R = \left( 78.6600 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} + 600.3200 \frac{\text{Kcal}}{\text{kgmol}} + 79.88 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} - 240.9684 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \right)$$

$$Q_R = 1088.1000 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

2.7 Cálculo de la ordenada al origen  $\frac{x_D}{R+1}$

$$\frac{.5140}{1.66} = 0.3096$$

2.8 Cálculo de  $q = \frac{\dot{H}_v - \dot{H}_3}{\dot{H}_v - \dot{H}_L}$

$$x_A = 0.1020 \frac{\text{Kgmol etanol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$\dot{H}_v = \dot{H}_6 = 11500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{H}_L = 1900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{H}_3 = 961.1488 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$q = \frac{1500 - 961.8800}{11500 - 1900}$$

$$q = 1.0977$$

2.9 Cálculo de la pendiente  $m = \frac{q}{q-1}$

$$q = \frac{1.0977}{1.0977 - 1}$$

$$q = 11.2354$$

$$\text{ang tan } 11.2354$$

$$\theta = 84.90^\circ$$

2.10 Datos para el diagrama de equilibrio en el que se traza el número de platos teóricos

$$x_A = 0.1020 \frac{\text{Kgmol e tanol}}{\text{Kgmol total}},$$

$$x_F = .0552 \frac{\text{Kgmol e tanol}}{\text{Kgmol total}},$$

ordenada al origen = 0.3096,

$$x_D = 0.5141 \frac{\text{Kgmol e tanol}}{\text{Kgmol total}},$$

$$\theta = 84.91^\circ$$

## TRAZO DE PLATOS IDEALES

Datos experimentales obtenidos de la columna de platos Pignat

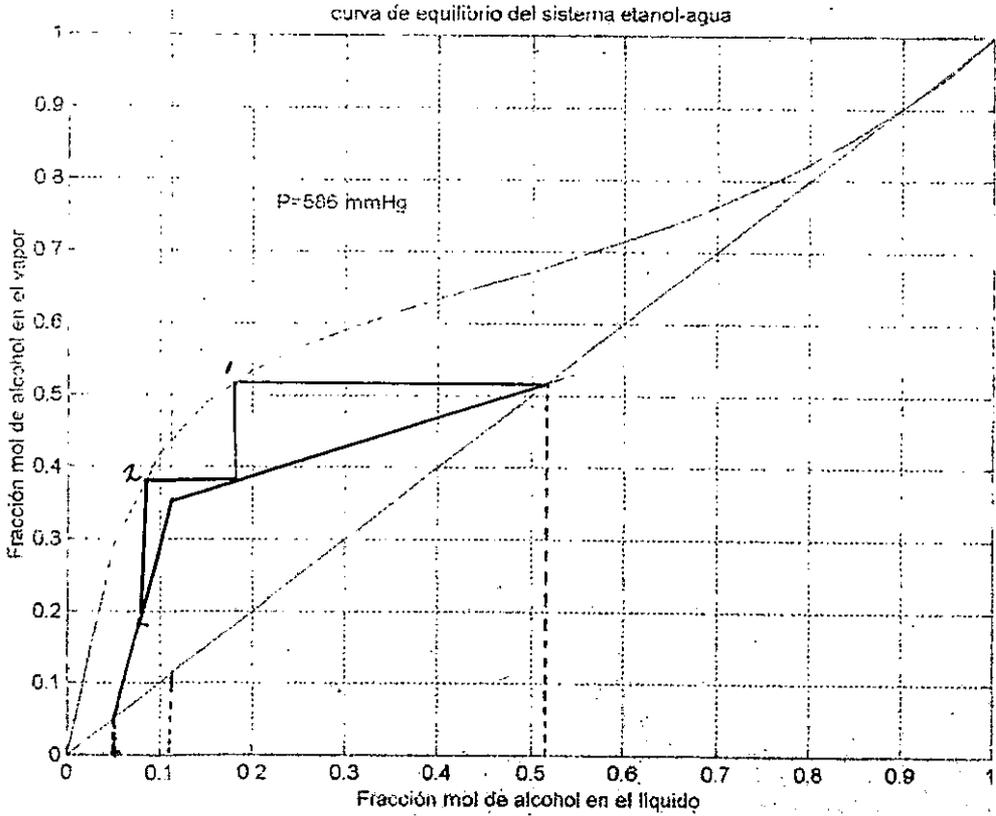
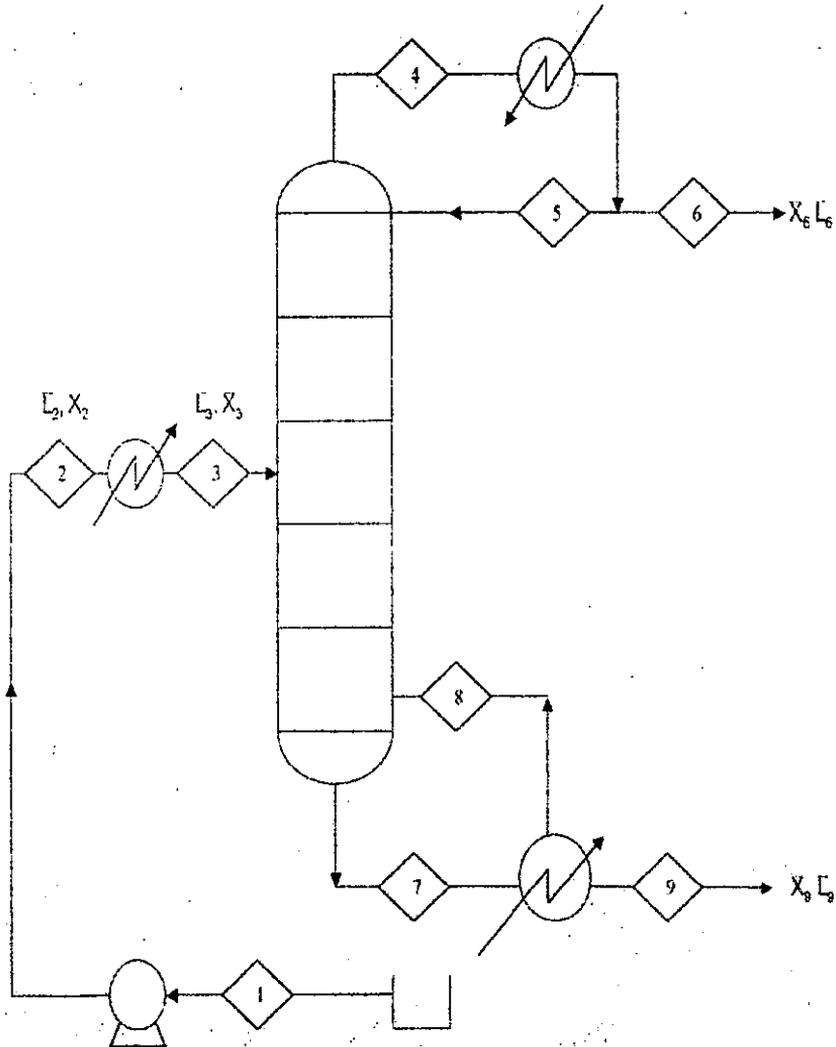


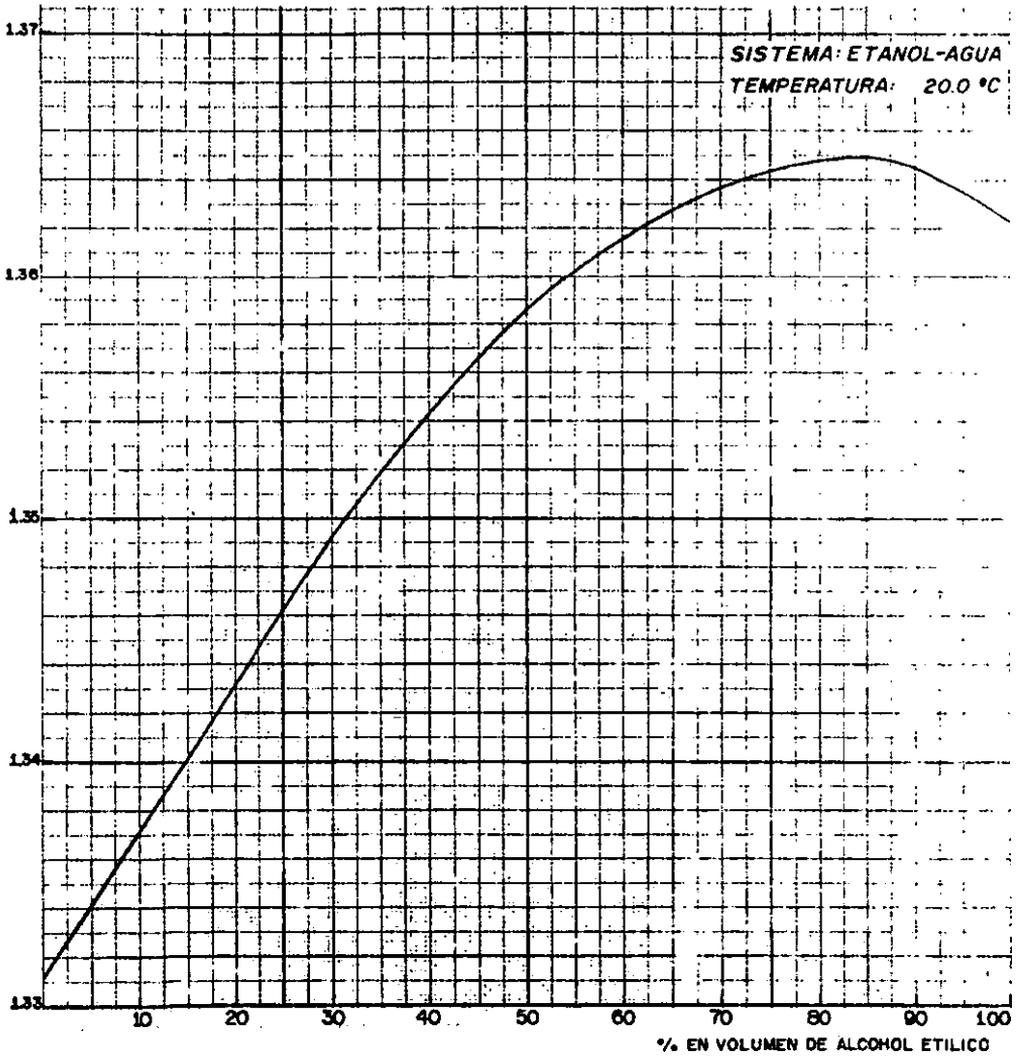
Diagrama de la columna de platos Pignat.

Fig.4.1



INDICE DE REFRACCION  
VS  
CONCENTRACIÓN

Figura 4.2



INDICE DE REFRACCION  
VS  
CONCENTRACION

Figura 4.3

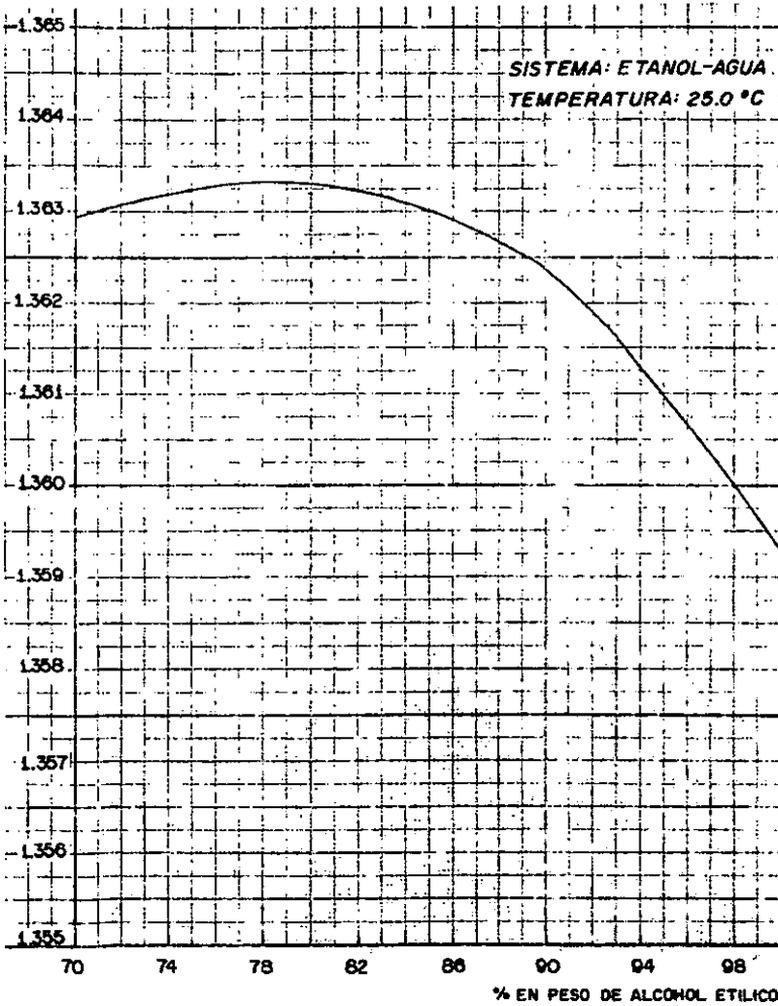


Tabla 4.3  
 DENSIDAD DE MEZCLAS ETANOL AGUA  
 G/ml 20°C

% MASA Alcohol	DECIMAS DE %									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	0.999	0.998	0.997	0.996	0.995	0.994	0.993	0.992	0.991	0.990
1	0.989	0.988	0.987	0.986	0.985	0.984	0.983	0.982	0.981	0.980
2	0.979	0.978	0.977	0.976	0.975	0.974	0.973	0.972	0.971	0.970
3	0.969	0.968	0.967	0.966	0.965	0.964	0.963	0.962	0.961	0.960
4	0.959	0.958	0.957	0.956	0.955	0.954	0.953	0.952	0.951	0.950
5	0.949	0.948	0.947	0.946	0.945	0.944	0.943	0.942	0.941	0.940
6	0.939	0.938	0.937	0.936	0.935	0.934	0.933	0.932	0.931	0.930
7	0.929	0.928	0.927	0.926	0.925	0.924	0.923	0.922	0.921	0.920
8	0.919	0.918	0.917	0.916	0.915	0.914	0.913	0.912	0.911	0.910
9	0.909	0.908	0.907	0.906	0.905	0.904	0.903	0.902	0.901	0.900





Tabla 4.4 continuación

## DENSIDAD DE SOLUCIONES ACUOSAS DE ALCOHOL ETÍLICO

G/ml

%	10 °C	15 °C	20 °C	25 °C	30 °C	35 °C	40 °C
50	0.9110	0.9117	0.9124	0.9131	0.9138	0.9145	0.9152
51	0.9120	0.9127	0.9134	0.9141	0.9148	0.9155	0.9162
52	0.9130	0.9137	0.9144	0.9151	0.9158	0.9165	0.9172
53	0.9140	0.9147	0.9154	0.9161	0.9168	0.9175	0.9182
54	0.9150	0.9157	0.9164	0.9171	0.9178	0.9185	0.9192
55	0.9160	0.9167	0.9174	0.9181	0.9188	0.9195	0.9202
56	0.9170	0.9177	0.9184	0.9191	0.9198	0.9205	0.9212
57	0.9180	0.9187	0.9194	0.9201	0.9208	0.9215	0.9222
58	0.9190	0.9197	0.9204	0.9211	0.9218	0.9225	0.9232
59	0.9200	0.9207	0.9214	0.9221	0.9228	0.9235	0.9242
60	0.9210	0.9217	0.9224	0.9231	0.9238	0.9245	0.9252
61	0.9220	0.9227	0.9234	0.9241	0.9248	0.9255	0.9262
62	0.9230	0.9237	0.9244	0.9251	0.9258	0.9265	0.9272
63	0.9240	0.9247	0.9254	0.9261	0.9268	0.9275	0.9282
64	0.9250	0.9257	0.9264	0.9271	0.9278	0.9285	0.9292
65	0.9260	0.9267	0.9274	0.9281	0.9288	0.9295	0.9302
66	0.9270	0.9277	0.9284	0.9291	0.9298	0.9305	0.9312
67	0.9280	0.9287	0.9294	0.9301	0.9308	0.9315	0.9322
68	0.9290	0.9297	0.9304	0.9311	0.9318	0.9325	0.9332
69	0.9300	0.9307	0.9314	0.9321	0.9328	0.9335	0.9342
70	0.9310	0.9317	0.9324	0.9331	0.9338	0.9345	0.9352
71	0.9320	0.9327	0.9334	0.9341	0.9348	0.9355	0.9362
72	0.9330	0.9337	0.9344	0.9351	0.9358	0.9365	0.9372
73	0.9340	0.9347	0.9354	0.9361	0.9368	0.9375	0.9382
74	0.9350	0.9357	0.9364	0.9371	0.9378	0.9385	0.9392
75	0.9360	0.9367	0.9374	0.9381	0.9388	0.9395	0.9402
76	0.9370	0.9377	0.9384	0.9391	0.9398	0.9405	0.9412
77	0.9380	0.9387	0.9394	0.9401	0.9408	0.9415	0.9422
78	0.9390	0.9397	0.9404	0.9411	0.9418	0.9425	0.9432
79	0.9400	0.9407	0.9414	0.9421	0.9428	0.9435	0.9442
80	0.9410	0.9417	0.9424	0.9431	0.9438	0.9445	0.9452
81	0.9420	0.9427	0.9434	0.9441	0.9448	0.9455	0.9462
82	0.9430	0.9437	0.9444	0.9451	0.9458	0.9465	0.9472
83	0.9440	0.9447	0.9454	0.9461	0.9468	0.9475	0.9482
84	0.9450	0.9457	0.9464	0.9471	0.9478	0.9485	0.9492
85	0.9460	0.9467	0.9474	0.9481	0.9488	0.9495	0.9502
86	0.9470	0.9477	0.9484	0.9491	0.9498	0.9505	0.9512
87	0.9480	0.9487	0.9494	0.9501	0.9508	0.9515	0.9522
88	0.9490	0.9497	0.9504	0.9511	0.9518	0.9525	0.9532
89	0.9500	0.9507	0.9514	0.9521	0.9528	0.9535	0.9542
90	0.9510	0.9517	0.9524	0.9531	0.9538	0.9545	0.9552
91	0.9520	0.9527	0.9534	0.9541	0.9548	0.9555	0.9562
92	0.9530	0.9537	0.9544	0.9551	0.9558	0.9565	0.9572
93	0.9540	0.9547	0.9554	0.9561	0.9568	0.9575	0.9582
94	0.9550	0.9557	0.9564	0.9571	0.9578	0.9585	0.9592
95	0.9560	0.9567	0.9574	0.9581	0.9588	0.9595	0.9602
96	0.9570	0.9577	0.9584	0.9591	0.9598	0.9605	0.9612
97	0.9580	0.9587	0.9594	0.9601	0.9608	0.9615	0.9622
98	0.9590	0.9597	0.9604	0.9611	0.9618	0.9625	0.9632
99	0.9600	0.9607	0.9614	0.9621	0.9628	0.9635	0.9642
100	0.9610	0.9617	0.9624	0.9631	0.9638	0.9645	0.9652

## CAPITULO CINCO

## 5.1 Destilación en torre empacada

## 5.2 Puesta en marcha

Se opera igual que en el capítulo 4 inciso 4.1

## 5.3 Análisis y muestreo como en el inciso 4.2

## 5.4 Descripción del equipo

El equipo que se instaló en el laboratorio de ingeniería química esta constituido por una columna de vidrio Pyrex de 12 cm de diámetro nominal y aproximadamente 2m de largo. En el extremo superior se encuentra ensamblada con una brida con tornillos con el fin de evitar fugas. En el extremo inferior se conecta a un recipiente volumétrico también ensamblado con una brida. Para sellar de fugas se usan juntas tipo Garlock.

La columna consta de, un hervidor, un sistema de enfriamiento, recipientes de alimentación, fondo y destilado, Tablero de control es el mismo que se usó en la columna de platos de Pignat . Estas figuras se encuentran en el capítulo dos, además de la medición de flujos y registro de temperaturas. El relleno de la columna consiste en una malla trenzada de alambre metálico. En la figura 5.1 están representados diferentes cortes de la malla metálica.

Diferentes secciones del relleno de la columna empacada. Ver Figura 5.1

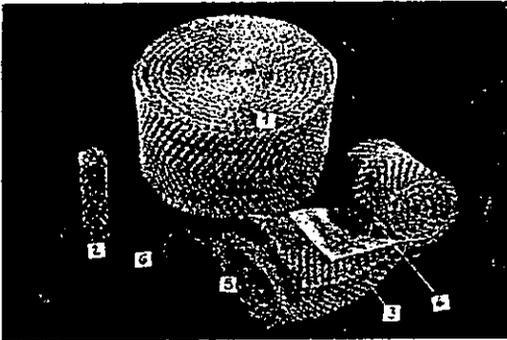


Fig. 5.1 Empaque malla trenzada de acero inoxidable

La imagen de la columna es semejante a la mostrada en la figura 2.1

### 5.5 Operación de la columna

La columna se puede operar a reflujo total si se acciona la perilla mostrada en la figura 2.10, ésta girará a REFL, mientras que para el régimen permanente la perilla girará a TRAS.

Con estas condiciones de operación se puede trabajar a diferentes gastos de vapor, lo que implica diferentes cargas térmicas en hervidor.

### 5.6 Precauciones

Antes de iniciar la operación, asegúrese que el sistema de enfriamiento tenga la válvula abierta al condensador y que el rotámetro tenga agua hasta el nivel de la raya roja.

Después de 15 minutos de operación se considera que la columna ha entrado a régimen permanente.

Para obtener datos de la columna a reflujo total se debe tomar las composiciones del destilado  $X_D$  y del fondo  $X_F$  y medir el gasto del residuo y leer la temperatura del domo en el tablero. Determinar la caída de presión en la sección empacada. En esta columna empacada no se realizaron medidas en el fondo y destilado a reflujo total, solo en el reflujo de operación, siendo los resultados satisfactorios, aumentando el número de platos teóricos.

#### 5.7 Análisis de los experimentos en la columna empacada

Los datos experimentales se muestran en la tabla 5.1, estas corridas se hicieron a reflujo de operación.

#### REFLUJO DE OPERACION

Tabla 5.1

Corrida	Tiempo (min)	Reflujo operac.	Flujo Alim. (l/h)	I.R. Afim.	Composición Alim. (%peso)	Densidad Alim. (g/ml)
1	20	1.00	8.6800	1.3560	35	0.94494
2	30	0.66	7.3810	1.3531	30	0.95382
3	30	1.00	6.5700	1.3512	27.4	0.95867
4	20	2.00	8.3718	1.3492	23	0.96453
5	20	0.66	9.0000	1.3501	25	0.96168

Masa Alim.(Kg./h)	Flujo Dest.(l/h)	Composición Dest.(%peso)	Densidad Dest.(g/ml)	Masa Dest.(Kg./h)	Flujo Fondo(l/h)
8.2020	1.1881	90	0.81797	0.9718	7.5000
7.0401	2.4000	85	0.83095	1.9657	3.2724
6.2985	1.4007	87.5	0.82583	1.1556	4.1378
8.0749	0.6306	92	0.81257	0.5203	7.8944
8.6508	0.8931	87.5	0.82583	0.7311	7.3890

I.R. Fondo	Composición Fondo(%peso)	Densidad Fondo(g/ml)	Masa Fondo(Kg/h)	I.R. Dest.	%Recuperación
1.3527	30	0.95382	7.1536	1.3657	30.47
1.3478	22	0.95592	3.1245	1.3642	79.11
1.3414	13	0.97775	4.3445	1.3641	47.88
1.3457	18	0.97129	7.5230	1.3630	25.77
1.3460	20	0.96864	7.1058	1.3642	29.57

Al analizar los resultados se selecciona un reflujo de operación, se procede al balance de masa y energía y cálculo de platos teóricos. También se hizo un programa para calcular etapas, para curvas de equilibrio y para los diversos datos de equilibrio. Estos programitas están en lenguaje Fortran 95 y se corre en Visual Fortran 6.0 y 6.1.

Se seleccionó la comida número 1 para hacer el balance de masa y energía que permite calcular el número de etapas.

## Cálculo de los platos ideales en una columna empacada

## 1.0 Traducción

El diagrama de la columna empacada es semejante figura 4.1

## 1.1 Datos experimentales para el cálculo de platos teóricos

$Q_A=8.680 \text{ l/h}$ ,  $\eta_A=1.3560$ ,  $X_A=35\%$ ,  $\rho_A=0.94494\text{g/ml}$ ,  $Q_F=7.5 \text{ l/h}$ ,  $X_F=30\%$ ,  $\eta_F=1.3490$ ,  
 $\rho_F=0.95382$ ,  $Q_D=1.1881 \text{ l/h}$ ,  $\eta_D=1.3635$ ,  $X_D=90\%$ ,  $\rho_D=0.81797$ ,  $R=1$

1.2 Cálculo de los flujos másicos  $L_A$ ,  $L_F$ ,  $L_D$ 

$$L_A = \left( 8.680 \frac{\text{l}}{\text{h}} * \frac{1000\text{ml}}{1} * 0.94494 \frac{\text{g}}{\text{ml}} * \frac{1\text{Kg}}{1000\text{g}} \right)$$

$$L_A = 8.2021 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$L_F = \left( 100 * 3600 * 0.95382 * \frac{1}{48 * 1000} \right)$$

$$L_F = 7.1536 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$L_D = \left( 100 * 3600 * 0.81797 * \frac{1}{303 * 1000} \right)$$

$$L_D = 0.9718 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

1.3 Cálculo de los flujos molares  $\dot{C}_A$ ,  $\dot{C}_F$ ,  $\dot{C}_D$

$$\dot{C}_A = \frac{L_A(\% \text{ peso e tan ol})}{PM_{\text{Etan ol}}} + \frac{L_A(1 - \% \text{ peso e tan ol})}{PM_{\text{Agua}}}$$

En forma similar es para fondos y destilados

$$\dot{C}_A = \left( \frac{8.2021 * 0.35}{46} \right) + \left( \frac{8.2021 * 0.65}{18} \right)$$

$$\dot{C}_A = 0.3586 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{C}_F = \left( \frac{7.1536 * 0.30}{46} \right) + \left( \frac{7.1536 * .70}{18} \right)$$

1.6 Balance parcial de masa  $L_A X_A = L_F X_F + L_D X_D$  calculado

$$L_A X_A = (7.1536 * 0.30 + 0.9718 * 0.90)$$

$$L_A X_A = 3.0207 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

1.7 Balance parcial de masa  $L_A X_A$  medido

$$L_A X_A = (8.2021 * 0.35)$$

$$L_A X_A = 2.8707$$

1.8 Balance molar total  $\dot{L}_A = \dot{L}_F + \dot{L}_D$  calculado

$$\dot{L}_A = 0.3248 + 0.0244$$

$$\dot{L}_A = 0.3492 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

## 1.9 Balance molar total medido

$$C_A = 0.3586 \frac{\text{Kgmol}}{h}$$

1.10 Cálculo de las concentraciones molares  $X_A$ ;  $X_F$ ,  $X_D$ 

$$X_A = \left( \frac{\frac{0.35}{46}}{\frac{0.35}{46} + \frac{0.65}{18}} \right)$$

$$X_A = 0.1740 \frac{\text{Kgmol de e tanol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$X_F = \left( \frac{\frac{0.30}{46}}{\frac{0.30}{46} + \frac{0.30}{18}} \right)$$

$$X_F = 0.1436 \frac{\text{Kgmolde e tanol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$X_D = \left( \frac{\frac{0.90}{46}}{\frac{0.90}{46} + \frac{0.10}{18}} \right)$$

$$X_D = 0.7788 \frac{\text{Kgmol de etanol}}{\text{Kgmol total}}$$

2.0 Cálculo de  $PM_1$

$$PM_1 = (0.1740 \cdot 46 + 0.8260 \cdot 18)$$

$$PM_1 = 22.8720 \frac{\text{kg}}{\text{Kgmol}}$$

2.2 Cálculo de  $\dot{H}_2$  y  $\dot{H}_3$

$$\dot{H}_2 = c_{pm}(t_e - t_o)$$

$C_p$  del etanol y agua a 25°C

$$C_{pE} = 0.5810 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$C_{pA} = 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

Cálculo  $c_{pm}$  medio

$$c_{pm} = (x_E * c_{pE} + (1 - x_E) c_{pA})$$

$$c_{pm} = \left( 0.5810 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 0.65 + 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 0.35 \right)$$

$$c_{pm} = 0.7276 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$C_p$  del etanol y agua a 70°C

$$c_{pE} = 0.9140 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$c_{pA} = 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

Cálculo del  $c_{pm}$

$$c_{pm} = \left( 0.9140 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 0.35 + 0.65 * 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right)$$

$$c_{pm} = 0.9699 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \text{ con estos valores se calcula } \dot{H}_2 \text{ y } \dot{H}_3$$

$$\dot{H}_2 = \left( 0.7276 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 25^\circ\text{C} * 22.8720 \frac{\text{kg}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{H}_2 = 416.0417 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{H}_3 = \left( 0.9699 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * 70^\circ\text{C} * 22.8720 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{H}_3 = 1552.8 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

2.2 Cálculo de calor en el precalentador  $Q_p = \dot{L}_A (\dot{H}_3 - \dot{H}_2)$  si  $\dot{L}_A = \dot{L}_2$

$$Q_p = \left( 0.3586 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} \left( 1552.8000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} - 416.0417 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right) \right)$$

$$Q_p = 407.6415 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

2.3 Balance en el domo  $\tilde{G}_4 = \tilde{L}_5 + L_D$  si  $\tilde{L}_5 = \tilde{L}_D$  se tiene

$$\tilde{G}_4 = (0.0244 + 0.0244) \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\tilde{G}_4 = 0.0488 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

2.4 Balance de entalpía en el vapor. Las entalpías se obtienen del diagrama  $\bar{H}$  vs  $x$

$$x_D = 0.7788 \frac{\text{Kgmol de e tanol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$\bar{H}_6 = 11700 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\bar{H}_4 = 1600 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

2.5 Cálculo de calor en el condensador  $Q_c = \tilde{G}_4(\bar{H}_4 - \bar{H}_5)$  si  $\bar{H}_5 = \bar{H}_6$

$$Q_c = 0.0488 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * (11700 - 1600) \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$Q_c = 492.8800 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$2.6 \text{ Balance entálpico total } \dot{L}_3 * \dot{A}_3 + Q_R = \dot{L}_D * \dot{A}_D + \dot{L}_F \dot{A}_F + Q_c$$

$$\dot{L}_3 = \dot{L}_A = 0.3586 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{A}_3 = 1552.8000$$

$$\dot{L}_6 = \dot{L}_D = 0.0244 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{A}_D = \dot{A}_5 = 2010 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{L}_F = \dot{L}_9 = 0.3248 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\dot{A}_F = 1600 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\dot{C}_b \cdot \dot{A}_b = \left( 0.0244 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} \cdot 2010 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{C}_b \cdot \dot{A}_b = 49.0441 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$\dot{C}_F \cdot \dot{A}_F = \left( 0.3248 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} \cdot 1600 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{C}_F \cdot \dot{A}_F = \left( 0.3248 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} \cdot 1600 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{C}_F \cdot \dot{A}_F = 519.6800 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

$$\dot{C}_3 \cdot \dot{A}_3 = \left( 0.3586 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} \cdot 1552.8000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}} \right)$$

$$\dot{C}_3 \cdot \dot{A}_3 = 556.8308$$

$$Q_R = \left( 49.0441 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} + 519.6800 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} + 492.8800 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} - 556.8340 \right)$$

$$Q_R = 504.7699 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

2.7 Cálculo de la ordenada al origen  $\frac{x_D}{R+1}$

$$\frac{0.7788}{2} = 0.3894$$

2.8 Cálculo de  $q = \frac{F_V - F_3}{F_V - F_L}$

$$x_A = 0.1740 \frac{\text{Kgmol de e tan ol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$F_V = F_6 = 11500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\theta = 89.726^\circ$$

2.10 Datos para el diagrama de equilibrio en el que se traza el número de platos teóricos

$$x_A = 0.1740 \frac{\text{Kgmol de e tan ol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$x_F = 0.1436 \frac{\text{Kgmol de e tan ol}}{\text{Kgmol de e tan ol total}}$$

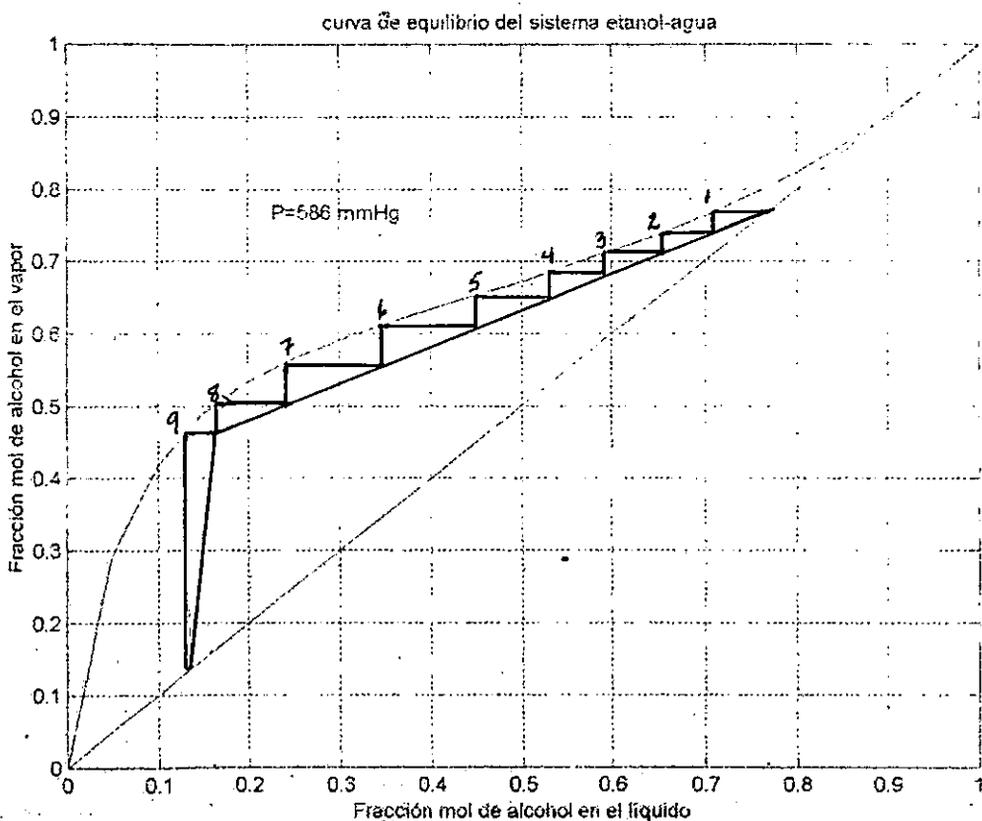
ordenada al origen = 0.3894

$$x_D = 0.7788 \frac{\text{Kgmol de e tan ol}}{\text{Kgmol total}}$$

$$\theta = 89.726$$

## TRAZO DE PLATOS IDEALES

Datos experimentales obtenidos de la columna empacada Pignat



## CAPITULO SEIS

## 6.1 Conclusiones y recomendaciones

De los datos experimentales de la mezcla etanol-agua, se elige el mejor resultado de los experimentos en cada una de las dos columnas. Se seleccionó el experimento número 12 en la columna de platos, y el experimento número 1 en la columna empacada, haciendo el balance de masa y energía y cálculo de etapas teóricas respectivamente.

En la columna de platos se obtuvo un máximo de 3 etapas teóricas, con un destilado de 73% en peso, mientras que en la columna empacada se obtiene un máximo de 9 platos teóricos y 90% en peso de destilado. Con estos resultados se concluye, que en la columna empacada se obtiene un mayor porcentaje de pureza, para este sistema binario etanol-agua. Comparando el funcionamiento de una columna de platos con una de relleno, se observa que en la de platos hay una variación discontinua de la concentración de un plato a otro, mientras que en la de relleno esta variación es continua a lo largo de toda la columna.

Para lograr un porcentaje de pureza en el destilado, es necesario operar la columna de la siguiente manera.

- a) Medir con precisión el flujo de alimentación, fondo y destilado. Observar que el balance de masa total y parcial en masa y molar no exceda en 5% de error.
- b) Se debe esperar aproximadamente 40-50 minutos para que la columna trabaje a régimen permanente, esto es no haya aumento ni disminución de volumen de solución de etanol-agua en el calderín.

- c) También para el reflujo de operación, se trabajará con números pequeños para medir los flujos con precisión.
- d) Se midió cada concentración de la solución con un refractómetro y un densímetro pesa alcohol, otra alternativa es la técnica de cromatografía, esto depende de lo que dispongas en el laboratorio.

Para el caso e la columna empacada en el inciso b) el calentamiento es de 10 a 15 minutos.

En las dos columnas se aplicó el método gráfico Mc Cabe and Thiele, en ambas se calcula el número de etapas teóricas. Pero en la empacada además de el cálculo de etapas se calcula la altura equivalente a un plato teórico.

Si se quisiera pasar de un módulo de destilación experimental, a una columna de proceso industrial, se requiere una consideración económica que es el reflujo óptimo, que se obtendrá a partir de los costos de operación y cargos fijos del equipo para diferentes reflujos y así determinar el costo mínimo de operación como función de la razón de reflujo.

## CAPITULO SIETE

## 7.1 Formato de la práctica.

RECTIFICACIÓN EN CONTINUO  
DE UNA MEZCLA ETANOL-AGUA  
EN UNA COLUMNA EMPACADA

## 7.2 OBJETIVO ACADEMICO

Refiriéndose a las nociones ya estudiadas en los cursos de ingeniería química, se ensayará la destilación a régimen permanente, de una mezcla binaria, lo que permite recoger por una parte una fracción destilada en el domo de la columna (cabezas) rica en el producto más volátil y de concentración constante; y por otra parte, una fracción destilada en el fondo de la columna (colas), pobre en el producto volátil.

## 7.3 Equipo empleado

La operación será realizada en una columna de vidrio marca PIGNAT, empacada con empaque MULTIKNIT 316 L, que consiste en una malla trenzada de alambre metálico y que ocupa el interior de la columna. La columna experimental tiene 3 secciones de vidrio de una altura total empacada de 0.9 metros ,además de un plato distribuidor por sección.

El diámetro de la columna es de 235 mm y está dotada de un rehervidor, una bomba de alimentación, un distribuidor y medidor de reflujo, un condensador y recipientes para recoger destilados y los fondos (Ver diagrama anexo)

A la columna se le proporcionará una solución con aproximadamente 35% en mol de etanol. Esta solución se prepara mezclando 10.4 litros de etanol y 5.9 litros de agua.

#### 7.4 Cálculos anteriores a la operación

A partir del diagrama de equilibrio líquido-vapor, para el sistema etanol-agua y que opera a 586 mm de Hg. (Ver diagramas anexos) el alumno determinará la temperatura de ebullición de la mezcla inicial.

Calculará la pendiente de la línea  $q$  de alimentación.

Se calculará la cantidad de platos mínimos teóricos encontrados por la ecuación de Fenske suponiendo que el fondo contenga el 2% en mol de etanol y las cabezas 85%.

Bajo las condiciones anteriores calculará el reflujo mínimo.

Teniendo en cuenta que la columna tiene una altura de 0.9 metros. ¿A qué altura aproximada se debe introducir la mezcla rectificar?

#### 7.5 Operación

Con los estudios anteriores se procederá a alimentar la solución a la columna. Coloque la bomba en la posición 50-50. Conecte las válvulas de alimentación de manera tal que no se alimente a la columna y se pueda recibir el líquido en una probeta de un litro. Con una probeta y cronómetro obtenga el flujo alimentado. Analice la composición de entrada mediante refractometría y densidad. Una vez que se ha obtenido el flujo y la composición de la alimentación, abrir la válvula de alimentación, abrir la válvula de alimentación a la columna. Sección inferior. No prenda el

precalentador. Cuando la solución alimentada cubre las resistencias del rehedidor se para la alimentación, se conecta la potencia de calefacción a 0.8 y se comienza el calentamiento.

Introduzca agua al condensador y a los cambiadores de fondo y cabeza. La columna debe operar a reflujo total antes de volver a introducir solución de alimentación.

Se toman datos de temperatura. Se toma una muestra de fondos y de cabeza y se analiza mediante densidad y refractometría.

Cuando se tienen todos los datos de operación a reflujo total se vuelve a introducir solución a la columna. De acuerdo a los datos anteriores decidir en que sección se deberá meter la alimentación. Se coloca un reflujo de operación  $R=1$  y se recibe las cabezas y los fondos.

Se debe hacer mediciones de flujos, composiciones y densidades. Cuando los datos coincidan se toman los datos de las temperaturas en todas partes de la columna.

Si se desea se puede cambiar el reflujo para ver el efecto que se tiene sobre las composiciones de salida.

## 7.6 Material de experimentación

Dos cronómetros, 2 probetas de un litro, un densímetro pesa alcohol, 5 tubos de ensayo y gradilla, un refractómetro y llave del candado que tiene el tablero de control en la parte posterior, para encendido de la columna.

## 7.7 Cálculos posteriores

1.0 Se efectuará el balance de materia

- 2.0 Se efectuará el balance de energía
- 3.0 Se obtendrá el reflujo de operación y se comparará con el reflujo mínimo.
- 4.0 Se obtendrá el número de platos mínimo al trabajar a reflujo total.
- 5.0 Se trazarán las líneas de alimentación, agotamiento y rectificación.
- 6.0 Se obtendrá el plato de alimentación.
- 7.0 Se obtendrá el número de platos ideales.
- 8.0 Se obtendrá la altura equivalente de un plato teórico.

#### 7.8 Trabajo posterior a la práctica

Hay una hoja de resultados que se anexa a este capítulo, en ésta se te indica que datos debes reportar

#### 7.9 Cuestionario

- 1.0 ¿Cómo varía la concentración en una torre empacada?
- 2.0 ¿A que se le conoce como altura equivalente a un plato teórico?
- 3.0 En destilación, ¿a que se le conoce como agotador?
- 4.0 ¿A que se le conoce como reflujo externo?
- 5.0 Básicamente en una torre completa de destilación se distinguen 3 líneas de operación, indique cuáles son éstas?
- 6.0 ¿Es necesario conocer la temperatura del destilado para los fines de esta práctica?
- 7.0 ¿Es necesario tomar la composición de alimentación en la práctica?
- 8.0 ¿De que manera se tomarán los gastos de destilados y residuos en la práctica?

<b>HOJA DE RESULTADOS</b>
---------------------------

- Composición de la mezcla de abastecimiento

$X_A = \quad \%$
------------------

en mola

- Potencia de calefacción al hervidor elegida

$P = \quad \%$
----------------

<b>1 - TRABAJO PRACTICO A REFLUJO TOTAL</b> * composición de la mezcla en el hervidor : <u>PE 1</u>	$X_B = \quad \%$
* composición de la mezcla en el condensador : <u>PE 5</u>	$X_D = \quad \%$
* pérdida de carga en la columna	$P = \quad \text{mmH}_2\text{O}$
<b>2 - TRABAJO PRACTICO A REGIMEN CONTINUO</b> índice de reflujo elegido	$R =$
* composición de la mezcla en el hervidor : <u>PE 1</u>	$X_B = \quad \%$
* composición de la mezcla en el condensador : <u>PE 5</u>	$X_D = \quad \%$
* Temperaturas indicadas por las sondas	$T_1 = \quad \text{°C}$ $T_2 = \quad \text{°C}$ $T_3 = \quad \text{°C}$ $T_4 = \quad \text{°C}$ $T_5 = \quad \text{°C}$ $T_6 = \quad \text{°C}$ $T_7 = \quad \text{°C}$ $T_8 = \quad \text{°C}$
* Caudal de agua en el condensador (por método de "puesta en una maceta")	$m_{\text{agua}} = \quad \text{kg/s}$
* Altura tope de condensación en el condensador	$h = \quad \text{m}$

3 - PRODUCCION DE DESTILADO DURANTE 10 MINUTOS : <u>PE 5</u>	D =           kg
* $P = \frac{D}{10 \times 60} \times (R + 1)$	P =           kg/s
* Caudal de trasiego al hervidor : <u>PE 1</u> /	S =           kg/s
* Caudal de la bomba dosificadora	Amplitud =    % Impulsiones= /mm

\* Tomas de muestras :

PE 2 :

$X_2 = \quad \%$

PE 3 :

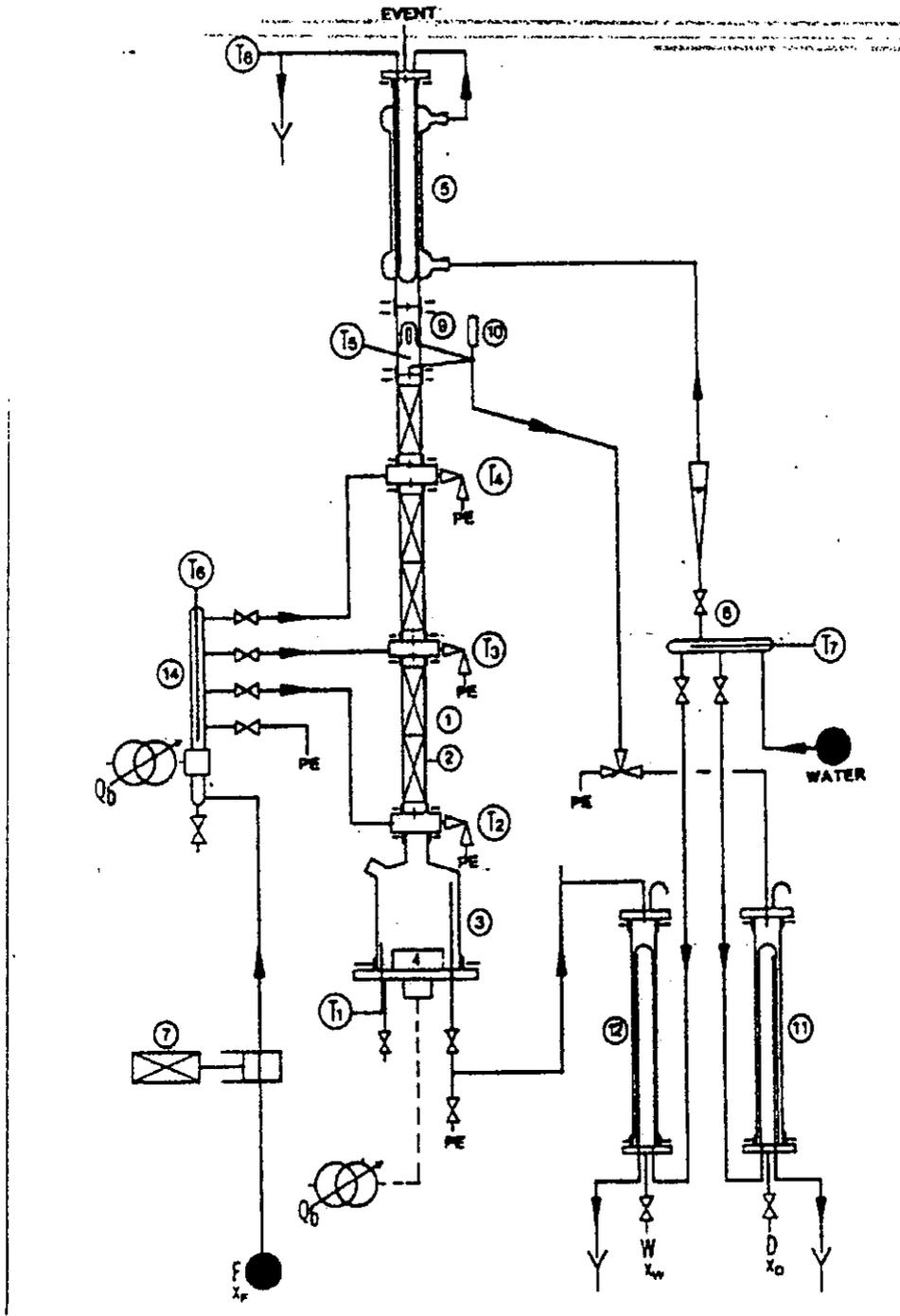
$X_3 = \quad \%$

PE 4 :

$X_4 = \quad \%$

DIAGRAMA DE LA COLUMNA EMPACADA PIGNAT

Figura 7.1



## 7.10 Equipo y accesorios de la columna empacada de Pignat

- 1.0 Columna de vidrio DN 50, altura 900mm
- 2.0 Guarnición: Multiknit , acero inoxidable 316 L
- 3.0 Hervidor, capacidad 6 litros, con toma de temperatura- tubería de abastecimiento- válvula de vaciado y desagüe- válvula de paro para trasiego en continuo- Virota de vidrio DN 200/50 y brida inferior de acero inoxidable 316 L.
- 4.0 Resistencia eléctrica de acero inoxidable, potencia: 2KW/220 V
- 5.0 Condensador DN 50 doble efecto, con un cambiador, encamisado de vidrio y un cambiador axial de acero inoxidable 316 L
- 6.0 Circuito de agua de refrigeración incluyendo:
  - conjunto de abastecimiento con: toma de temperatura- tres válvulas de reglaje- medidor de caudal hacia condensador caudal hacia condensador.
- 7.0 Bomba dosificadora a cabeza PTFE, caudal máximo 16 l/h- 220 V, 50 HZ
- 8.0 3 Platos intermediarios DN 50 de acero inoxidable con tomas de temperatura, muestra y abastecimiento.
- 9.0 Cabeza de reflujo DN 50 con toma de temperatura.
- 10.0 Válvula de reflujo a cierre magnético.
- 11.0 Recibidor graduado Destilado, capacidad 600 ml, refrigerado por cambiador axial de acero inoxidable Válvula de vaciado, de acero inoxidable 316L.
- 12.0 Recibidor graduado Residuo, capacidad 600 ml, refrigerado por cambiador axial de acero inoxidable Válvula de vaciado, de acero inoxidable 316 L

13.0 Calorifugo desmontable

14.0 Conjunto de abastecimiento de acero inoxidable, con válvulas de vaciado y muestra – 3

válvulas de abastecimientos – collar calentador de 300 W - toma de temperatura y calorifugo

- tuberías flexibles teflón
- flexibles de conexión para circuito de agua de condensación-refrigeración
- juntas y reuniones teflón necesarias
- una curva polietileno de almacenamiento, capacidad 20 litros, con válvulas de vaciado
- dos curvas polietileno de almacenamiento, capacidad, capacidad 10 litros, con válvula de vaciado
- 8 sondas de temperatura de platino
- armadura tubularia de acero inoxidable, uniones de acero galvanizado, collares y juntas necesarios

## BIBLIOGRAFÍA

1. Geankoplis, Cristie J. Procesos de Transporte y operaciones unitarias. CECSA. México 1982. Páginas 561 a 579.
2. Van Winkel, Mathew. Distillation. Mc Graw Hill. 1967. New York. Capítulo 6. Páginas 256 a 265.
3. Mc Cabe Warren y Smith. Juan L. Unit Operations of Chemical Engineering. Mc Graw Hill. New York. 1956. Cap. 12. Págs. 683 a 708.
4. Sawistkowski, H. y Smith, W. Métodos de Cálculo en los Procesos de Transferencia de Materia. Alhambra. Madrid. 1967. Cap. 2. Págs. 124 a 139.
5. Ocón García, Joaquín y Tojo Barreiro, Gabriel. Problemas de Ingeniería Química. Tomo 1. Aguilar. 1967. Madrid. Cap. 5. Págs. 316 a 333.
6. Smith Budford D. Design of Equilibrium Stages Processes. Mc Graw Hill New York 1963. Cap 5.
7. Cuadernos de la Facultad de Química No. 5 Destilación por el Método de Mc Cabe and Thiele. Por Antonio Valiente Barderas. U.N.A.M.