



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO DE UN FASCICULO
SOBRE EL METODO DE MC. CABE - THIELE**



**EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
ADRIÁN CORTÉS CASTAÑEDA

MÉXICO D.F.

2003

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**





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.

PAGINACION

DISCONTINUA



Jurado asignado:

Presidente	Prof. Antonio Valiente Barderas
Vocal	Prof. Lucila Cecilia Méndez Chavez
Secretario	Prof. José Antonio Ortiz Ramirez
1er Suplente	Prof. Genovevo Silva Pichardo
2o Suplente	Prof. . Maria Rafaela Gutiérrez Lara

Sitio donde se desarrollo el tema : Facultad de Química, Laboratorio de Ingeniería Química
Departamento de Ingeniería Química, UNAM

Asesor

Dr. Antonio Valiente Barderas

Sustentante

Adrián Cortés Castañeda

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

A Dios.....

Por que diste a mi madre salud,
para que se encuentre hoy con nosotros,
y permites que sea testigo de lo que concluyo.

A mis Padres.....

Hermilo L. Cortés Campos y M.V.A. Gloria. Castañeda Álvarez:
Por darme el don de la vida.

A mi Madre.....

Una gran mujer que siempre me dio todo cuanto estuvo a su alcance,
que además de vida, me ha dado apoyo con su amor incondicional,
y que con abnegación y muchos sacrificios, a lo largo de la vida,
transformó en un hombre a su hijo.
A ella que siempre ha deseado lo mejor para sus hijos.

A mi Abuelita Trinidad Álvarez.....

Mi agradecimiento eterno por sus consejos llenos de amor y mucha experiencia.

A mis Hermanos.....

Espero que les sirva como aliciente
para que siempre sean perseverantes
en los retos que la vida nos pone.

A Mayte S.M.....

Por su constante ayuda y comprensión
Por que cuando se quiere a alguien, jamás se le abandona.

A mis Amigos.....

Con quién he vivido grandes momentos,
por que en la amistad,
todos los pensamientos,
todos los deseos,
todas las esperanzas,
nacen y se comparten con regocijo y sin alardes.
En especial a ti *Citalli F.C.*

INDICE

I.- OBJETIVO.....	1
II.- INTRODUCCION.....	3
III.- BASES TEORICAS.....	5
IV.-DESTILACION.....	29
V.- ANTECEDENTES DEL METODO MC. CABE - THIELE.....	46
VI.-FASCICULO.....	52
VII.-NOMENCLATURA.....	167
VIII.-CONCLUSIONES.....	171
IX.-BIBLIOGRAFIA.....	173

I.- OBJETIVO

El objetivo de la presente tesis ,es proporcionar la información suficiente sobre la aplicación del método Mc.Cabe-Thiele, en destilación binaria continua, mediante la solución de problemas, para diferentes casos, que van desde el caso de una columna de destilación con una sola corriente de alimentación y dos corrientes de salida (el destilado y el fondo), hasta casos en donde existen mas de una corriente de salida o corrientes laterales, así mismo, los casos en que se utilizan condensadores totales o parciales, o cuando en vez de colocar rehervidores, se le aplica a la columna de destilación una corriente de vapor vivo.

Y demostrar que a pesar de tratarse de un método no muy nuevo sigue siendo muy práctico ,como método de cálculo de platos ideales de primera mano. Esto es, que nos sirve para tener en primera instancia el numero de platos ideales a utilizar y que posteriormente se pueden calcular mas detalladamente mediante métodos más rigurosos.

También nos da un panorama general de los efectos en los flujos y las composiciones de las corrientes de salida y de entrada , si se mueven de lugar, principalmente cuando se mueve de lugar o se agrega otra corriente de alimentación, así como cuando se implementan corrientes laterales, o simplemente si se substituye el rehervidor por una corriente de vapor vivo, o cuando se hace cambio de condensadores, de total a parcial o viceversa.

Todo esto en una planta en operación ,y cuando no existe el tiempo suficiente para la aplicación de un método más riguroso ,es aquí en donde se puede aplicar el método Mc.Cabe -Thiele, por ser sencillo de aplicar .

De igual forma se pretende que el presente trabajo sirva como apoyo para la enseñanza y aprendizaje para toda aquella persona que se interese en la importante operación que es la Destilación ,enfocado principalmente a la destilación binaria continua.

II.- INTRODUCCION

Método Mc.Cabe-Thiele

El trabajo " Graphical Design of Fractionating Columns " fue presentado por sus autores W.L.Mc.Cabe y E.W. Thiele ante la American Chemical Society en Abril de 1925 y publicado en la revista Industrial Engineering Chemistry en Junio del mismo año.

El trabajo original presenta un método sencillo, rápido e ilustrativo para calcular el numero de platos teóricos necesarios para la separación de los componentes de una mezcla binaria en una columna de rectificación.

En principio, se trata de separar por destilación, una mezcla binaria de componentes volátiles en dos fracciones, una más rica y la otra más pobre, esto en el componente más volátil. Teóricamente pueden obtenerse fracciones tan puras como sean necesarias.

Lo primero es hacer el balance global del proceso, las cantidades se medirán en moles por unidad de tiempo, y las composiciones en fracción mol del componente más volátil, " x " para el liquido y " y " para el vapor.

El método de cálculo, consiste en encontrar la relación entre la composición, tanto del vapor como la del liquido, que se desprende de un plato, y la relación entre la composición del liquido y del vapor que entra o sale del plato siguiente.

El numero de veces que sea necesaria la aplicación alternada de las dos relaciones, para pasar de la composición del residuo (que se encuentra en el fondo de la columna de destilación), y la del destilado (en el domo de la columna de destilación), será el numero de platos que se requerirán para lograr la separación, con las composiciones especificadas o requeridas de las corrientes del destilado y del fondo, así como de las corrientes laterales si existen en la columna de destilación

Tratándose de calcular el numero de platos teóricos o ideales, en los cuales se supone que el vapor esta en equilibrio con el liquido, la primera relación es la del equilibrio. La segunda relación se encuentra, como en otros casos similares, haciendo balances de materia entre un punto cualquiera del equipo y otro punto en que las cantidades y composiciones sean conocidas, de las corrientes participantes en la operación de destilación binaria continua.

III.- BASES TEORICAS

Equilibrio

Los sistemas que sufren un cambio espontáneo, lo hacen en una dirección determinada, si estos sistemas se abandonan a sí mismos alcanzan al final un estado en el que no tiene lugar ninguna acción posterior y que se conoce como estado de equilibrio. Un equilibrio no puede modificarse sin cambiar las condiciones que controlan el sistema

Fase

En el estudio del equilibrio es muy importante el concepto de fase. Una fase puede definirse como una sustancia homogénea considerada independientemente de su forma y tamaño, así las gotas de lluvia, el agua de un tanque o de un río son idénticas desde el punto de vista de fase, pues se trata de agua en fase líquida. Una mezcla de sal y salmuera saturada, consta de dos fases, una sólida y otra líquida independientemente de la cantidad que cada una de ellas represente. Una fase puede estar formada igualmente por una sustancia pura o una solución homogénea de dos o más sustancias.

En los procesos que transcurren con variaciones de concentración, la uniformidad de concentración en cada fase, indica la existencia de equilibrio. Cuando dos o más fases están en equilibrio, todas ellas debe de poseer la misma temperatura, presión y composición.

Entalpía

La entalpía, es la cantidad de calor interna que poseen todas las sustancias. La entalpía de una cantidad de masa de una sustancia pura, es función de la temperatura y la presión, existen tablas y diagramas que proporcionan valores numéricos de esta propiedad a distintas presiones y temperaturas.

La variación de entalpía durante la vaporización o condensación de una sustancia pura a presión constante y por consiguiente a temperatura constante, corresponde al calor latente de vaporización (λ)

$$1) \quad \lambda = H_v - H_L$$

La anterior ecuación expresa que el vapor ascendente en una columna de destilación contiene un valor elevado de entalpía comparado con el valor de entalpía que posee el líquido que desciende por la columna de destilación, la diferencia del la entalpía del vapor y la del líquido, es el calor latente (que es el que origina un cambio de fase en la sustancias o para el caso de destilación binaria, origina un cambio de fase en la mezcla).

A presión constante, o cuando el efecto de la presión sobre la entalpía puede desprejarse, la diferencia de entalpía al variar la temperatura viene dada por la ecuación:

$$2) \quad H_v - H_L = \int_{T_L}^{T_v} C_p dT = C_{pm} (T_v - T_L)$$

La ecuación anterior no se puede utilizar si en el intervalo de temperatura cubierto por la ecuación se produce un cambio de fase. Para intervalos de temperatura inferiores a 100 °C resulta satisfactorio utilizar un valor constante de C_p en vez de C_{pm} , tomando el valor de C_p a la temperatura media entre T_v y T_L .

Presión de vapor de sustancias puras

Cada líquido tiene a una temperatura dada, una presión de vapor de equilibrio o de saturación características, se puede empezar a entender este fenómeno desde el punto de vista molecular considerando la situación cerca de la superficie de un líquido, imaginemos una molécula del líquido en la superficie la cual se encuentra densamente rodeada por otras moléculas del mismo líquido en la parte

inferior, pero no por la parte superior, a causa de esto la molécula experimenta una fuerza neta dirigida hacia abajo.

Sin embargo las moléculas están en movimiento constante y poseen energía cinética, por lo tanto existe la posibilidad de que si una molécula dada se mueve con suficiente rapidez y dirección ascendente, posea la energía suficiente para vencer las fuerzas intermoleculares ejercidas por las moléculas vecinas, y escape de la superficie a la atmósfera circundante, por lo que conduce a la evaporación.

Si una cantidad de líquido se coloca en un recipiente vacío, cerrado y de volumen constante, a medida que el tiempo pasa las moléculas tienden a escapar del líquido al espacio vacío. Sin embargo debido a las colisiones entre las moléculas en este espacio algunas cambiarán su dirección y se dirigirán a la superficie líquida, donde éste las recapturará. Finalmente el espacio sobre el líquido (suponiendo que el volumen del recipiente no es tan grande como para que todo el líquido se evapore) se saturará con moléculas, es decir, la tendencia de las moléculas a escaparse o evaporarse, se equilibra con la tendencia que ellas tienen a ser recapturadas o condensadas. En este punto se logra el equilibrio entre las moléculas del líquido y las del vapor, y si se mediera la presión ejercida por el vapor sobre las paredes del recipiente, esto sería la presión de vapor de equilibrio o de saturación del líquido a la temperatura del sistema.

La presión de vapor de equilibrio o de saturación de un líquido depende marcadamente de la temperatura y aumenta a medida que aumenta la temperatura. La temperatura a la cual la presión de vapor de saturación iguala a la presión atmosférica es la temperatura de ebullición del líquido.

Presión de vapor de líquidos inmiscibles

Supongamos que el sistema contiene un recipiente con un líquido puro A y uno puro B y que ambos son inmiscibles, como los dos líquidos no interactúan entre sí de ninguna forma cada uno se evapora de modo completamente independiente. Por lo tanto esperamos que el líquido A se evapore de su vaso y que al llegar al equilibrio, ejerza su presión de vapor de equilibrio o de saturación característica p_A^* (se introduce el superíndice para denotar la saturación y poder distinguir p_A^* de p_A que es la presión parcial del componente A en una mezcla gaseosa. La presión parcial p_A puede ser o no la presión de vapor de saturación). De manera semejante el líquido B también desarrollará su presión de vapor de saturación p_B^* . Por lo tanto se llega a la conclusión de que la presión total ejercida por la mezcla es la suma de las presiones de vapor de saturación.

$$3) \quad P = p_A^* + p_B^*$$

Presión de vapor de líquidos miscibles

Se dice que dos o más líquidos son miscibles si se disuelven completamente entre sí formando una sola fase líquida, originando dos tipos de soluciones: **Soluciones Ideales** y **Soluciones no Ideales**

Soluciones Ideales

Una solución ideal de dos líquidos, A y B puede caracterizarse o definirse de varias maneras, es conveniente establecer que una solución ideal es aquella que cumple con la **Ley de Raoult**, es decir, las presiones parciales de A y B en la fase vapor en equilibrio están dadas por:

$$4) \quad p_A = p_A^* x_A \\ p_B = p_B^* x_B$$

Una solución ideal es entonces aquella en que la presión parcial de cada uno de los constituyentes es proporcional a su fracción molar en la fase líquida, estas soluciones están formadas por moléculas

que tienen fuerzas intermoleculares idénticas, están formadas por compuestos estructuralmente semejantes como el benceno y el tolueno, cuando se forman soluciones ideales el volumen de la solución es la suma de los volúmenes individuales de los componentes antes de mezclarse. Por ejemplo si se mezclan 50 ml de benceno y 50 ml de tolueno, el volumen de la solución final será casi exactamente 100 ml. Esto puede contrastar con el agua y el etanol que forma soluciones no ideales, 50 ml de etanol mezclados con 50 ml de agua producen 96.4 ml de solución.

Ley de Raoult

Si dos o más especies líquidas forman una disolución líquida ideal, con una mezcla de vapor en equilibrio la presión parcial p_i de cada componente en el vapor, es proporcional a su fracción molar en el líquido x_i . La constante de proporcionalidad es la presión de vapor P_i^{sat} de la especie pura a la temperatura del sistema, a esta relación se le conoce con el nombre de **Ley de Raoult**:

$$5) \quad p_i = P_i^{sat} x_i$$

Además, a baja presión, es aplicable la **Ley de Dalton** para la fase vapor:

$$6) \quad p_i = P y_i$$

Donde P es la presión total y y_i es la fracción molar de la fase vapor, combinando ambas ecuaciones para el equilibrio:

$$7) \quad y_i P = x_i P_i^{sat}$$

Con esta ecuación solamente es preciso conocer las presiones de vapor de los componentes puros para establecer la relación de equilibrio líquido/vapor.

Volatilidad Relativa

Se denomina **volatilidad** de un componente en una mezcla, a la relación entre su presión parcial de vapor y su concentración en la fase líquida, es decir:

$$8) \quad \text{Volatilidad de } A = \frac{p_A}{x_A}$$

$$\text{Volatilidad de } B = \frac{p_B}{x_B}$$

Al cociente entre las volatilidades del componente más volátil y del menos volátil, se le denomina **volatilidad relativa** α , es decir:

$$9) \quad \alpha = \frac{\left(\frac{p_A}{x_A} \right)}{\left(\frac{p_B}{x_B} \right)} = \frac{p_A x_B}{p_B x_A} = \frac{P y_A x_B}{P y_B x_A} = \left(\frac{y_A}{y_B} \right) \left(\frac{x_B}{x_A} \right)$$

$$10) \quad \left(\frac{y_A}{y_B} \right) = \alpha \left(\frac{x_A}{x_B} \right)$$

$$\text{Si } y_B = 1 - y_A \quad x_B = 1 - x_A$$

$$\left(\frac{y_A}{1 - y_A} \right) = \alpha \left(\frac{x_A}{1 - x_A} \right)$$

$$\alpha = \frac{\left(\frac{y_A}{1 - y_A} \right)}{\left(\frac{x_A}{1 - x_A} \right)} = \frac{y_A (1 - x_A)}{x_A (1 - y_A)} = \frac{y_A - y_A x_A}{x_A - x_A y_A}$$

$$\begin{aligned} (x_A - x_A y_A) \alpha &= y_A - y_A x_A \\ x_A \alpha - x_A y_A \alpha &= y_A - y_A x_A \\ x_A \alpha &= y_A - y_A x_A + x_A y_A \alpha \\ x_A \alpha &= y_A (1 - x_A + x_A + x_A \alpha) \\ y_A &= \frac{x_A \alpha}{(1 - x_A + x_A \alpha)} \end{aligned}$$

$$11) \quad y_A = \frac{x_A \alpha}{1 - [(1 - \alpha) x_A]} = \frac{x_A \alpha}{1 + [(\alpha - 1) x_A]}$$

En términos estrictos, la volatilidad relativa es función de la temperatura; sin embargo para algunas mezclas permanece prácticamente constante en cierto intervalo de operación.

Para mezclas no ideales α varía notablemente con la composición. Para una mezcla azeotrópica:

$$y_A = x_A, \quad y_B = x_B, \quad y_C = 1, \quad \alpha = 1$$

Cuando los valores de α son bajos, por ejemplo 1.0 y 1.1 la separación es posible pero resulta muy difícil, cuanto mayor sea α más fácilmente se consigue la separación.

Regla de Trouton

Cuando no se dispone de datos experimentales sobre los calores latentes de las sustancias puras se puede emplear la regla de Trouton, según la cual el calor molar de vaporización a presión normal de 760 mm de Hg es proporcional a la temperatura absoluta de ebullición.

$$12) \quad \lambda = CT$$

Oscilando el valor de C entre 19 y 25 para la mayor parte de los compuestos químicos. Otra aproximación se puede hacer teniendo en cuenta que las sustancias de constitución química semejante, y cuyas temperaturas de ebullición son próximas, tienen calores latentes molares aproximadamente iguales.

Diagramas P vs xy y T vs xy

Estos diagramas nos permiten conocer las características y comportamiento que posee cierta sustancia o mezcla, cuando se encuentra sujeta a ciertas condiciones, tales como la presión, la temperatura y la composición.

Construcción de Diagramas P vs xy - T vs xy

Para el sistema Benceno (1) - Tolueno (2):

- Preparar una gráfica que muestre a P en función de x_1 y y_1 para una temperatura de 110 °C
- Preparar una gráfica que muestre a T en función de x_1 y a T en función de y_1 con una presión de 90 Kpa

Utilizando las siguientes ecuaciones de Antoine, donde T está en °C y P está en Kpa. Las constantes A, B y C se obtuvieron del manual del Ingeniero Químico (Perry)

Ecuación de Antoine a utilizar:

$$\ln P^{sat} = A - \frac{B}{T + C}$$

Para el Benceno (1):

$$\ln P_1^{sat} = 13.858 - \frac{2788.51}{T + 220.79}$$

Para el Tolueno (2):

$$\ln P_2^{sat} = 13.9987 - \frac{3096.52}{T + 219.48}$$

Solución :

- Resolviendo las ecuaciones de Antoine para $T = 110^\circ\text{C}$

$$P_1 = 234.147263 \text{ Kpa}$$

$$P_2 = 99.5337488 \text{ Kpa}$$

Aplicando la ecuación de Raoult para cada componente

$$y_1 P = x_1 P_1^{sat}$$

$$y_2 P = x_2 P_2^{sat}$$

Como $y_1 + y_2 = 1$, al sumar ambas ecuaciones resulta:

$$13) \quad P = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat}$$

Se sustituye x_2 por $(1 - x_1)$ obtenemos:

$$14) \quad P = P_2^{sat} + (P_1^{sat} - P_2^{sat}) x_1$$

Mediante esta ecuación se puede calcular la P en función de x_1 .

Para calcular y_1 utilizando la ecuación de Raoult

$$y_1 = \frac{(x_1 P_1^{sat})}{P}$$

De forma que para $x_1 = 0.2$

$$P = 99.5337 \text{ KPa} + [(234.1472 \text{ KPa} - 99.5337 \text{ KPa}) * 0.2]$$

$$P = 126.4564 \text{ KPa}$$

$$y_1 = \frac{(0.2 * 234.1472 \text{ KPa})}{126.4564 \text{ KPa}}$$

$$y_1 = 0.37032$$

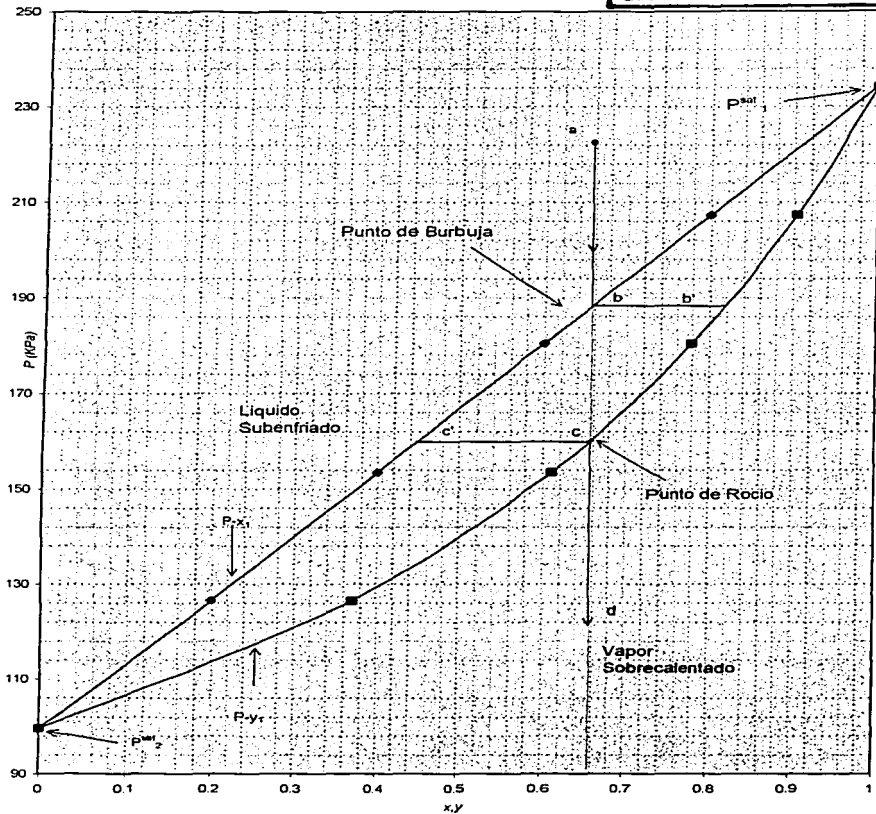
Resultados

x	y	P (Kpa)
0	0	99.53374
0.2	0.37032	126.45645
0.4	0.61063	153.37915
0.6	0.77918	180.30185
0.8	0.90393	207.22456
1	1	234.14726

En forma gráfica se obtiene lo siguiente:

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

P vs x,y



Esta figura, es un ejemplo de un diagrama de fases, puesto que las líneas representan las fronteras entre fases. Así la línea marcada $P-x_1$ representa los estados de líquido saturado, la región de líquido subenfriado se encuentra sobre esta línea

La curva marcada $P-y_1$ representa los estados de vapor saturado, la región de vapor sobrecalentado se encuentra por debajo de esta curva.

Los puntos que se localizan entre las líneas de líquido saturado y de vapor saturado, están en la región de dos fases y es cuando el líquido saturado y el vapor saturado coexisten en equilibrio.

Las líneas $P-x_1$ y $P-y_1$ coinciden en los extremos del diagrama, donde el líquido saturado y el vapor saturado de los componentes puros coexisten a las presiones de vapor P^{sat}_1 y P^{sat}_2

Siguiendo el trayecto de un proceso a temperatura constante en un diagrama P vs xy es posible ilustrar la naturaleza del comportamiento de las fases en este sistema binario.

Sea una mezcla líquida subenfriada, representada por el punto a . La presión se reduce lentamente, en forma tal que el sistema siempre está en equilibrio, la composición global permanece constante durante el proceso, y los estados del sistema como un todo, caen en una línea vertical que baja desde el punto a hasta el punto b , el sistema pasa a ser un líquido saturado en el umbral de la vaporización.

Una pequeña disminución de la presión, se acompaña por la aparición de una burbuja de vapor representada por el punto b' .

Los dos puntos b y b' juntos representan el estado de equilibrio, a esto se le conoce como el cálculo de **Presión de Burbuja**, pues la composición y_1 de las burbujas (vapor) y la presión se calcularon a partir de los valores dados x_1 y T .

El punto b se le llama **Punto de Burbuja** y la línea $P-x_1$ corresponden al lugar geométrico de los puntos de burbuja.

Conforme se reduce aun más la presión, la cantidad de vapor aumenta, en tanto que la del líquido disminuye y los estados de cada fase siguen las trayectorias $b'e$ y $b'e'$ respectivamente.

La línea punteada de b a c representa los estados promedio del sistema difásico.

Finalmente, al llegar a las cercanías del punto c , la fase líquida, representada por el punto c' prácticamente ha desaparecido, quedando solo pequeñas gotas (rocío), por lo que al punto c se le llama **Punto de Rocío** y la línea $P-y_1$, es el lugar geométrico de estos puntos.

Una vez que el rocío se ha evaporado, solo queda vapor saturado en el punto c reducciones posteriores de la presión conducen a **Vapor Sobrecalentado** ubicado en el punto d .

La composición del líquido en el punto c' y la presión, deben de leerse de la gráfica o calcularse esto corresponde a el cálculo de la **Presión de Rocío**, puesto que la composición x_1 del rocío (líquido) y la presión se calculan a partir de los valores de y_1 y T .

b)

Ahora se necesita calcular T , por lo que se despeja de la ecuación de Antoine, sustituyendo la presión de trabajo, en ambas ecuaciones:

$$T_1 = \frac{2788.51}{13.8858 - \ln P_1^{sat}} - 220.79$$

$$T_2 = \frac{3096.52}{13.9987 - \ln P_2^{sat}} - 219.48$$

$$T_1 = 76.3027 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 106.5075 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Conociendo las temperaturas de saturación T_1 y T_2 se seleccionan valores que se encuentren en este intervalo, y así poder calcular su P_i^{sat} respectivas.

A $80\text{ }^\circ\text{C}$

$$\ln P_1^{sat} = 13.8858 - \frac{2788.5}{80 + 220.79}$$

$$P_1^{sat} \approx 101.009 \text{ KPa}$$

$$\ln P_2^{sat} = 13.9987 - \frac{3096.52}{80 + 219.48}$$

$$P_2^{sat} = 38.824 \text{ KPa}$$

De aquí se sabe que:

$$P = P_2^{sat} + (P_1^{sat} - P_2^{sat}) x_1$$

Despejando x_1

$$x_1 = \frac{P - P_2^{sat}}{P_1^{sat} - P_2^{sat}}$$

$$x_1 = \frac{(90 - 38.824)}{(101.009 - 38.824)} = 0.823$$

De las ecuaciones de Raoult y de Dalton para el equilibrio:

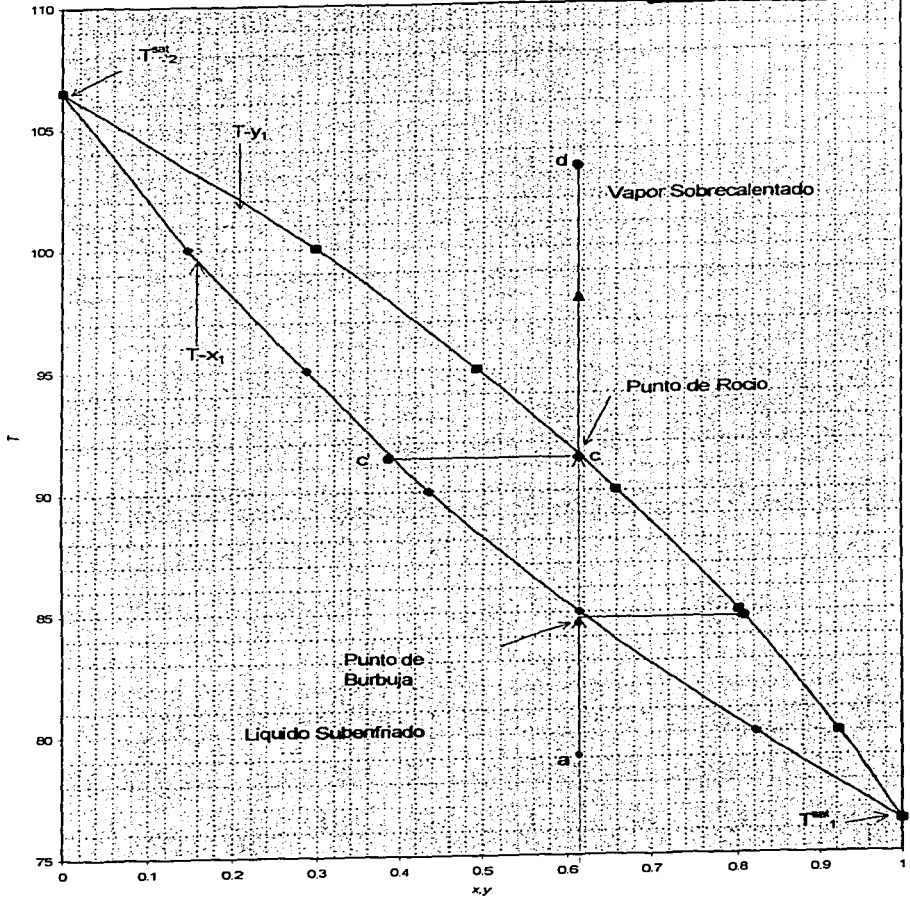
$$y_1 = \frac{x_1 P_1^{sat}}{P}$$

$$y_1 = \frac{(0.823 * 101.009)}{90} = 0.9236$$

Resultados

x	y	T $^\circ\text{C}$
1	1	76.3027
0.823	0.9236	80
0.615	0.8031	85
0.4368	0.6607	90
0.2881	0.4936	95
0.1495	0.2991	100
0	0	106.5075

T vs xy



Esta figura constituye otro ejemplo de un diagrama de fases, en este caso realizado para una presión constante.

La curva $T-y_1$ representa el estado de Vapor Saturado sobre ella esta el estado de Vapor Sobrecalentado.

La curva $T-x_1$ representa el estado de Líquido Saturado, sobre ella esta el estado Líquido Subenfriado. La región difásica se localiza entre estas curvas

Con referencia al diagrama $T-xy$, se describe la trayectoria de un proceso de calentamiento a presión constante, que lleva del estado de Líquido Subenfriado, en el punto a , a un estado de Vapor Sobrecalentado en el punto d . La trayectoria que se muestra en la figura corresponde a una composición constante.

La temperatura del líquido aumenta como resultado del calentamiento desde el punto a hasta el punto b , donde aparece la primera burbuja de vapor, así el punto b es un Punto de Burbuja y la curva $T-x_1$ es el lugar geométrico de los puntos de burbuja.

En este punto se conoce x_1 y P , por tanto T se determina por iteración, dando como resultado la temperatura de los puntos b y b' . A esta temperatura se encuentra la composición del punto b' por medio de la siguiente ecuación:

$$P, y_1 = p, x_1$$

Este es un cálculo de Temperatura de Burbuja, puesto que la composición de las burbujas y_1 y la temperatura se calculan a partir de los valores dados de x_1 y P .

La vaporización de una mezcla a presión constante, generalmente no ocurre a temperatura constante, a diferencia de la vaporización de componentes puros. Cuando el proceso de calentamiento continúa más allá del punto b , la temperatura aumenta, la cantidad de vapor crece y la del líquido disminuye. Durante este proceso, la composición de las fases líquido y vapor cambia, como lo muestra las trayectorias $b'c$ y bc' , hasta que se llega al Punto de Rocío en el punto c , donde desaparecen las últimas gotas de líquido la curva $T-y_1$ es el lugar geométrico de los puntos de rocío, al conocer la composición del vapor en el punto c y también la presión del sistema, se dice que se ha realizado el cálculo de la Temperatura de Rocío

Diagrama $x-y$

Es de interés el par de composiciones, vapor y líquido que dejan cada etapa en la separación también es de interés el par de composiciones que pasan de una etapa a otra contigua. Si se pueden determinar las relaciones para todos estos pares de valores, se conocerán todas las composiciones en la columna y se tendrá lo necesario para relacionar las etapas entre sí.

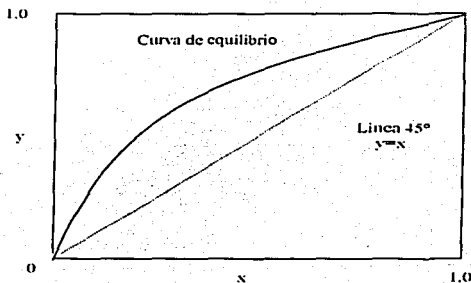
Puede entonces construirse un diagrama $x-y$, donde x sea la abscisa e y la ordenada cuyos valores estarán comprendidos entre 0 y 1. Cualquier punto de este diagrama, representa un par de fases, una fracción molar de un componente A en la fase vapor (composición del vapor) junto con una fracción del mismo componente A en la fase líquida (composición del líquido).

Para ascender de una a otra etapa, es necesaria una pérdida de presión, para hacer que el vapor circule a través de la columna, sin embargo, en una columna de destilación, se considera que la presión es constante, a menos que el nivel de presión o altura de la columna, sea tal que indique, que tal hipótesis es errónea. En un análisis que considera la destilación como un proceso de etapas de equilibrio, se presupone que las fases vapor y líquido, que abandonan una etapa están en equilibrio entre sí a una presión constante.

Por lo tanto si se especifica alguna composición del líquido en particular, la composición del vapor en equilibrio con este líquido y la temperatura en la que pueden existir las dos fases están fijadas con

valores únicos. Si solamente una composición de vapor puede existir con cada composición de líquido elegida entonces una simple curva trazada en el diagrama $x - y$ incluirá todos los pares posibles de composiciones de líquido y vapor en equilibrio a la presión de la columna, y por lo tanto todos los posibles pares de composiciones que dejan las etapas en una columna. A esta curva se denomina **curva de equilibrio**.

Debe notarse que la curva de equilibrio va por encima de la línea de 45° (que representa $y = x$) en todo el diagrama. De este modo y siempre es mayor que x , indicando que el componente A es el más volátil de los dos componentes ya que se concentra en el vapor. Las correspondientes representaciones de la temperatura frente a y y a x se muestran en la siguiente figura:



En el caso de un sistema azeotrópico la curva de equilibrio se cruzará con la línea $y=x$ en un punto situado entre $x=0$ y $x=1$ para el diagrama $x - y$; en tanto que las curvas del diagrama $T-x, y$ mostrarán un máximo o un mínimo.

Considerando una columna de destilación que separa A y B para producir A y B relativamente puros los flujos de vapor y líquido que salen de las etapas individuales de esta columna estarán representados por una serie de puntos en la curva de equilibrio que ascendería desde la zona inferior de la curva. Toda etapa más alta en la columna se representa por un punto más elevado en la curva de equilibrio ya que el vapor que sale de cualquier etapa asciende y se enriquece en A. La temperatura de la etapa del fondo de la columna, estará a la temperatura más alta respecto de las restantes etapas de la columna, correspondiendo a la concentración más alta del componente B, y la temperatura irá disminuyendo al pasar de una etapa a otra en sentido ascendente en la columna.

Ejemplo de construcción de diagrama $x-y$

Representar la curva de equilibrio para el sistema Benceno-Tolueno a la presión total de 1 atm a partir de las presiones de vapor de ambos componentes.

Temperatura ° C	Presion de Vapor mm Hg	
	Benceno	Tolueno
80.1	760	295.37
85	877	345
90	1016	405
95	1168	475
100	1344	557
105	1532	645
110	1748	743
110.6	1800	760

A partir de los datos anteriores se eligen varias presiones a diferentes temperaturas comprendidas entre 80.1 °C y 110.6 °C y se sustituyen en la siguiente ecuación:

$$p_a x_a + p_b (1 - x_a) = P$$

$$x_a = \frac{P - p_b}{p_a - p_b}$$

Para 85 °C $p_a = 877$ mm Hg $p_b = 345$ mmHg $P = 760$ mmHg

$$x_a = \frac{760 - 345}{877 - 345} = 0.780$$

Luego para la composición del vapor se calcula mediante.

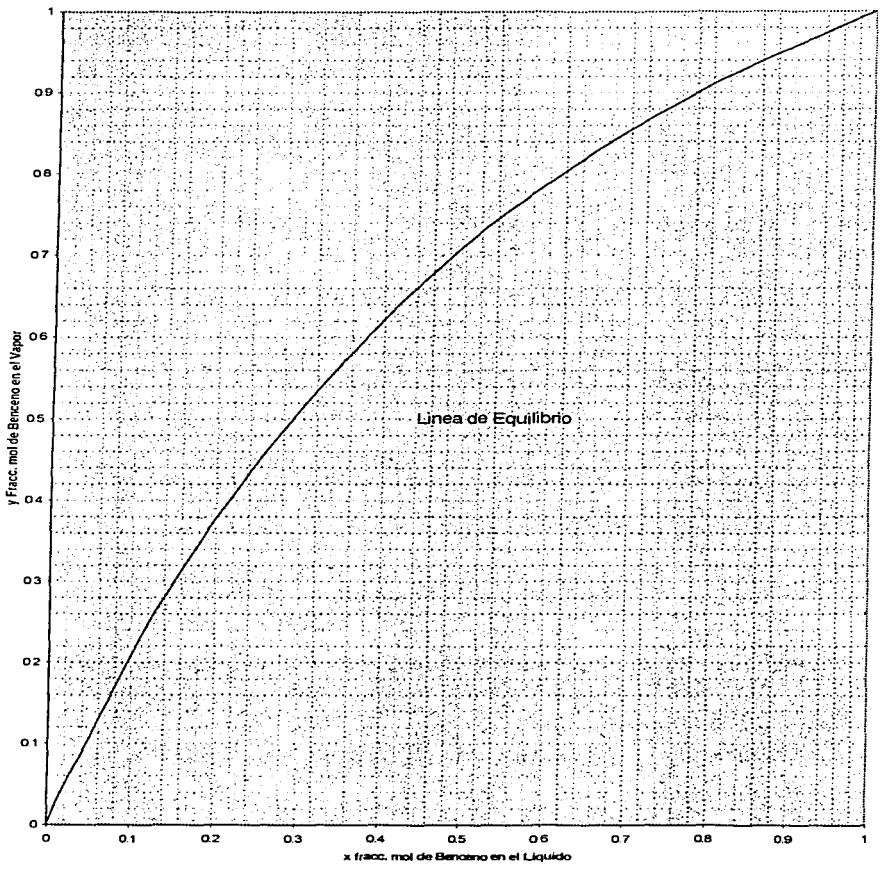
$$y_a = \frac{p_a x_a}{P}$$

$$y_a = \frac{877 (0.78)}{760} = 0.900$$

Resultados

T °C	x_a	y_a
80.1	1	1
85	0.78	0.9
90	0.581	0.776
95	0.411	0.632
100	0.257	0.456
105	0.129	0.261
110	0.016	0.038
110.6	0	0

x vs y



Temperatura de Rocío

La Temperatura de Rocío de una mezcla, es aquella temperatura a la cual se condensa la primera gota de líquido. La primera gota del líquido se puede interpretar como la formación de una cantidad diferencial de líquido, de tal modo que la composición global del vapor restante se mantiene.

Se tienen como datos: P, y_1, y_2, \dots, y_n

Y como incógnitas: T, x_1, x_2, \dots, x_n

Se realiza el siguiente procedimiento para su cálculo:

- A) Suponer una Temperatura

T

- B) Calcular :

$$P_1^{sat}, P_2^{sat}, \dots, P_n^{sat}$$

- C) Calcular :

$$15) \quad P_{calc} = \frac{1}{\left(\frac{y_1}{P_1^{sat}} + \frac{y_2}{P_2^{sat}} + \dots + \frac{y_n}{P_n^{sat}} \right)} \quad \text{ó} \quad P_{calc} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{P_i^{sat}}}$$

- D) Calcular el error:

$$16) \quad E = \ln \left(\frac{P_{calc}}{P} \right)$$

Si el error es pequeño, la T supuesta es correcta, de lo contrario proseguir con el procedimiento

- E) Incrementa T, asignando un ΔT :

$$17) \quad T^1 = T + \Delta T$$

- F) Con T^1 , calcular:

$$P_1^{sat}, P_2^{sat}, \dots, P_n^{sat}$$

Luego calcular:

$$P_{calc} = \frac{1}{\left(\frac{y_1}{P_1^{sat}} + \frac{y_2}{P_2^{sat}} + \dots + \frac{y_n}{P_n^{sat}} \right)} \quad \text{ó} \quad P_{calc} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{P_i^{sat}}}$$

$$E^1 = \ln \left(\frac{P^1_{calc}}{P} \right)$$

G) Encontrar la nueva temperatura mediante :

$$18) \quad T_{nueva} = T \left[\frac{T^1 (E^1 - E)}{T (E^1 - E) + (E^1 \Delta T)} \right]$$

H) Regresar al inciso B) para iniciar una nueva iteración

I) Una vez encontrada la T de rocío correcta, la composición de la fase líquida se calcula con:

$$19) \quad x_i = \frac{P y_i}{P^{sat}}$$

Temperatura de Burbuja

La Temperatura de Burbuja de una mezcla, es aquella temperatura a la cual se forma la primera burbuja de vapor, considerando que la cantidad de vapor que se forma es tan pequeña que no tiene ningún efecto sobre la composición del líquido.

Se tienen como datos generalmente: P, x_1, x_2, \dots, x_n

Como incógnitas: T, y_1, y_2, \dots, y_n

El procedimiento utilizado para encontrar los valores de las incógnitas es iterativo, por lo que se lleva a cabo el siguiente procedimiento.

A) Suponer una temperatura de inicio

B) Calcular las presiones de vapor o de saturación

$$P_1^{sat}, P_2^{sat}, \dots, P_n^{sat}$$

C) Calcular :

$$20) \quad P_{calc} = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat} + \dots + x_n P_n^{sat} \quad \text{ó} \quad P_{calc} = \sum_{i=1}^n x_i P_i^{sat}$$

D) Calcular el error:

$$E = \ln \left(\frac{P_{calc}}{P} \right)$$

Si el error es suficientemente pequeño, se considera que la T es correcta., si no lo es, continuar con el procedimiento

E) Incrementar T, asignando un ΔT :

$$T^1 = T + \Delta T$$

F) Con T^1 , calcular:

$$P_1^{sat}, P_2^{sat}, \dots, P_n^{sat}$$

$$P_{calc}^1 = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat} + \dots + x_n P_n^{sat} \quad \text{ó} \quad P_{calc}^1 = \sum x_i P_i^{sat}$$

$$E^1 = \ln \left(\frac{P_{calc}^1}{P} \right)$$

G) Encontrar la nueva temperatura mediante:

$$T_{nuevo} = T \left[\frac{T^1 (E^1 - E_2)}{T (E^1 - E_2) + (\Delta T^1 E^1)} \right]$$

H) Regresar al inciso B) para iniciar una nueva iteración.

I) Una vez encontrada la T de burbuja correcta, la fracción mol del vapor se calcula con:

$$21) \quad y_i = \frac{P_i^{sat} x_i}{P}$$

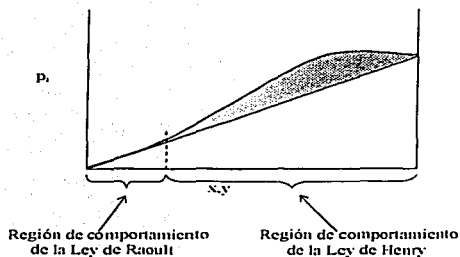
Soluciones no ideales

Las soluciones de líquidos que no obedecen a la ley de Raoult se denominan **soluciones no ideales**. La mayoría de las soluciones muestra, en alguna medida un comportamiento no ideal, como es el caso del etanol y el agua.

Para soluciones no ideales se tiene que análoga a la ley de Raoult, es la **ley de Henry**. Según la misma, la presión parcial de un componente sobre una solución es proporcional a su fracción molar en el líquido, esto puede expresarse:

$$22) \quad p_i = C x_i$$

La constante C es la **constante de la Ley de Henry**, dicha constante para el componente i depende del segundo componente de la solución y tiene que determinarse separadamente para cada tipo de solución de interés. Comparando la ley de Raoult y la ley de Henry, se ve que la ley de Raoult es un caso especial de la ley de Henry en la que la constante H se convierte en la presión parcial del componente puro.



La recta representa el comportamiento de la solución de acuerdo con la ley de Raoult, y la curva representa el comportamiento de la solución según la ley de Henry

Sistemas no ideales

La velocidad de transferencia de masa está gobernada por el desplazamiento del equilibrio. Usando la termodinámica el equilibrio entre las fases se puede relacionar con la igualdad del potencial químico para cada una de las especies en todas las fases.

El valor de la constante de equilibrio se puede calcular, en caso de que el sistema sea ideal de la siguiente manera:

La presión parcial en la fase vapor está dada de acuerdo con la ley de Dalton, de la siguiente manera:

$$23) \quad p_i^v = P y_i$$

Y en la fase líquida por la ley de Raoult:

$$24) \quad p_i^l = p_i^s x_i$$

En el equilibrio las dos son iguales, por lo que:

$$25) \quad p_i^v = p_i^l$$

O en forma equivalente:

$$26) \quad K_1 = \frac{y_1}{x_1} = \frac{p_1^v}{P}$$

Donde K_1 = Constante de equilibrio físico

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Si un sistema se comporta idealmente, la constante de equilibrio se calcula dividiendo la presión de vapor a la temperatura en consideración entre la presión del sistema.

Para tratar con la no idealidad, se define una presión termodinámica o presión corregida a la que se le denomina **fugacidad** (f) y la cual sustituye a las presiones parciales en la ecuación (25):

$$27) \quad f_i^r = f_i^L$$

El problema ahora se reduce a encontrar expresiones adecuadas para calcular las fugacidades. Se escoge una función termodinámica de estado que se encuentre en términos de la presión y la temperatura esta función es precisamente la **Energía Libre de Gibbs**:

$$28) \quad dG = V^* dP - S dT$$

Y en términos del **Potencial Químico** (μ) :

$$29) \quad \mu = \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{T,P,n_j} = v_i dP$$

O bien .

$$30) \quad \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial P} \right) = v_i$$

Para un gas ideal tenemos que :

$$31) \quad v_i = \frac{V^*}{n_i} = \frac{RT}{P}$$

Ó sea

$$32) \quad d\mu_i = RT \frac{dP}{P} = RT d \ln P$$

Si se trata de un sistema real, entonces:

$$33) \quad d\mu_i = RT d \ln f_i$$

Ahora ya es posible encontrar una relación entre la presión parcial ideal y la fugacidad del componente, utilizando las expresiones (30), (32) y (33).

$$\mu_i - \mu_i^* = RT d \ln f_i - RT d \ln p_i = v_i dP - RT \frac{dP}{P}$$

En donde

μ_i^* = Potencial químico en estado ideal

Si integramos:

$$34) \quad \ln \varphi = \frac{1}{RT} \int_0^P \left(v_i - \frac{RT}{P} \right) dP$$

$$35) \quad \varphi_i = \frac{f_i}{P_i} = \frac{f_i}{P y_i}$$

Donde: φ_i = Coeficiente de Fugacidad del componente " i "

La ecuación (34) es general y solo nos indica la relación termodinámica, entre la presión parcial ideal y la real en términos de la presión , volumen y temperatura del sistema .

Para la fase vapor hay que integrar la ecuación (34) utilizando una ecuación de estado para gases reales que represente razonablemente bien ,la dependencia de P,V y T en términos de la composición para poder obtener el coeficiente de fugacidad y de ahí la fugacidad del vapor:

$$36) \quad f = P y_i \varphi_i$$

Por lo que toca a la fase líquida la ecuación (34) también se aplica, ya que se trata de una ecuación general .Desafortunadamente se requería una ecuación de estado que funcionara en la zona de condensación, para diferentes composiciones .Una forma práctica de hacerlo es definiendo un **coeficiente de actividad (γ)**

$$37) \quad \gamma_i = \frac{a_i}{x_i}$$

Si :

a_i = Actividad del componente " i "

Que es la relación entre la composición termodinámica y la composición ideal. La **actividad** esta definida como una medida de que tan " activa " es una substancia en relación a su estado estándar o de referencia

$$38) \quad a_i = \frac{f_i^L}{f_i^{*L}}$$

Donde : f_i^{*L} = Fugacidad en estado ideal (Presión) del componente " i "

Combinando las ecuaciones 37) y (38) obtenemos la fugacidad en fase líquida

$$39) \quad f_i^L = f_i^{*L} \gamma_i x_i$$

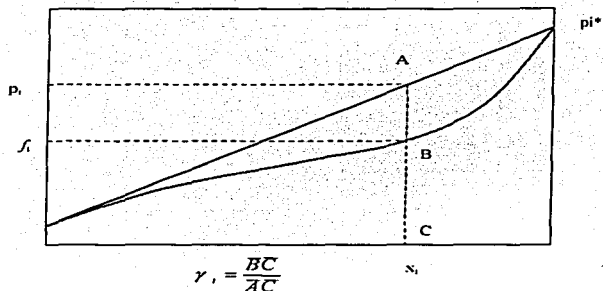
El valor de γ_i depende del estado escogido como estado de referencia o estado estándar normalmente escogemos el liquido puro a la presión y temperatura del sistema de tal manera que cuando :

$$x_i = 0 \rightarrow \gamma_i = 0$$

y cuando :

$$x_i = 1 \rightarrow \gamma_i = 1$$

En forma gráfica, tenemos que:



$$\gamma_i = \frac{BC}{AC}$$

En donde la recta representa el comportamiento de la solución, de acuerdo con la ley de Raoult y la curva es el comportamiento real.

Para evaluar el coeficiente de actividad se ha encontrado muy útil hacerlo a partir de la energía libre de Gibbs en exceso, que es la diferencia entre la energía libre de la solución real menos la de la solución ideal a la misma presión, temperatura y composición. Usando la ecuación (33) se obtiene:

$$G_i^E = G_{i(\text{real})} - G_{i(\text{ideal})} = RT (\ln f_{i(\text{real})} - \ln f_{i(\text{ideal})})$$

O bien:

$$G_i^E = RT \ln \frac{f_{i(\text{real})}}{f_{i(\text{ideal})}}$$

Que es equivalente a:

$$40) \quad G_i^E = RT \ln \gamma_i$$

Y utilizando la relación de Gibbs – Duhem se puede tener en términos de todos los componentes de la solución:

$$41) \quad G^E = RT \sum x_i \ln \gamma_i$$

Las ecuaciones (40) y (41) ya permite calcular el coeficiente de actividad siempre y cuando se tenga una expresión para la energía libre en exceso.

Como ejemplo, el caso mas sencillo ,que cumple con las condiciones de frontera para un sistema binario es que :

$$42) \quad G^E = A x_1 x_2$$

Puesto que :

$$G^E = 0 \quad \text{cuando} \quad x_1 = 0$$

$$G^E = 0 \quad \text{cuando} \quad x_2 = 0$$

Ya que los componentes puros, no tienen energía libre en exceso ,esto nos lleva a que combinando la ecuación (41) y la (42) origine:

$$43) \quad \ln \gamma_1 = \frac{A}{RT} x_2^2$$

$$\ln \gamma_2 = \frac{A}{RT} x_1^2$$

La ecuación anterior se conoce como **Ecuación de Margules**, y da una buena representación para muchos sistemas simples en las cuales hay moléculas de tamaños y formas semejantes, con la ventaja de que solo hay que evaluar una sola constante en forma experimental. Para otros sistemas se tienen que utilizar modelos más complicados.

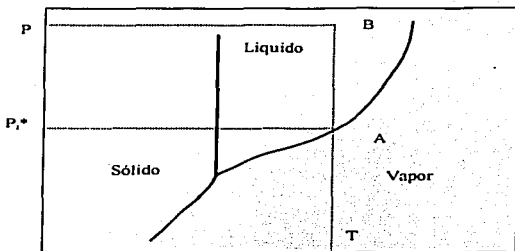
Por lo tanto queda únicamente la evaluación de la fugacidad en el liquido puro en el estado estándar se puede iniciar desde la ecuación (34) y asumiendo que la fugacidad del liquido puro es la misma que la del vapor en la curva de saturación, por lo que se tiene:

$$RT \ln \frac{f_i^{*L}}{P} = \int_0^{P_i^{*L}} \left(v_i - \frac{RT}{P} \right) dP + \int_{P_i^{*L}}^P \left(v_i^L - \frac{RT}{P} \right) dP$$

O bien :

$$44) \quad f_i^{*L} = P_i^* \gamma_i^* \exp \int_{P_i^{*L}}^P \frac{v_i^L}{R} \frac{dP}{P}$$

En donde el ultimo termino es la corrección por presión, el cual se conoce como el **factor de Poynting**. Esto se ve más claro en la siguiente gráfica ,que es una curva de presión de vapor para un componente puro.



La fugacidad en el punto A que es el de la presión de saturación, hay que corregirla para la presión del sistema que es el punto B.

Finalmente queda que la constante de equilibrio físico puede ya ser determinada utilizando las ecuaciones (27.36 y 39)

$$27) \quad f_i^l = f_i^g$$

$$36) \quad f = P y_i \phi_i$$

$$39) \quad f_i^g = f_i^{*g} \gamma_i x_i$$

Y finalmente

$$45) \quad K = \frac{f_i^{*g} \gamma_i}{P \phi_i}$$

En donde la fugacidad en el estado estándar se evalúa con la ecuación (44) usando la misma ecuación de estado para calcular ϕ_i .

El concepto de fugacidad proporciona un buen enlace entre la termodinámica pura (consideraciones microscópicas) y la teoría de fuerzas intermoleculares (consideraciones microscópicas).

La diferencia entre los métodos de evaluación de la constante de equilibrio físico difieren únicamente en que la ecuación de estado para gases reales se utiliza para integrar la ecuación (34) y qué modelo se usa para evaluar la energía libre de Gibbs en exceso en la ecuación (41).

IV.- DESTILACION

Destilación

El término destilación se emplea para designar al proceso de separación, mediante vaporización a una mezcla de sustancias volátiles miscibles, en sus componentes individuales o bien, en algunos casos en grupos de componentes.

Así la separación de una mezcla de alcohol y agua en sus componentes, es una destilación, mientras que la separación de una salmuera en sal y agua es una evaporación aún en aquellos casos en que el producto sea únicamente el agua condensada y no la sal.

La destilación consta de múltiples contactos entre las fases de líquido y vapor. Cada contacto consiste en la mezcla de dos fases para producir la distribución de las especies, seguida de la separación de las fases.

En una columna de destilación a medida que avanza el vapor hacia el domo de la columna, se enriquece progresivamente en las especies más volátiles. La alimentación de la columna de destilación entra en un plato intermedio de dicha columna, la parte de la columna situada por encima de la alimentación se le denomina **Sección de Enriquecimiento**, mientras que la situada por debajo del plato de alimentación se denomina **Sección de Agotamiento**. El vapor de la alimentación pasa hacia arriba en la columna mientras que el líquido lo hace hacia abajo. Generalmente el vapor procedente de la parte superior de la columna se condensa para generar el líquido de contacto llamado **Reflujo**. En forma similar el líquido procedente del fondo de la columna pasa a un rehervidor para generar el vapor de contacto llamado **Vaporización**.

Especificación de la presión de la Columna

Las destilaciones comerciales se llevan a cabo en una amplia gama de presiones. En aplicaciones a la refinación del petróleo, por ejemplo, las presiones utilizadas pueden variar desde 0.07 Psia, hasta cerca de 28 Psia.

Los principales factores a considerar son las volatilidades de los componentes de la carga o alimentación y las temperaturas disponibles en los fluidos de calentamiento y de enfriamiento, que comúnmente son vapor y agua. Otros factores que deben considerarse son las estabilidades térmicas y las temperaturas críticas de los componentes de la alimentación.

Tanto la temperatura como la presión influyen en la distribución de un componente determinado entre el vapor y el líquido en equilibrio. La presión de operación de la columna por lo común se fija por la temperatura de condensación del material que va a la parte superior de la columna.

Si la columna cuenta con un condensador total, se considerará que este opera a la temperatura del punto de burbuja del producto más volátil. En el caso de un condensador parcial, se supone que opera a la temperatura del punto de rocío del producto más volátil.

La presión de la columna se determina haciendo el cálculo apropiado (punto de burbuja o de rocío) a la temperatura que puede lograrse en el condensador por el medio de enfriamiento que se va a utilizar.

En algunos casos, no puede fijarse la presión de la columna a partir de la temperatura del condensador, debido a que algunos materiales son sensibles al calor, el uso de agua de enfriamiento en el condensador podría causar una temperatura excesivamente elevada para alcanzarla en el rehervidor.

En este caso, la temperatura del fondo de la columna deberá fijarse al valor de seguridad máximo y la presión de la columna fijarse por medio de un cálculo del punto de burbuja del fondo. Después se calcularía la temperatura del condensador. Por lo tanto debe de hallarse un medio de enfriamiento adecuado para alcanzar la temperatura de condensación necesaria.

Destilaciones Ordinarias

Para la mayoría de las destilaciones la función de la presión de trabajo esta influenciada por las relaciones de la presión y la temperatura de ebullición de los productos, la presión se fija lo suficientemente alta como para que el producto ligero pueda ser cuando menos parcialmente

condensado mediante intercambio de calor con un fluido apropiado de enfriamiento y lo suficientemente baja para que el líquido de fondos pueda ser vaporizado parcialmente, mediante intercambio de calor con un medio de calentamiento adecuado, de otra manera el reflujo no puede usarse a cabo con facilidad, cuando ambas condiciones no pueden lograrse simultáneamente, deberá usarse refrigeración, para condensar el ligero o un calentador para el hervido de los fondos.

Destilaciones a Presión Elevada

Cuando se destilan Materiales volátiles (gases en las condiciones ambiente) se hace necesario usar presiones altas para elevar sus temperaturas de condensación. En algunos casos la presión se ve limitada por la sensibilidad térmica del producto de fondos o por su temperatura crítica (la temperatura crítica es la máxima a la cual un fluido puede existir como líquido y vapor, a mayores temperaturas hay una sola fase) entonces deberá usarse refrigeración para el condensado, aun cuando se use la máxima presión admisible.

La temperatura de Fondos debe ser inferior a la temperatura crítica del producto pesado, pues de otro modo solamente existirá una sola fase y la destilación sería imposible.

Destilaciones a Vacío

Cuando la carga contiene productos de elevado punto de ebullición y demasiado sensibles al calor, para ser destilados a presión atmosférica, la destilación se conduce a vacío para reducir las temperaturas en la columna.

Debido a que las temperaturas son mayores en el fondo de la torre, las propiedades del producto de fondos son las que generalmente determinan la presión que debe usarse. La máxima temperatura permisible depende de las reactividades químicas de los componentes de la alimentación.

Destilación Simple

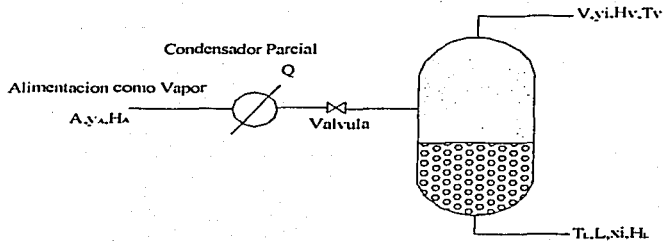
La destilación simple consiste en la vaporización parcial de una mezcla con producción de vapor más rico en componentes más volátiles que la mezcla líquida inicial ,quedando un residuo líquido más rico en componentes menos volátiles ,se puede llevar a cabo de dos maneras: Destilación Diferencial y Destilación Flash o de Equilibrio

Destilación Diferencial

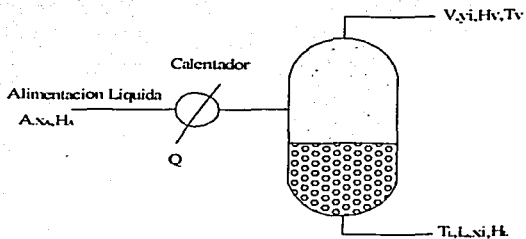
Es la vaporización parcial de una mezcla , con producción de vapor más rico en los componentes más volátiles ,es una destilación intermitente y se le llama también destilación Rayleigh . Se produce cuando se trabaja sin reflujo , llevando continuamente los vapores producidos a un condensador.

Destilación Flash o de Equilibrio

Este tipo de destilación, es en el que la alimentación se vaporiza parcialmente para producir un vapor más rico en el componente más volátil. En la figura siguiente se representa una destilación líquida que se calienta a presión y se somete a una operación adiabática de flash, mediante descenso de la presión a través de una válvula, separándose el vapor del líquido residual en una cámara de flash.



Si se suprime la válvula, en el calentador se puede vaporizar parcialmente un líquido de baja presión y separar posteriormente las dos fases. Alternativamente, se puede enfriar una alimentación de vapor y condensarla parcialmente, separando las fases en un tanque, tal como se indica en la siguiente figura, para dar lugar a un líquido que es más rico en el componente menos volátil.



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

En ambos casos el líquido y el vapor que salen de la cámara están en equilibrio. Excepto que la volatilidad relativa sea muy grande, el grado de separación de los componentes que se puede alcanzar en una sola etapa, es bajo. Por esta razón tanto la operación flash como la condensación parcial, son generalmente operaciones auxiliares para la preparación de corrientes de alimentación, que tendrán un posterior tratamiento.

Destilación por Arrastre de Vapor

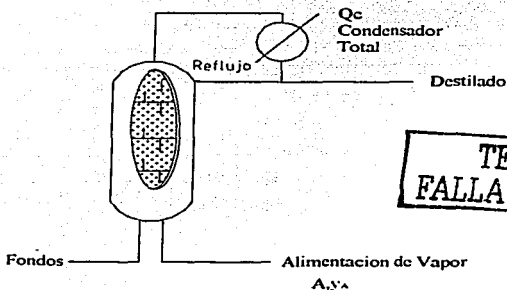
La destilación por arrastre de vapor se puede efectuar de dos modos diferentes:

- Calentando la sustancia a arrastrar, a expensas del calor latente del vapor de agua condensándose dicho vapor.
- Haciendo pasar vapor de agua a través de la sustancia a arrastrar, a la vez que se calienta indirectamente para evitar la condensación de vapor.

Destilación por Rectificación

En este tipo de destilación la alimentación en fase vapor entra a la columna por la parte inferior o fondo el vapor tiene la energía necesaria para mantener la fase vapor ascendiendo a través de la columna. La fase líquida que circula en contracorriente, es generada por la condensación total del vapor que sale por el domo como destilado y el cual regresa una parte como líquido saturado.

Las etapas de un rectificador (columna de destilación por rectificación) se enumeran desde la parte superior hacia abajo

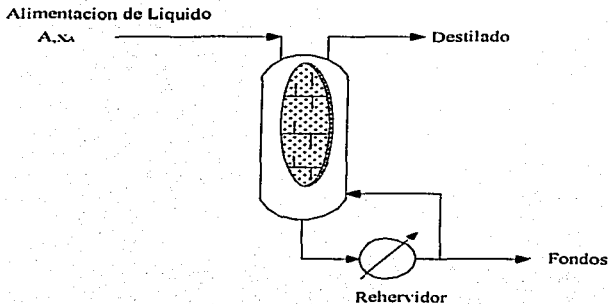


TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Destilación Extractiva

Cuando las diferencias de volatilidades de las especies a separar son tan pequeñas que requerirían un número muy elevado de platos en una operación de destilación puede recurrirse a la destilación extractiva.

En este caso se utiliza un agente de separación para aumentar las diferencias de volatilidad entre las especies seleccionadas de la alimentación, y en consecuencia reducir a un valor razonable el número de platos necesarios, el agente de separación es menos volátil que cualquiera de las especies contenidas



en la mezcla de alimentación, es en general una sustancia relativamente polar de elevada temperatura de ebullición, como fenol, anilina o furfural los que se concentran en el fondo de la columna y se introduce cerca de la parte superior de la columna, cerca del domo.

Destilación Azeotrópica

Los azeótropos limitan la separación que se puede alcanzar por técnicas de destilación ordinaria, en algunos casos es posible desplazar el azeótropo modificando suficientemente la presión para romper el azeótropo o bien alejarlo de la región en la que se desea efectuar la separación requerida.

La formación de azeótropos en general implica una destilación difícil. En la destilación azeotrópica se añade un arrastrador, frecuentemente cerca del fondo de la columna, con el fin de separar un componente que se combinará con el agente, para formar un azeótropo de temperatura de ebullición mínima y que se recupera como destilado.

Destilación por Agotamiento (Stripping)

Cuando interesa separar del componente menos volátil, pequeñas porciones del componente más volátil es frecuente el empleo de columnas sin sección de rectificación, para un agotador (columna de agotamiento) las etapas se enumeran desde la parte inferior hacia arriba y la fase de la alimentación es líquido, la cual ingresa a la columna por el domo de dicha columna.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Destilación del Petróleo

Una operación típica es la que se muestra en la siguiente figura:

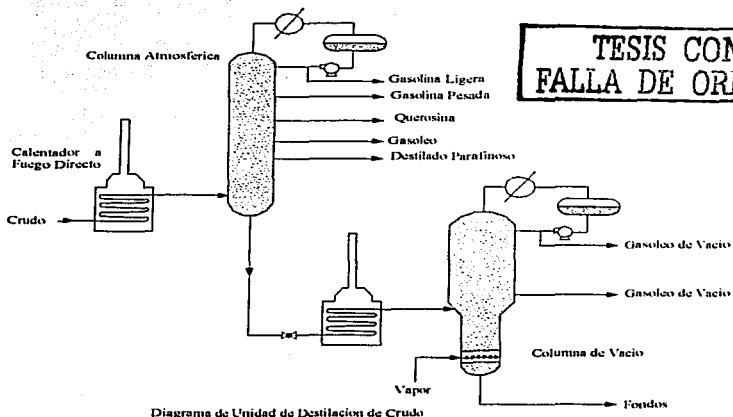


Diagrama de Unidad de Destilación de Crudo

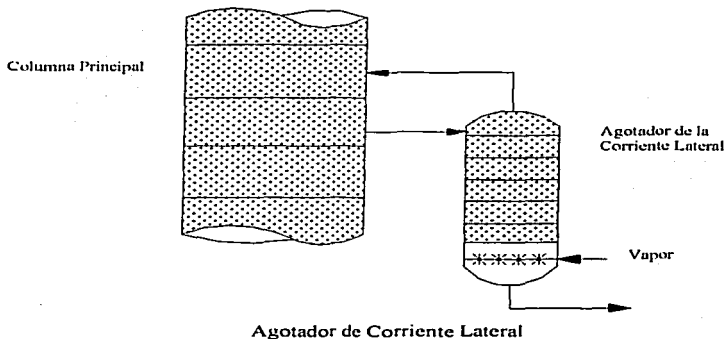
El crudo se calienta primero por intercambio con los varios productos y después en un calentador a fuego directo, hasta la temperatura máxima que permita vaporizar cuanto sea posible del crudo, sin lograr "desintegrarlo". Se carga entonces a la base de una columna atmosférica que tiene cerca de 20 etapas de equilibrio. La gasolina ligera se extrae del domo, junto con los gases que hayan venido disueltos en la carga. Los productos retirados, como corrientes laterales incluyen gasolina pesada, querosina, gasóleo (para su desintegración a gasolina) y destilado parafinoso (para la elaboración de lubricantes y ceras).

El residuo se pasa por una válvula reductora de presión, donde parte de los fondos de la columna atmosférica se vaporiza reduciendo en consecuencia, la temperatura. Los fondos entonces se recalientan a la temperatura máxima permisible y se alimenta a una columna de vacío que tiene cerca de 5 etapas de equilibrio y opera a unos 40 mm de mercurio absolutos. En la columna de vacío se obtienen más destilados por el domo y como corrientes laterales (que se utilizan para la preparación de aceites lubricantes y / o como carga para desintegración).

El producto del fondo se agota de sus "ligeros" mediante vapor a contracorriente en las pocas etapas debajo de la entrada de carga. Los fondos de las torres de vacío se venden a veces como asfalto.

La destilación de crudos no es normal en el sentido de que no se usan hervidores; todo el calor empleado se le proporciona a la carga mediante calentadores a fuego directo.

Cada corriente lateral en una columna de destilación de crudo tiene la misma composición que el líquido de la etapa de donde se saca la corriente. Como ese líquido esta sustancialmente en equilibrio con el vapor que pasa a través suyo, cualquier corriente lateral debe contener algo de cada uno de los productos que se extraen mas arriba como se puede observar en la siguiente figura:



En algunas ocasiones las corrientes laterales se pasan por agotadores de vapor para separar los ligeros que retornan a la columna principal junto con el vapor de agotamiento. Este último ayuda a la vaporización bajando la presión parcial de los hidrocarburos. En lugar de vapor puede usarse cualquier gas de solubilidad limitada en los hidrocarburos. Sin embargo normalmente se prefiere el vapor, porque puede separarse con facilidad del destilado simplemente enfriando y decantando el agua que se condensa.

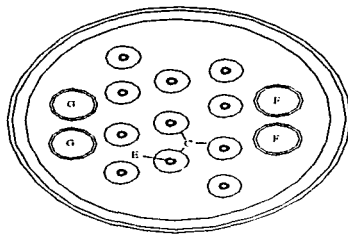
Tipos de Columnas

Hay una variedad considerable de dispositivos, para hacer que el contacto entre las dos corrientes (líquido-vapor) sea íntimo, los cuales pueden dividirse en dos tipos principales: **Columnas de Platos** y **Columnas de Relleno**.

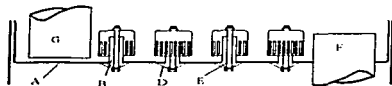
- Las Columnas de Platos a su vez se dividen en:
- Columnas de Campanas de Burbujeo
 - Columnas de Válvulas
 - Columnas de Platos Perforados.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Columna de Campanas de Burbujeo.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



La figura anterior representa el conjunto de un plato de campanas de burbujeo. La columna está dividida en secciones por medio de una serie de platos horizontales (A). Cada plato lleva un cierto número de chimeneas (B); cada chimenea o tubo de ascenso de vapores, está cubierto por un casquete en forma de campana (C), que está asegurada en su posición por una pieza con tres sujetadores (D) y un pasador (E).

El borde de la campana puede ser dentado o las paredes laterales ranuradas. El vapor asciende desde el plato inferior a través de las chimeneas, es desviado hacia abajo por la campana, y sale en forma de burbujas por la parte dentada o ranurada de la campana.

Sobre la campana se mantiene una capa de líquido que proviene del plato superior y que llega a través del tubo de descenso (F), la altura del líquido ha de ser tal que las ranuras o parte dentada de la campana permanezcan sumergidas.

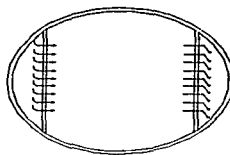
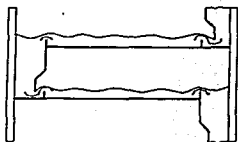
El tubo de descenso (G) que viene del plato superior, está cerrado por el líquido que hay sobre el plato inferior, de tal manera que el vapor no puede circular por esta tubería. Normalmente el líquido se alimenta en la periferia del plato por medio del tubo de descenso desde el plato inmediato superior, circula a través del plato y se descarga por el lado opuesto a la alimentación también ubicado en la periferia del plato, mediante otro tubo de descenso al plato inmediato inferior.

El borde del plato puede ir soldado a la carcasa de la torre ó remachado a un anillo que a su vez va soldado a la carcasa. También los platos pueden ir soportados unos por otros por medio de una serie de pernos, se emplea una gran variedad de construcciones de acuerdo al tamaño de la columna y de la frecuencia con que sean necesarias las reparaciones.

En lugar de dejar las chimeneas sin sujeción en las perforaciones de los platos pueden remacharse sobre el plato o puede ir soldada al mismo. La campana puede mantenerse en su posición por medio de un perno pasante o puede tener un soporte que descansa sobre la parte superior de la chimenea, también

puede estar remachada a una tira soldada a la chimenea, hay muchas construcciones prácticas, debiendo darse preferencia a las de más simple construcción y que hagan más fáciles las sustituciones.

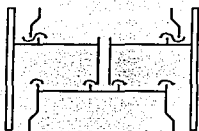
La forma de manejar el líquido representado en la figura anterior, es solo apropiado para flujos de líquido relativamente pequeños. Para grandes flujos de líquido, en lugar de las tuberías (F) y (G) se emplean esclusas o rebosaderos rectangulares a través del plato, como se indica en la siguiente figura:



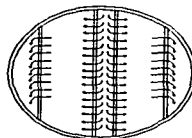
TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Esta disposición es la más común para columnas de tamaño medio. Sobre el plato superior (F) se eleva un rebosadero (G) cuya altura, es tal que las ranuras de las campanas de burbujeo permanezcan sumergidas.

El plano que forma el rebosadero continúa hacia abajo, hasta el plato inferior y queda cerrado herméticamente sobre el plato por el rebosadero. El líquido fluye a través del plato desde la derecha hacia la izquierda y sobre el plato de la izquierda a la derecha, y así sucesivamente, hacia la parte inferior de la columna. Esta forma de flujo se le denomina **Flujo Cruzado**.



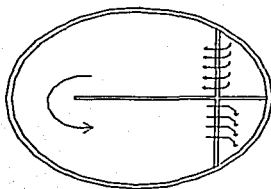
(c)



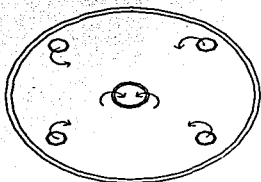
(d)

Estas figuras representan otro dispositivo, aquí sobre el plato, existen dos rebosaderos centrales que desciende hasta el centro del plato, que va provisto de dos rebosaderos a lo largo de una cuerda de su

circunferencia .El flujo es tal que sobre el plato el liquido fluye desde los lados hacia el centro y sobre el plato lo hace desde el centro hacia los lados, y asi hasta la parte inferior de la columna. Este dispositivo se conoce con el nombre de **Flujo Partido**



La figura anterior representa otra disposición. En ella hay un reosadero que se extiende a lo largo de una cuerda sobre el plato y que es cortado por una pantalla de desvío que no llega hasta la otra pared. El liquido cae al espacio que queda por uno de los lados de la pantalla y por detrás de la esclusa fluye a través del plato de derecha a izquierda, bordea la pantalla y cae por detrás de la esclusa a este dispositivo se le denomina **Flujo Invertido**.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Esta figura indica como pueden disponerse tuberías de bajada tubulares, para obtener un flujo invertido. Un plato tendrá cuatro o más bajadas alrededor de su circunferencia y el plato inmediato inferior tendrá una sola bajada, situada en el centro.

Columna de Platos Perforados

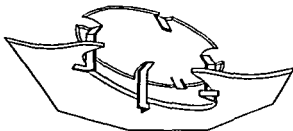
Una característica en el proyecto de columnas, es utilizar en lugar de campanas de burbujeo, platos planos con un gran numero de perforaciones de pequeño diámetro estas perforaciones tienen normalmente 2.4 a 6.3 mm de diámetro con sus centros espaciados desde 25.4 a 51 mm. La velocidad del vapor que sube a través de las perforaciones, es suficiente para impedir que el líquido puede caer por los mismos, por lo que tales platos deben ir provistos de las bajadas de alimentación y descarga de líquido. Primeramente se creyó que el plato perforado era más efectivo en una zona de cargas más limitada que los platos de campanas, pero se demostró que no siempre es así. El plato perforado es más efectivo en el enriquecimiento del vapor, en los componentes de puntos de ebullición más bajo, que el plato de campanas y aparentemente puede operar con velocidades de vapor más elevadas que el plato de campanas sin originar un arrastre excesivo cuando esta adecuadamente diseñado.

Columna de platos de Válvula

Se empezaron a utilizar en forma ocasional con anterioridad a 1951, desde entonces se han comercializado bastantes tipos de platos con válvulas, entre las que se encuentra : **el Plato de Válvulas Flotantes, Flexitrays y Platos Ballast** y cada uno de estos tiene sus variantes. Pero todos los diseños son similares, en que se trata de platos de flujo transversal con perforaciones grandes cubiertas por placas prácticamente planas. Entre ciertos límites, estas placas tienen libertad de movimiento hacia arriba para así permitir el paso de los vapores ascendentes bajos flujos de vapor, las placas se elevan solo un poco. Conforme el flujo va aumentando, las placas se van levantando, creando así mayor área de flujo al vapor. Cuando el flujo de vapor es suficiente para elevar las placas cobertoras hasta el límite, el plato funciona esencialmente como un plato perforado.

En los **Platos de Válvula Flotante**, las entradas de vapor y las placas de cubierta son rectangulares y con uno de sus lados más pesado que el otro. Así, a flujos bajos solo el lado ligero se levanta, mientras que un flujo elevado alza la cubierta completa.

En los **Flexitrays**, las aberturas y las placas o cubiertas cobertoras son circulares, las placas son de 5 cm de diámetro en arreglos triangulares de 7.5 a 15 cm entre centros. Para evitar que a bajo flujo se produzca una distribución defectuosa del vapor en platos equivocadamente instalados fuera del nivel, pueden utilizarse hileras alternadas con cubiertas de diferente peso, en el diseño original cada cubierta esta privada de movimientos laterales por 4 guías, que también limitan el movimiento hacia arriba. En un diseño posterior, como se muestra en la figura siguiente, cada cubierta esta dotada de patas que pasan a través de la perforación del plato y luego se abren a 90° formando una " L " se extiende más allá del borde, limitando así el movimiento ascendente de la placa .



Válvula Flexitray

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Una variante de los **Platos Ballast** es similar a este Flexitray , excepto en que cada cubierta esta provista de un borde que la mantiene separada del piso del plato. Se ha afirmado que esto produce un aumento de flexibilidad al permitir valores menores para la carga mínima de vapor al plato . El plato Ballast original es más complicado, emplea dos placas o cubiertas cobertaras . La inferior y más ligera descansa en el piso del plato, la superior y más pesada reposa sobre patas que descansan en el fondo del plato y que forman una reja para la tapa interior. Todo esto esta cubierto por una jaula inmóvil bajos flujos de vapor , solamente actúa la tapa inferior , a flujos mayores , ambas se levantan.

Columnas de Relleno.

Puesto que el objeto de una columna de destilación es el de poner en intimo contacto las fases líquida y vapor, se deduce que cualquier tipo de relleno que se coloque en la columna y que presente una gran variedad de contacto, será adecuado para efectuar la operación que se desea, se encuentra en uso una amplia variedad de tipos de empaques, aunque los anillos Rashing y las sillas Berl por muchos años fueron más comunes, en la actualidad se han reemplazado por otro tipo de empaques de mayor capacidad y mas eficientes, como los anillos Pall, las sillas Intalox y Flexipak. La selección del tipo de empaque a emplear en un proceso depende de varios factores. Las propiedades deseables del empaque son:

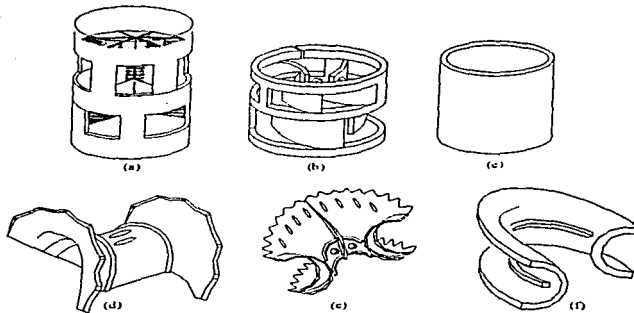
- Un amplio volumen desocupado, para disminuir la caída de presión.
- Debe ser químicamente inerte a los fluidos que se procesa.
- Area superficial grande por unidad de volumen de empaque.
- Peso ligero pero resistente.
- Debe poseer buena distribución de fluidos

Los empaques de las torres por lo regular se encuentra disponibles en varios materiales, incluyendo cerámica, metal, plástico y carbón. Además de dichas propiedades existe una limitación del empaque, y es que su tamaño no debe de ser mayor que un octavo del diámetro de la torre. Si el tamaño del empaque para una torre particular, es demasiado grande, provocará una disminución en el rendimiento de operación debido al acanalamiento a lo largo de la pared de la columna.

El empaque se puede cargar dentro de la torre por apilamiento o llenando la torre con agua y descargando el empaque dentro de ésta. La caída de presión a través del empaque al azar es varias veces mayor que a través del empaque apilado, los factores principales que influyen en la caída de presión son:

- El porcentaje de espacios vacíos en la torre empacada
- El tamaño y forma del empaque
- Las densidades
- Las velocidades de masa de las corrientes de vapor y del líquido

El inundamiento se origina en el momento en el que todo el espacio vacío en el empaque se llena con líquido, hasta una determinada altura. Una reducción del régimen de flujo, provocará el acanalamiento a través del lecho empacado por lo que originara un pobre rendimiento de la columna.



Anillos de torres: (a) Anillo Pall de plástico, (b) Anillo Pall de metal, (c) Anillo Rashig, (d) Montura Intalox de plástico, (e) Montura Intalox de metal, (f) Montura Intalox de plástico.

Columnas Empacadas frente a Columnas de Platos

La diferencia de costos entre las columnas de platos y de rellenos en ocasiones no es demasiado grande aunque en ocasiones el relleno o empaque resulta más caro que los platos. Por otra parte la diferencia de altura de la columna no es generalmente significativa si las velocidades de flujo son tales que las eficiencias están próximas a su valor máximo. Como regla aproximada los platos se utilizan siempre en columnas de gran diámetro y torres con más de 20 o 30 etapas. La eficiencia de las torres empacadas disminuye con el diámetro mientras que en las torres de platos ocurre lo contrario. Las columnas empacadas encuentran la mayor aplicación en absorción de gases, donde es frecuente la presencia de reacciones químicas corrosivas, así como también en el laboratorio, plantas piloto y operación de alto vacío. Otras directrices son:

Condiciones que favorecen a las columnas de relleno:

- ✓ Columnas de pequeño diámetro (menos de 0.6 m).
- ✓ Medios corrosivos.
- ✓ Destilaciones críticas a vacío, donde son imprescindibles bajas caídas de presión.
- ✓ Bajas retenciones de líquido (si el material es térmicamente inestable).
- ✓ Líquidos que forman espuma (debido a que en columna empacadas la agitación es menor).

Condiciones que favorecen a las columnas de platos:

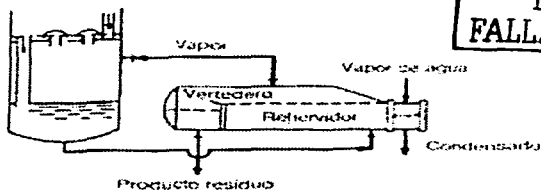
- ✓ Cargas variables de líquido y/o vapor.
- ✓ Necesidad de utilizar serpentines de refrigeración en la columna.
- ✓ Presiones superiores a la atmosférica.
- ✓ Bajas velocidades de líquido.
- ✓ Gran número de etapas y/o diámetro.
- ✓ Elevados tiempos de residencia del líquido.
- ✓ Posible ensuciamiento (las columnas de platos son más fáciles de limpiar).
- ✓ Esfuerzos térmicos o mecánicos (que pueden provocar ruptura del relleno).

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

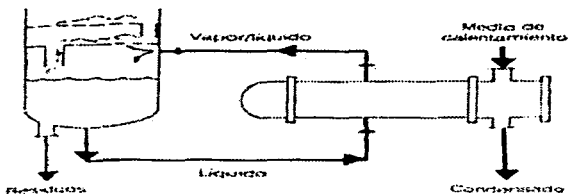
Tipos de Rehervidores

Se utilizan varios tipos de intercambiadores de calor para el hervido :

- a) Rehervidor de Caldereta (Haz inundado o de marmita): Este rehervidor es el que presenta la menor caída de presión entre los tipos usuales ,por lo tanto es el que requiere menor carga hidrostática para que el liquido recircule por el .Mientras menor sea la carga requerida, menor será la elevación que haya que dar a la columna.



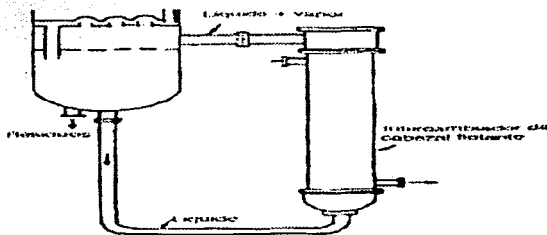
- b) Rehervidor de Termosifón Horizontal: Este tipo de rehervidor es popular, debido a lo económico de su costo. Su principal inconveniente es que requiere un diseño preciso en el aspecto hidráulico debe proporcionarse suficiente carga hidrostática para asegurar el flujo deseado a través del rehervidor pero un exceso de carga es costoso y requiere elevar toda la columna. El máximo de vaporización en estos equipos es del 25% del liquido admitido y la caída de presión se mantiene por lo general en un máximo de unos 35 g / cm².



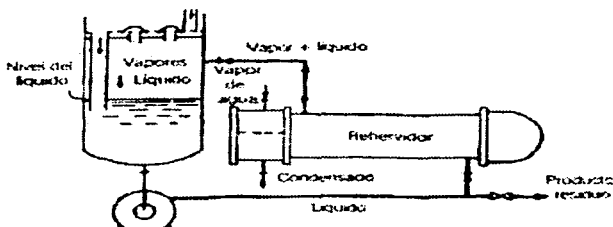
- c) Rehervidor de Termosifón Vertical: En algunos casos los rehervidores de Termosifón se instalan en forma vertical , haciendo pasar la carga por los tubos , en vez de la envolvente . El tipo vertical puede usarse cuando hay poco espacio o cuando la columna opera a grandes presiones para evitar así un elevado costo de una envolvente para alta presión. Puede utilizarse también cuando la corriente de hervido tiende a formar depósitos sobre superficies de transmisión de calor. El tipo vertical presenta tres desventajas:

- La columna debe elevarse más , para que proporcione la carga requerida para la recirculación

- El haz de tubos debe de ser de un solo paso y los tubos cortos ambos factores tienden a aumentar el costo.
- En los servicios ordinarios ,donde el problema principal de ensuciamiento se presenta del lado caliente (vapor) la limpieza del intercambiador resultará un poco difícil

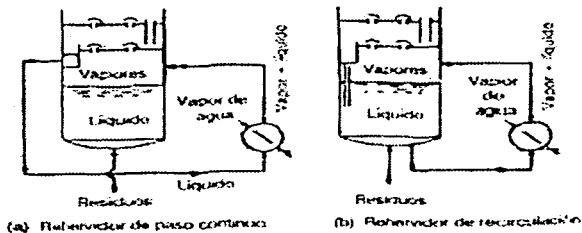


- d) Rehervidores con Circulación Forzada: Este tipo es semejante al de termosifón , con excepción de que el líquido se bombea a través de él. EL modelo de circulación forzada se utiliza para columnas pequeñas , cuando existen limitaciones de espacio o se manejan líquidos viscosos.



TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

e) Rehervidores con Circulación Natural



- f) Rehervidores a Fuego Directo: Son hornos tubulares por los que pasa la carga del rehervidor y se utilizan cuando no es suficientemente alta la temperatura del medio de calentamiento disponible, que generalmente es vapor. Ocupa una superficie mayor que los otros tipos y son más caros. Sin embargo comparándolos con rehervidores calentados por vapor, por lo menos parte del costo se balancea por la reducción de la inversión requerida para generación y transporte del vapor.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

V.- Antecedente del método Mc.Cabe – Thiele

Sistemas Binarios

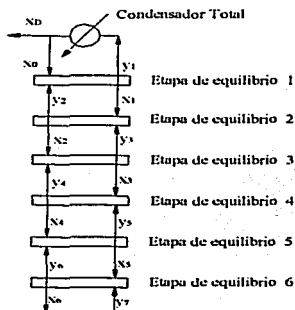
Para fines de cálculo, es conveniente diferenciar entre sistemas binarios y sistemas multicomponentes, un sistema se considerará binario, cuando las corrientes entre las etapas, tienen la propiedad de que la composición de cada corriente está determinada, fijando la fracción molar, la másica o la volumétrica, de un componente en particular, presente en la misma.

En cambio para un sistema multicomponente será necesario fijar la fracción molar, másica o volumétrica de más de una especie para determinar la composición de las corrientes existentes entre las etapas.

Método de Sorel

El método de Sorel que es el primer método desarrollado en 1893 para mezclas binarias, fue diseñado para determinar el número de etapas de equilibrio necesarias después de haber fijado las composiciones de los productos, el reflujo y la presión.

Puede aplicarse a cualquier sistema para el cual se conocen o se pueden estimar las relaciones de equilibrio y entalpía. Como la mayoría de los métodos de cálculo para el diseño de columnas de destilación, este método consiste en un sistema para el cálculo paso a paso de una etapa de equilibrio a la siguiente, calculando las composiciones del vapor y el líquido en cada paso. Los cálculos avanzan desde el domo de la columna hasta la entrada de la alimentación, y desde el fondo de la columna hacia arriba.

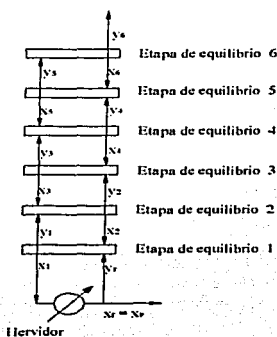


Calculo de etapas requeridas en la Sección de Rectificación

La figura anterior, ilustra el procedimiento de destilación desde el domo de la columna hacia abajo. En la figura x_n , representa la fracción mol de un componente en el líquido que sale de la etapa n , y y_n representa la fracción mol del vapor de la misma etapa, convencionalmente las composiciones de corrientes binarias se expresan como fracciones mol del componente ligero. Si se utiliza un condensador total, x_d , x_n y y_1 representan la misma composición, luego y_1 queda fijada al especificar

x_1 , Si se condensa solamente el reflujo y el resto del producto del destilado se retira como vapor, el condensador constituirá una etapa de equilibrio, si parte del producto destilado se retira como vapor, el condensador constituirá una fracción de etapa.

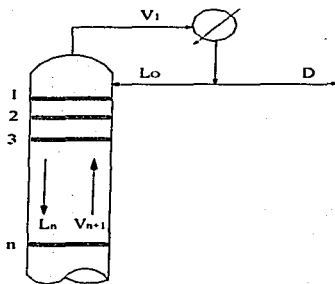
Como el vapor y el líquido que salen de la etapa están en equilibrio, entonces y_1 fijará x_1 . Luego y_2 se determina a partir de balances de materia y entalpía. Con y_2 fijada se obtiene x_2 de las relaciones de equilibrio. De nuevo se utilizan balances de entalpía y material para encontrar y_3 , y se repite el procedimiento para todas las etapas de la sección de rectificación.



Calculo de etapas requeridas en la Seccion de Agotamiento

Un procedimiento análogo se sigue para la sección de agotamiento, según se muestra en la figura anterior. El vapor del rehervidor esta en equilibrio con el liquido del fondo, los balances de materia y de entalpía relacionan la composición del liquido del plato inferior x_1 con y_0 , y_1 esta en equilibrio con x_1 , x_2 esta relacionada con y_1 por balances de entalpía y materia. Y así sucesivamente se va remontando la columna.

La contribución de Sorel fue mostrar que se podía calcular la transición entre etapas mediante balances de energía y materia. La forma de realizar esto, se puede mostrar con referencia a la siguiente figura que representa una parte de la sección de Rectificación de una columna.



En la unidad de tiempo V_{n+1} moles de vapor entran a esta parte del equipo y salen L_0 moles de reflujo líquido así como D moles de producto. Cuando la etapa n es la más baja de la sección de rectificación V_{n+1} se refiere al vapor del plato más alto de la sección de agotamiento, más la carga que entra vaporizada.

Pueden escribirse las siguientes ecuaciones generales.

Para la corriente total el balance de material es:

$$46) \quad V_{n+1} = L_n + D$$

Para cada componente el balance de material será:

$$47) \quad V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D$$

El balance de entalpías de las tres corrientes queda dado por:

$$V_{n+1}H_{n+1} = L_nh_n + Dh_D + Q_C$$

En donde:

H_{n+1} = Entalpía Molar de la fase vapor que sale del plato "n"

h_n = Entalpía Molar de la fase líquida que entra al plato "n"

h_D = Entalpía molar del Destilado

Q_C = Calor retirado en un condensador

Combinando las ecuaciones 46 y 47 obtenemos:

$$48) \quad y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D}{L_n + D} x_D$$

De la combinación de las ecuaciones 46 y la 48 resulta:

$$49) \quad V_{n+1}H_{n+1} = (L_n + D)H_{n+1} = L_nh_n + Dh_D + Q_C$$

A presión constante, la temperatura de la columna es función de las composiciones del líquido y del vapor, por lo tanto las entalpías son funciones de la composición.

Para una operación fijada D , x_D y Q_c con constantes. También se requiere el cálculo previo de x_n , para cada vez que se apliquen las ecuaciones.

$$50) \quad x_{n+1} = \frac{V'_n}{V'_n + B} y'_n + \frac{B}{V'_n + B} x_D$$

$$51) \quad V'_{n+1} h'_{n+1} = (V'_n + B) h'_{n+1} = V'_n H_n + B h_D - Q_r$$

Para la sección de agotamiento se pueden desarrollar ecuaciones de modo semejante numerando las etapas de agotamiento a partir del fondo de la columna, las ecuaciones finales son:

En donde:

V'_n = Flujo Molar de vapor de la etapa de agotamiento n

L'_{n+1} = Flujo Molar de líquido de la etapa de agotamiento $n + 1$

F = Flujo del producto de fondos, en moles

Q_r = Calor proporcionado por el hervidor

Como las ecuaciones son similares para la sección de rectificación, estas también se resuelven por aproximaciones sucesivas en combinación con las relaciones de entalpía.

El método Mc.Cabe - Thiele

El método Mc.Cabe-Thiele se aplica en su forma clásica simplificada a una columna ideal, concepto que hay que definir. Se considera una columna ideal cuando el número de moles de vapor que la atraviesan, es constante, lo cual requiere cumplir con ciertas condiciones teóricas importantes:

- 1) Que las pérdidas de calor en la columna sean pequeñas.
- 2) Que los componentes sean de naturaleza similar, que no haya calor de mezcla y que sigan la regla de Trouton. Esto significa que por cada mol del componente menos volátil, que se condense, se evaporará una mol del más volátil.
- 3) Que tanto el destilado retornado a la columna, como la alimentación, entren a su temperatura de ebullición.
- 4) Que las diferencias de presión no afecten la relación de equilibrio

Conociendo los principios de cálculo pueden hacerse los ajustes y correcciones cuando la condición de que V (las moles de vapor que atraviesan la columna por unidad de tiempo) sea constante, no se cumpla.

Las desviaciones de la idealidad pueden dividirse en las siguientes partes:

- 1) Las que afectan la curva de equilibrio, por ejemplo las caídas de presión de la columna, salvo a que opere a una presión reducida, no afectan sensiblemente la curva de equilibrio.
- 2) Las que modifican el valor de L/V en algún punto de la columna. Con tal de que este permanezca constante en las secciones de la columna entre estos puntos, la pendiente de la línea de operación

cambiara pero seguirán siendo rectas, los casos importantes son cuando se alimenta la columna con dos corrientes de composición diferente, cuando se extrae otro producto de composición diferente al destilado o al residuo y el caso más frecuente es cuando la alimentación no entra a su temperatura de ebullición.

- 3) Cuando V (flujo de vapor) varía a lo largo de la columna la pendiente L/V no se mantendría constante y las líneas de operación serían curvas.

La importancia del trabajo de McCabe y Thiele fueron el haber desarrollado un método gráfico sencillo para el cálculo de columnas de rectificación de mezclas binarias que permite visualizar su comportamiento y estudiar fácilmente la influencia de los cambios en las condiciones de operación.

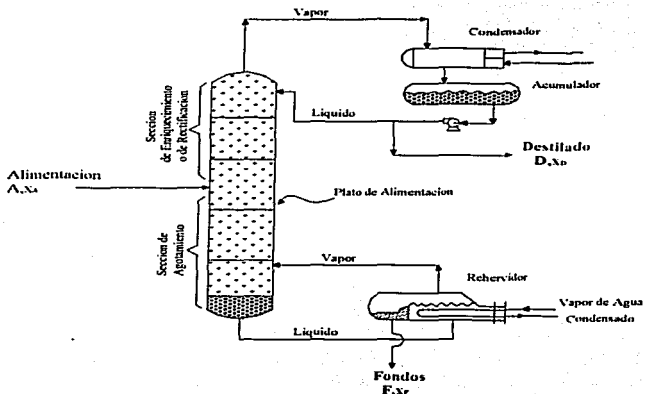
VI.- FASCICULO

Introducción	53
Sección de enriquecimiento o de rectificación	57
Relación de reflujo	60
Sección de agotamiento.....	62
Etapa de alimentación.....	64
Procedimiento general para el calculo de los platos ideales.....	69
Reflujo total o mínimo.....	74
Problema 1.....	78
Métodos simplificados.....	87
Problema 2.....	88
Calor requerido en la destilación.....	94
Problema 3.....	96
Alimentaciones múltiples.....	99
Problema 4.....	109
Extracciones laterales.....	115
Problema 5.....	119
Condensador parcial.....	127
Problema 6.....	131
Columnas de agotamiento.....	138
Problema 7.....	141
Vapor vivo.....	145
Problema 8.....	148
Eficiencia de etapa.....	155
Problema 9.....	158

Introducción

Considerando una columna de rectificación que trabaja a régimen permanente y en la que se esta destilando una mezcla binaria ideal .

Y si las concentraciones del componente más volátil en cada una de las corrientes mencionadas son x_A, x_D, x_F entonces de acuerdo al siguiente esquema:



Los balances de materia quedarían en base molar:

Balace total

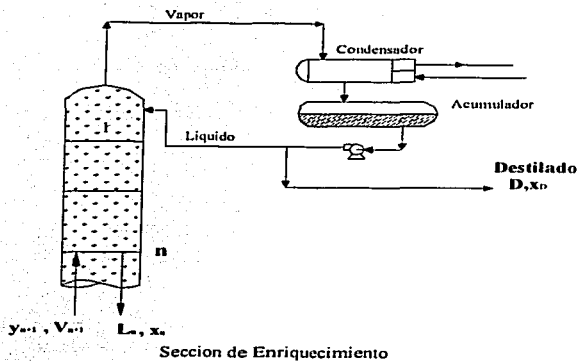
$$52) \quad A = D + F$$

Balace parcial

$$53) \quad A x_A = D x_D + F x_F$$

Para el diseño de estos equipos, se divide la columna en dos secciones: La sección superior, llamada de **Rectificación o de Enriquecimiento**, y la inferior llamada de **Agotamiento**. Ambas secciones se encuentran separadas por el plato de alimentación, cabe hacer notar que el plato de alimentación forma parte de la sección de agotamiento.

Aplicando a cada una de las secciones el balance total y el parcial de materia, y numerando los platos en sentido descendente, es decir, empezando a enumerar a partir del domo y terminando con el fondo de la columna, se tiene:



Para la sección superior (plato n)

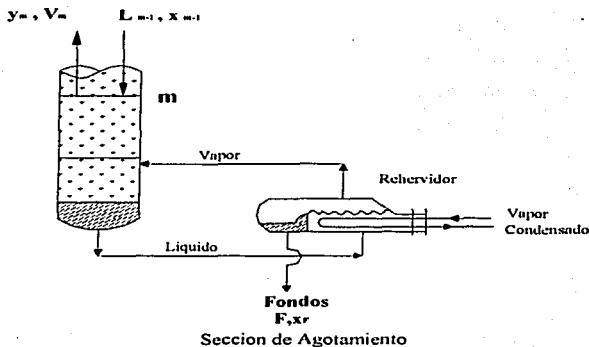
Balance total

$$54) \quad V_{n+1} = L_n + D$$

Balance Parcial

$$55) \quad V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_D$$

$$56) \quad y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_D$$



Para la sección inferior (plato m)

Balance Total

$$57) \quad L_{m-1} = F + V_m$$

Balance Parcial

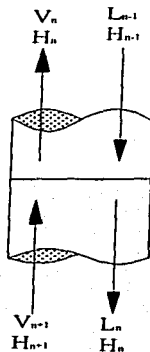
$$58) \quad L_{m-1} x_{m-1} = F x_F + V_m y_m$$

$$59) \quad y_m = \frac{L_{m-1}}{V_m} x_{m-1} - \frac{F}{V_m} x_F$$

Las ecuaciones 56 y 59 relacionan la concentración del vapor procedente de una etapa, con la del líquido que llega a ella procedente de la etapa anterior, y reciben el nombre de **Líneas de Operación**.

En general V y L varían a lo largo de la columna, y para determinar la relación entre ambas sería necesario la aplicación de un balance de energía en el plato correspondiente.

Para el plato " n " ese balance seria:



Plato n

$$60) \quad V_{n+1} H_{n+1} + L_{n-1} H_{n-1} = L_n H_n + V_n H_n + Q_p + \Delta H_m$$

A menos que L_n y L_{n-1} (para el caso del plato n) sean constantes, las líneas de operación son curvas, sin embargo en ciertas situaciones L_n y L_{n-1} no varían.

Para que esto no suceda se deben reunir las siguientes condiciones:

- 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 primera condición, se consigue con una columna bien aislada. La segunda, se logra cuando se trabaja con sistemas ideales o sea aquellos que no presentan calores de disolución. La tercera condición se obtiene cuando se trabajan con parejas de líquidos similares y con puntos de ebullición cercanos, y que por lo tanto, tienen calores latentes semejantes.

Si se acepta que los calores latentes de dos sustancias A y B son iguales, el calor de vaporización de un mol de cualquier mezcla de A y B es independiente de la concentración por lo tanto:

$$61) \quad \lambda_n = \lambda_{n-1}$$

$$62) \quad V_n = V_{n-1}$$

$$63) \quad L_n = L_{n-1}$$

Lo cual indica que cuando se evapora un mol de mezcla líquida, se debe condensar una mol de mezcla gaseosa.

Si se presentan las condiciones anteriores se puede aplicar el método de **McCabe-Thiele**, el cual es un método gráfico en el cual las líneas representadas por las ecuaciones 56 y 59 (líneas de operación) se grafican junto con la línea de equilibrio, en una gráfica x vs y .

El método puede entonces usarse para obtener el número de platos ideales requeridos para obtener una separación dada. En aquellos casos en que no se pueda hacer las suposiciones anteriores, será necesario emplear el método de Ponchon y Savarit. El método de McCabe-Thiele también puede usarse para obtener resultados aproximados en sistemas no ideales.

Cuando pueda considerarse que:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = C'Ve$$

y

$$\frac{L_{m-1}}{V_m} = C'Ve$$

Las ecuaciones

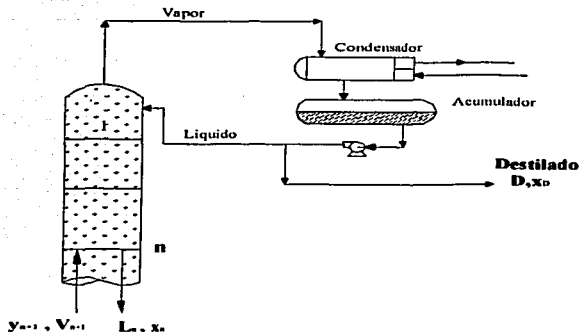
$$56) \quad y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_D$$

$$59) \quad y_m = \frac{L_{m-1}}{V_m} x_{m-1} - \frac{F}{V_m} x_F$$

Representan las ecuaciones de líneas rectas que pueden colocarse en un diagrama x vs y

Sección de Enriquecimiento o de Rectificación

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



Sección de Enriquecimiento

Tomando la ecuación 56 cuando $x_n = 0$. Considerando que todo el componente más volátil se vaporiza, y solo el menos volátil baja como líquido saturado por la columna.

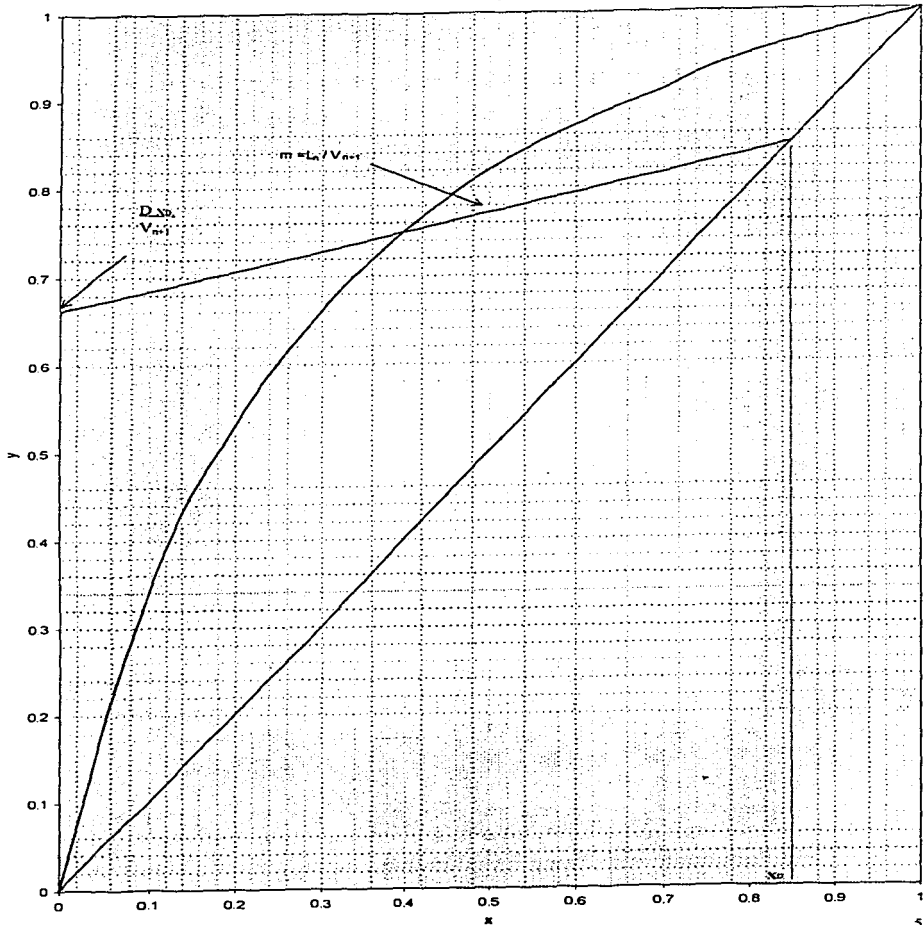
$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_D$$

Cuando $x_n = x_D$. Y considerando que hay equilibrio entre la vaporización y la condensación del componente más volátil.

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_D + \frac{D}{V_{n+1}} x_D = x_D$$

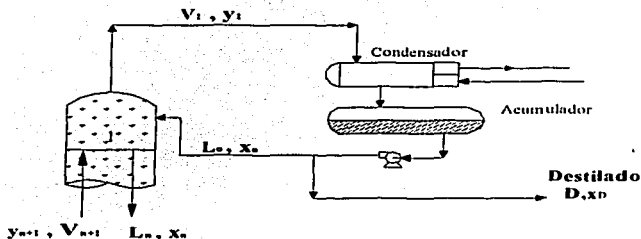
O sea que la línea de enriquecimiento pasa por los puntos $\left(0, \frac{D x_D}{V_{n+1}}\right)$ y (x_D, x_D) con una pendiente igual a $\frac{L_n}{V_{n+1}}$

Linea de Enriquecimiento



El valor de la pendiente depende del reflujo, que es el líquido que se regresa a la columna, para procurar que exista siempre el contacto entre los vapores y el líquido dentro de la columna. Si se hace un balance para la primera etapa :

$$64) \quad V_1 = D + L_0$$



Relación de Reflujo

El análisis de las columnas de destilación resulta más sencillo utilizando una variable de nominada relación de Reflujo.

En la práctica se utilizan dos definiciones para la relación de reflujo. Una de ellas corresponde al cociente entre el reflujo (L_0) y el destilado (D) que se le denomina **Reflujo Externo (R_E)**

$$65) \quad R_E = \frac{L_0}{D} = \frac{V_1 - D}{D}$$

La otra viene dada por la relación entre el reflujo de líquido descendente (L_n) y el vapor ascendente del plato superior (V_{n+1}), y que se le denomina **Reflujo Interno (R_I)**

$$66) \quad R_I = \frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{L_n}{L_n + D}$$

Ambas relaciones se encuentran ligadas de la siguiente forma :

$$67) \quad \frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{1}{1 + \frac{1}{\left(\frac{L_O}{D}\right)}} = \frac{1}{1 + \left(\frac{1}{R_E}\right)}$$

$$68) \quad \frac{L_O}{D} = \frac{1}{\left(\frac{L_n}{V_{n+1}}\right) - 1} = \frac{1}{\left(\frac{1}{R_E}\right) - 1}$$

$$64) \quad V_1' = D + L_O$$

Pero

$$65) \quad R_E = \frac{L_O}{D}$$

Siendo R la relación del reflujo externo

$$V_1' = R_E D + D$$

$$V_1' = D (R_E + 1)$$

Balance Parcial

$$V_1' y_1 = L_O x_O + D x_D$$

$$y_1 = \frac{L_O}{V_1'} x_O + \frac{D}{V_1'} x_D$$

$$y_1 = \frac{D R_E}{D (R_E + 1)} x_O + \frac{D}{D (R_E + 1)} x_D$$

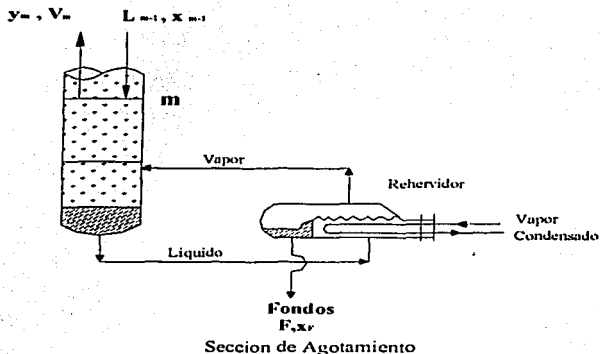
$$69) \quad y_1 = \frac{R_E}{(R_E + 1)} x_O + \frac{x_D}{(R_E + 1)}$$

Esto se puede extender para las otras etapas , por lo que la ecuación 56 se puede expresar como:

$$70) \quad y_{n+1}' = \frac{R_E x_n}{(R_E + 1)} + \frac{x_D}{(R_E + 1)}$$

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

Sección de Agotamiento



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

De la ecuación 59 tenemos que :

$$59) \quad y_m = \frac{L_{m-1}}{V_m} x_{m-1} - \frac{F}{V_m} x_F$$

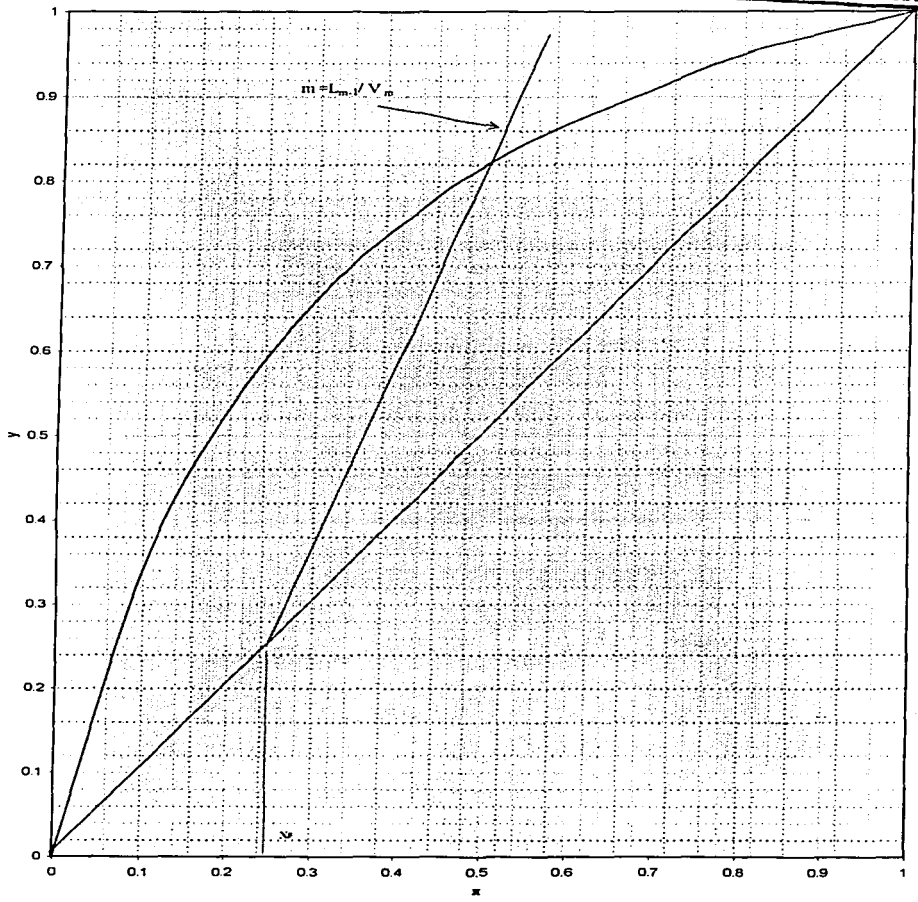
Cuando x_{m-1} se hace igual a x_F y utilizando la ecuación 6 se tiene que :

$$y_m = \left(\frac{L_{m-1}}{V_m} - \frac{F}{V_m} \right) x_F = \left(\frac{L_{m-1} - F}{V_m} \right) x_F = x_F$$

O sea, que la ecuación de agotamiento es una recta con pendiente $\left(\frac{L_{m-1}}{V_m} \right)$ que pasa por el punto (x_F, x_F)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Localizacion grafica de la Linea 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.

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 Mc. Cabe - Thiele para examinar el efecto de la alimentación sobre los flujos internos de la columna, es utilizar una cantidad llamada " q ", definida por:

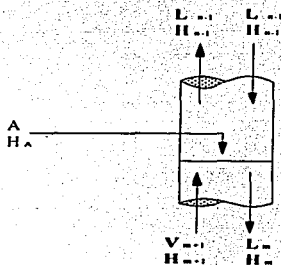
$$71) \quad q = \frac{\text{Calor necesario para convertir un mol de alimentación a vapor saturado}}{\text{Calor molar de vaporización en la alimentación}}$$

Entonces " q " representa las moles de líquido saturado formadas en la etapa de alimentación, por mol de alimentación.

De acuerdo al valor de " q " se puede determinar el estado en que se encuentra la alimentación, siendo estas:

$q > 1$	→	Líquido Subenfriado
$q = 1$	→	Líquido Saturado
$1 > q > 0$	→	Parte líquida y parte vapor
$q = 0$	→	Vapor Saturado
$q < 0$	→	Vapor Sobrecalentado

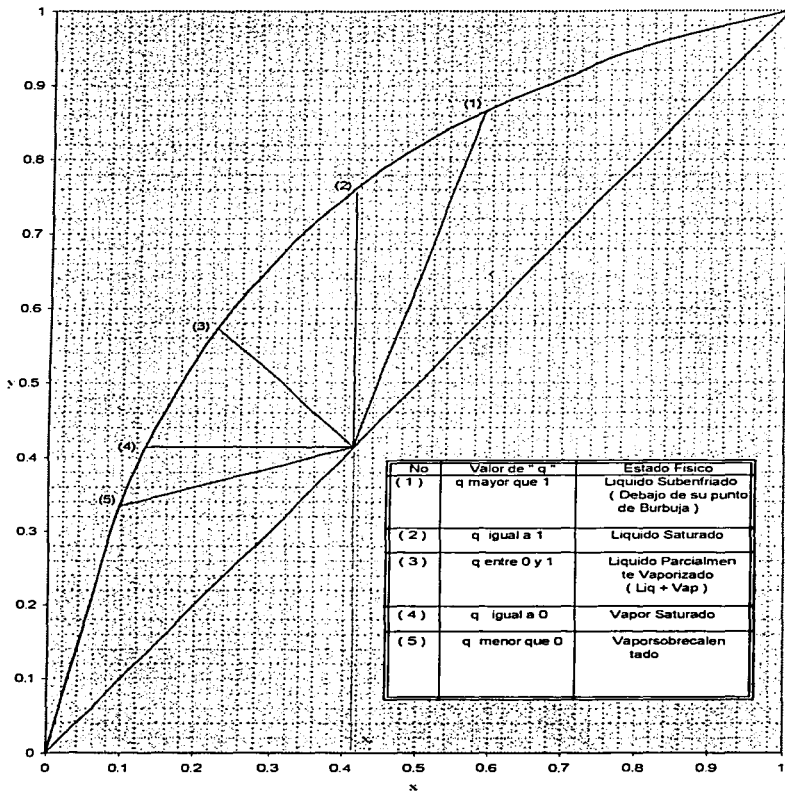
Un balance en la etapa de alimentación daría:



Etapa de Alimentación

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Trazo de la Línea de Alimentación en función del valor de "q"



Realizando un Balance de Energía

$$72) \quad AH_{.A} + L_{n-1}H_{n-1} + V_{m+1}H_{m+1} = V_n H_n + L_m H_m$$

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

$$73) \quad AH_{.A} = H_n (V_n - V_{m+1}) + H_n (L_m - L_{n-1})$$

Balance de Materia

$$74) \quad A + L_{n-1} + V_{m+1} = V_n + L_m$$

$$75) \quad (V_n - V_{m+1}) = (L_{n-1} - L_m) + A$$

Colocando la ecuación 75 en la 73 se obtiene :

$$AH_{.A} = H_n(L_{.A} + L_{n-1} - L_m) + H_m(L_m - L_{n-1})$$

$$A(H_{.A} - H_n) = (H_n - H_m)(L_{n-1} - L_m)$$

$$A \frac{(H_{.A} - H_n)}{(H_n - H_m)} = L_{n-1} - L_m$$

Pero de la definición de "q"

$$q = \frac{H_{.A} - H_n}{H_n - H_m}$$

$$76) \quad -qA = (L_{n-1} - L_m)$$

$$77) \quad L_m = L_{n-1} + qA$$

Substituyendo la ecuación 77 en la 75 se obtiene:

$$78) \quad V_n = V_{m+1} + (1-q)A$$

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

Línea de Operación para la Sección de Enriquecimiento

$$56) \quad y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_D$$

Línea de Operación para la Sección de Agotamiento

$$59) \quad y_m = \frac{L_{m-1}}{V_m} x_{m-1} - \frac{F}{V_m} x_F$$

La ecuación 56 menos la 59 resulta:

$$79) \quad (V_{n+1} - V_m) y = (L_n - L_m) x + D x_D + F x_F$$

Pero

$$78) \quad V_{n+1} - V_m = (1 - q)A$$

$$77) \quad (L_n - L_{m-1}) = -qA$$

y

$$53) \quad A x_A = D x_D + F x_F$$

Por lo tanto :

$$80) \quad (1 - q)A y = q A x + A x_A$$

Arreglando y dividiendo entre L_A

$$81) \quad y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_A}{q-1}$$

La ecuación anterior es la línea de alimentación y proporciona todas las intersecciones posibles, de las líneas de agotamiento y la de enriquecimiento.

Esta línea intercepta a la diagonal en x_A ($x = y$) y al eje de la "y" en el punto

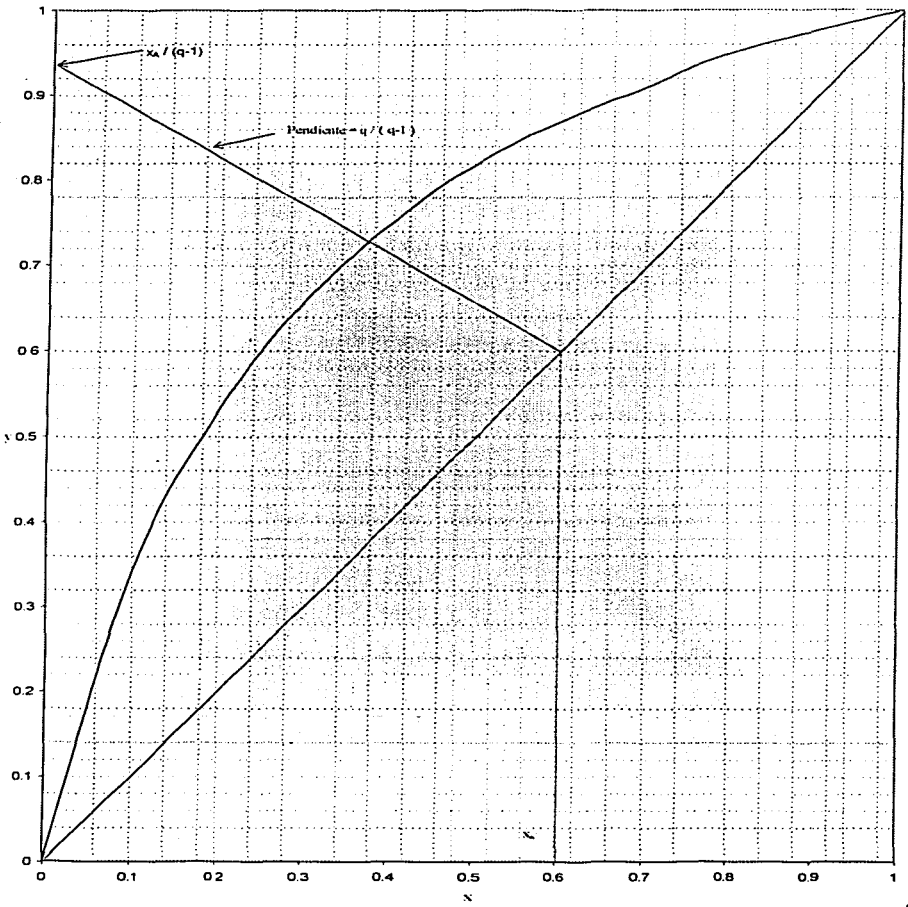
$$\frac{x_A}{(q-1)}$$

Con una pendiente

$$\frac{q}{(q-1)}$$

Como se muestra en la siguiente figura:

Línea de Alimentación



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 alimentación y de agotamiento.

Primer Paso

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

$$56) \quad y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_D$$

ó

$$70) \quad y_{n+1} = \frac{R_E x_n}{(R_E + 1)} + \frac{x_D}{(R_E + 1)}$$

Segundo Paso

Trazo de la línea de alimentación, esta línea se puede trazar rápidamente sabiendo que esta pasa por los puntos $x = y = x_A$, $y = \frac{x_A}{(q-1)}$

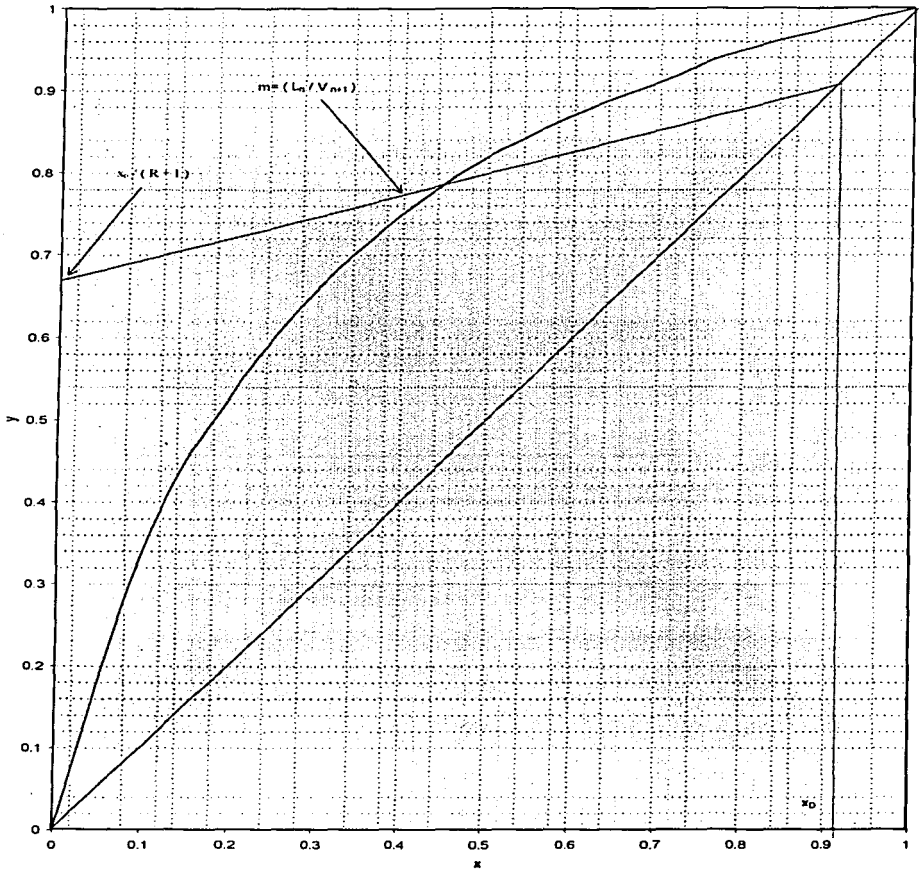
Tercer Paso

Trazo de la línea de agotamiento.

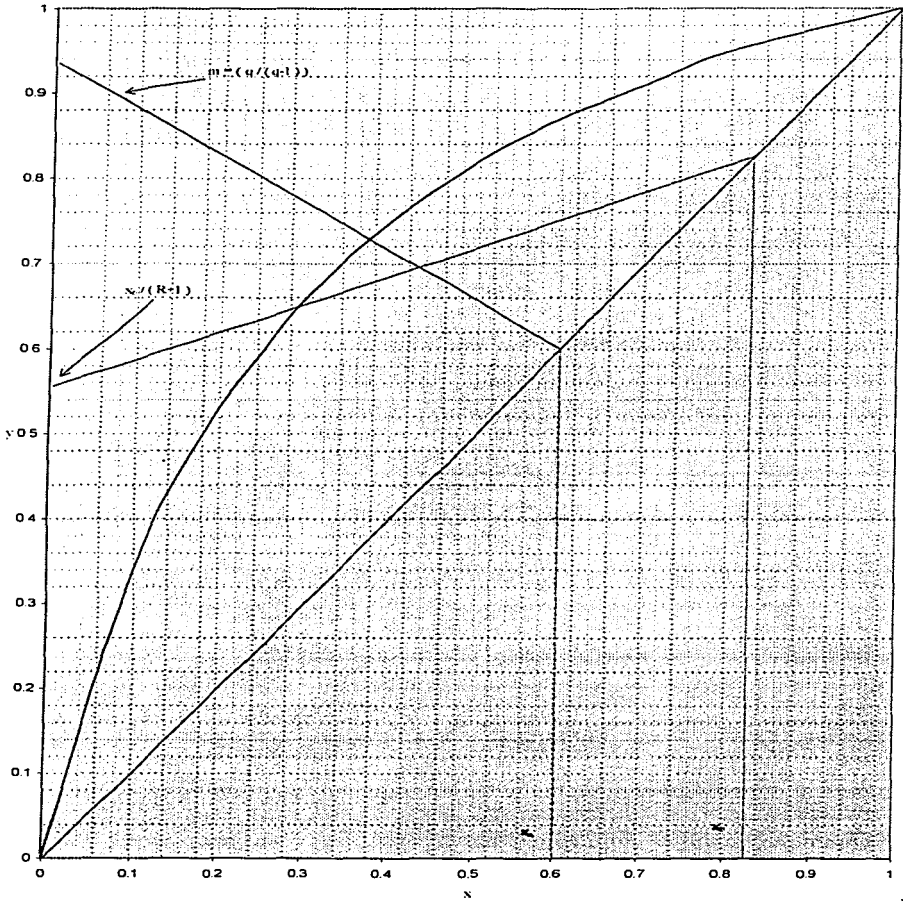
Cuarto Paso

Una vez trazadas las líneas de operación sobre el diagrama de equilibrio, se procede a dibujar los platos teóricos, comenzando desde arriba. Se hace notar que el último plato corresponderá al rehervidor.

Trazo de la Linea de Enriquecimiento (Primer paso)

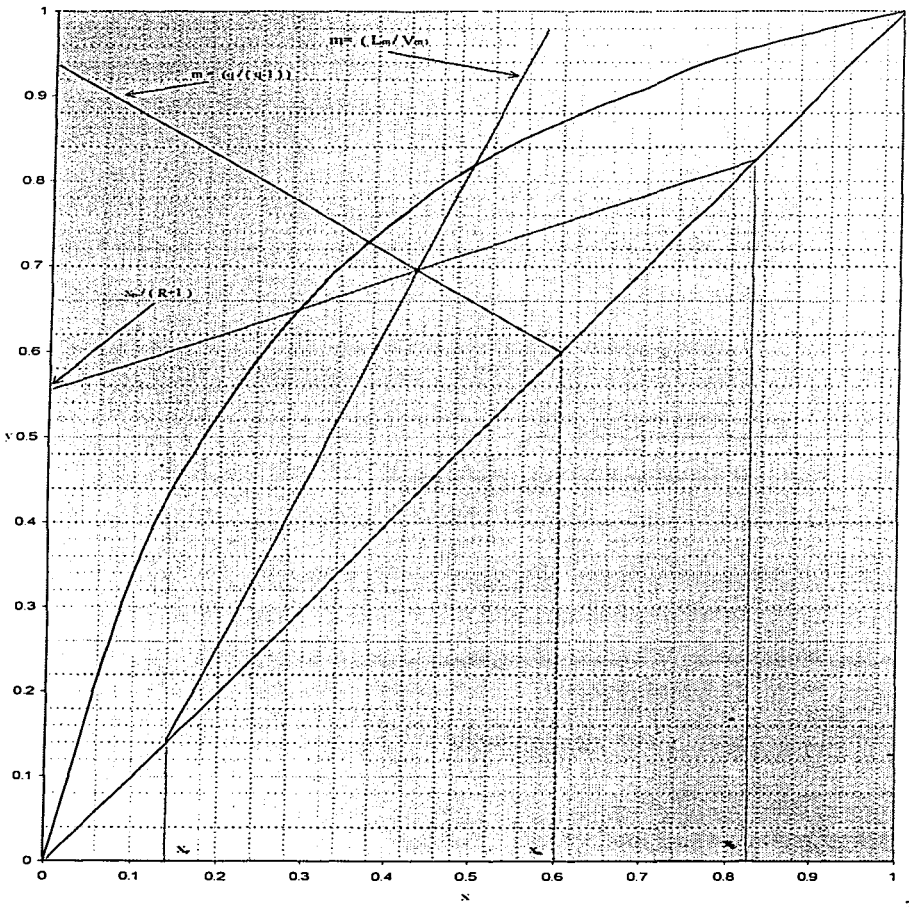


Trazo de la Linea de Alimentacion (Segundo paso)

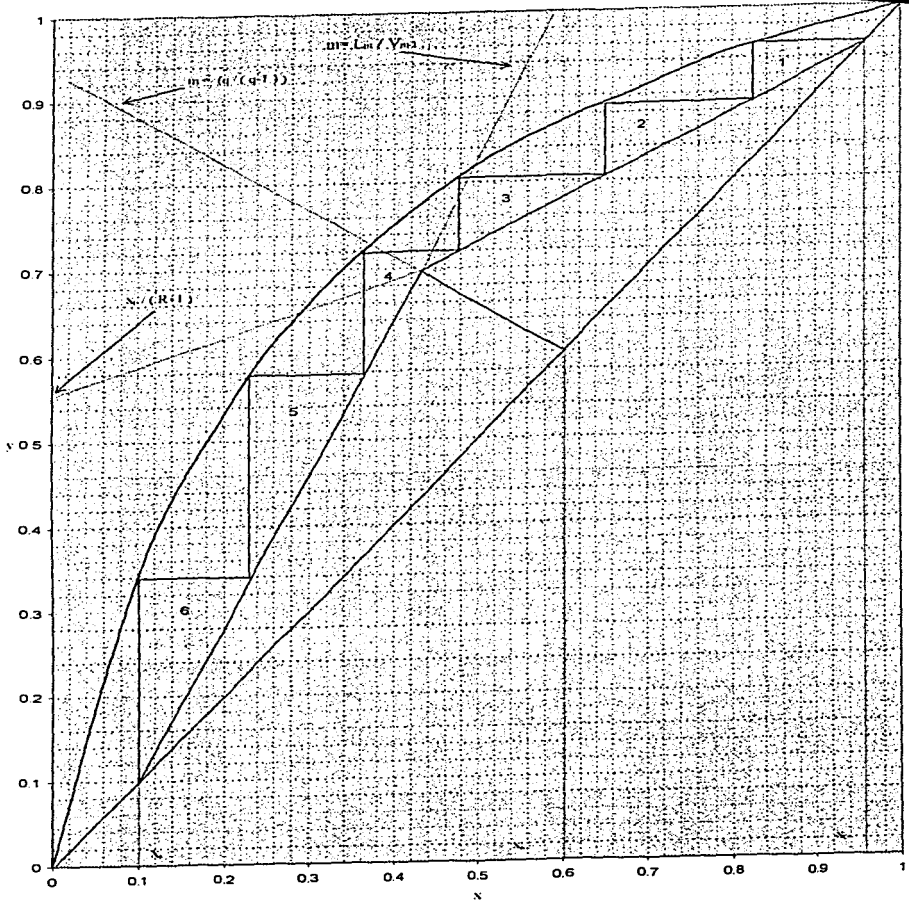


TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Trazo de la Línea de Agotamiento (Tercer paso)



Trazo de los Platos Ideales (Cuarto paso)



Reflujo Total y Mínimo

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 del destilado y del fondo. 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

$$R_R = \frac{L_D}{D}$$

Una de las condiciones límites que pueden expresarse es la del **Reflujo Total**, esto es cuando no se retira ningún producto por el domo y todo el líquido condensado que se obtiene se vuelve a introducir en la columna, teniendo por ello la 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 esta condición $D = 0$

Por lo tanto $V_{n+1} = L_n$

Y la línea de operación $\frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_D$

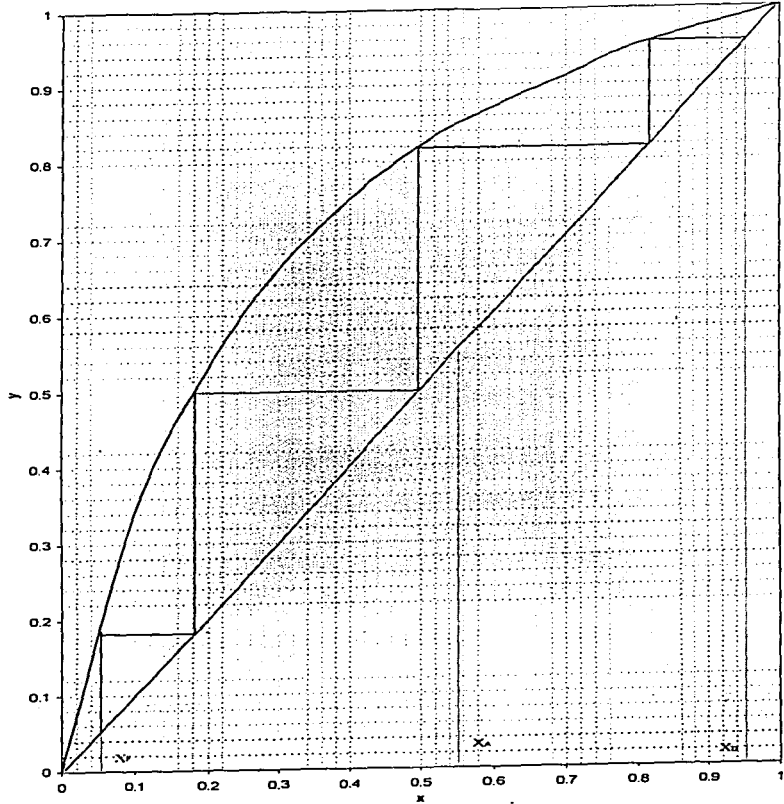
$$y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n} x_n + 0$$

$$y_{n+1} = x_n$$

Entonces la línea de operación de la sección de operación y de la sección de enriquecimiento se transforma en la línea diagonal de 45° . El número de platos teóricos que se requieren se obtiene, como antes, escalonando los platos del destilado hasta los fondos.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Platos Mirísimos



Como se observa en el diagrama, esto proporciona el número mínimo de platos que pueden utilizarse para obtener cierta separación, pero da como resultado el máximo condensador y el máximo rehornador, 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.

Reflujo Mínimo

A menor reflujo se obtiene mayor 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.

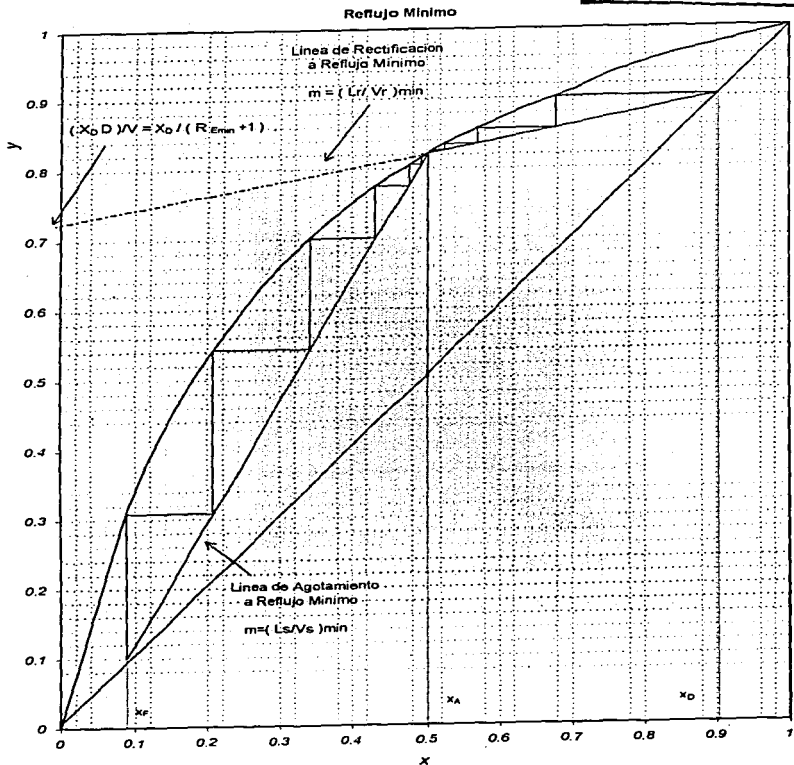
Para la relación de reflujo mínimo se hace infinito el número de platos y por lo tanto el costo del equipo se dispara.

Para el reflujo total, el número de platos es un mínimo, pero el diámetro de la torre es el máximo, lo que corresponde a un costo máximo de la torre, así como el máximo en servicio, como vapor y agua de enfriamiento para el condensador.

Para el reflujo mínimo, el número de platos es máximo, lo que nuevamente produce un costo máximo. Estos son los límites de operación de la torre. La relación de reflujo que debe usarse en la realidad debe estar comprendida entre estos límites.

Para seleccionar el valor apropiado del reflujo, se efectúa un balance económico de los costos fijos y de operación de la torre. Se ha encontrado así que la relación óptima de reflujo está comprendida entre 1.2 y 1.5 veces el reflujo mínimo.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



Problema 1

Una compañía planea producir metil, isobutil, cetona (MIBK) por hidrogenación y condensación catalítica de la acetona en fase gaseosa. En ese proceso se obtiene también diisobutil, cetona (DIBK). La mezcla de MIBK y de DIBK debe separarse por destilación.

A la torre se alimentarán 4800 kg/h de la mezcla a 15.5 °C y con 14.8 % en peso de MIBK y el resto de DIBK. Si se quiere operar a dos veces el reflujo mínimo, y obtener unos fondos con 0.76 % peso de MIBK y un destilado con 86.3 % en mol de MIBK. ¿Cuántos serán los platos ideales para tal separación, si la presión de operación del domo es de 1 atm y la del fondo de 1.1 atm? Si se tiene un Cp de alimentación de 0.459 kcal/kg °C

Datos

$$PM_{MIBK} = 100 \text{ kg/kg mol}$$

$$PM_{DIBK} = 142 \text{ kg/kg mol}$$

$$Cp \text{ alimentación} = 0.459 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{MIBK} = 9896 \text{ kcal/kg mol}$$

$$\lambda_{DIBK} = 10623 \text{ kcal/kg mol}$$

Constantes de Antoine

	A	B	C
MIBK	7.103	1402.4	217
DIBK	6.843	1338	170

Ecuación utilizada :

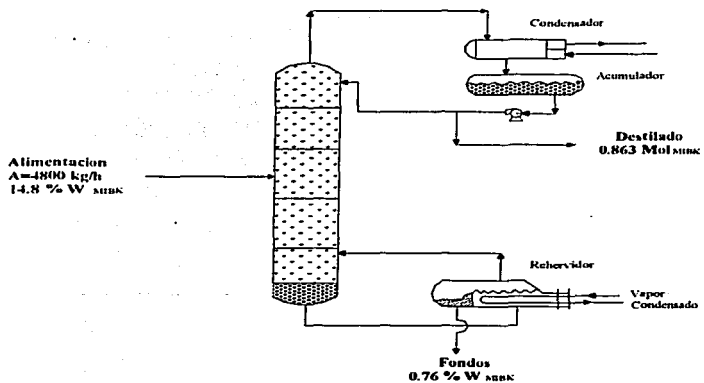
$$\log P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T+C}$$

Donde : P= mm Hg

T= °C

Datos de equilibrio:

X MINK	Y MINK
0	0
0.1	0.34
0.2	0.53
0.3	0.66
0.4	0.75
0.5	0.82
0.6	0.87
0.7	0.91
0.8	0.95
1.0	1.0



UNIVERSIDAD NACIONAL
DE LA EXPERIMENTAL

Balance de materia

Cambiando todo a base molar:

$$n_{A \text{ MIBK}} = \frac{4800 + 0.148}{100} = 7.104 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$n_{A \text{ DIBK}} = \frac{4800 * 0.852}{142} = 28.8 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$n_A = 7.104 + 28.8 = 35.904 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$x_{A \text{ MIBK}} = \frac{7.104}{35.904} = 0.197$$

$$x_{A \text{ DIBK}} = 1 - 0.197 = 0.803$$

$$x_F = \frac{\left(\frac{0.0076}{100}\right)}{\left(\frac{0.0076}{100}\right) + \left(\frac{0.9924}{142}\right)} = 0.01075$$

$$A = D + F$$

$$Ax_A = Dx_D + Fx_F$$

$$35.904 = D + F$$

$$35.904(0.197) = 0.863D + 0.0076F$$

Resolviendo por ecuaciones simultaneas:

$$35.904 = D + F$$

$$7.073 = 0.863D + 0.01075F$$

$$D = 7.846 \text{ kgmol/h}$$

$$F = 28.057 \text{ kgmol/h}$$

Línea de Alimentación

Se calcula la temperatura de ebullición de la mezcla en la alimentación, mediante el cálculo de Temperatura de Burbuja.

Datos:

$$P = 1.1 \text{ atm} = 836 \text{ mm Hg}$$

$$x_{\text{MIBK A}} = 0.197$$

$$x_{\text{DMK A}} = 0.803$$

Obteniendo como resultado : $T_{\text{burb}} = 152 \text{ }^\circ\text{C}$

Peso molecular de la Alimentación

$$PM_A = (100 * 0.197) + (142 * 0.803) = 133.726 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}}$$

Entalpia de la Alimentación

$$H_A = 0.459 * 133.726 * 15.5 = 951.393 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

Entalpia del Líquido Saturado

$$H_{Ls} = 0.459 * 133.726 * 152 = 9329.7955 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

Calor Latente de la Mezcla

$$\lambda_m = (9896 * 0.197) + (10623 * 0.803) = 10479.78 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

Entalpia del Vapor Saturado

$$H_{Vs} = 9329.7955 + 10479.781 = 19809.5765 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

Cálculo de la condición de alimentación " q "

$$q = \frac{H_{Vs} - H_A}{H_{Vs} - H_{Ls}}$$
$$= \frac{19809.576 - 951.393}{19809.576 - 9329.795}$$

$$q = 1.8 \rightarrow \text{Líquido Subenfriado}$$

Ecuación de la línea de alimentación

$$y' = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_{\text{A0BK},s}}{q-1}$$

$$y' = \frac{1.8}{1.8-1} x - \frac{0.197}{1.8-1}$$

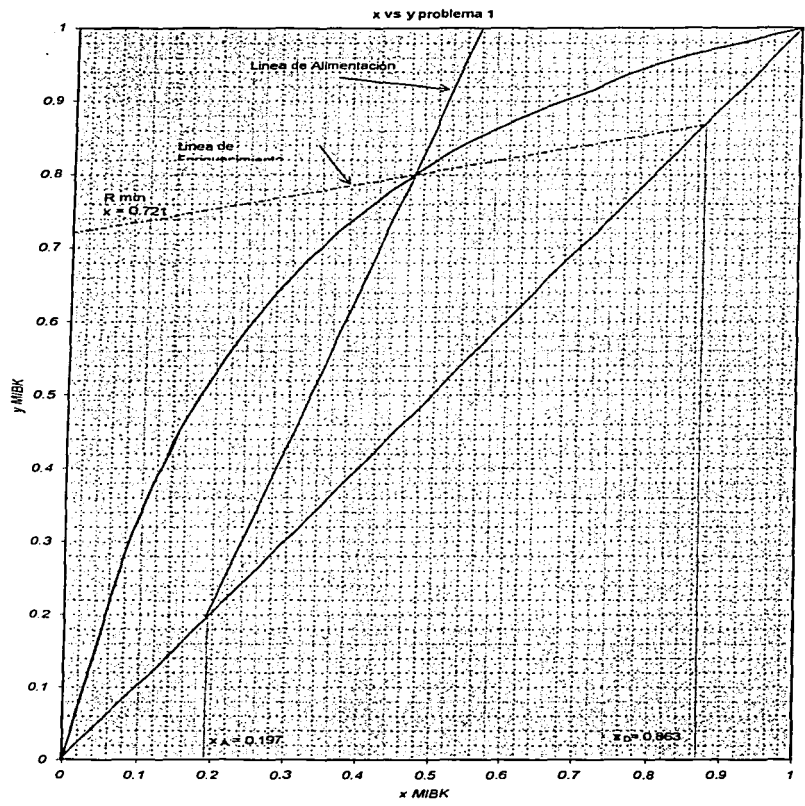
$$y = 2.25 x - 0.246$$

Dando valores a la ecuación de la línea de Alimentación , para poder graficarla ,se obtienen los siguientes valores

$$y = 2.25 x - 0.246$$

x	y
0.197	0.197
0.3	0.429
0.4	0.654
0.5	0.879
0.56	1.00

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



A partir de la línea de Enriquecimiento a reflujo mínimo se obtiene que $x = 0.72$

$$\frac{x_D}{R_{MIN} + 1} = 0.72$$
$$x_D = 0.72 * (R_{MIN} + 1)$$

$$R_{MIN} + 1 = \frac{x_D}{0.72}$$
$$= \frac{0.863}{0.72} - 1$$

$$R_{MIN} = 0.198$$

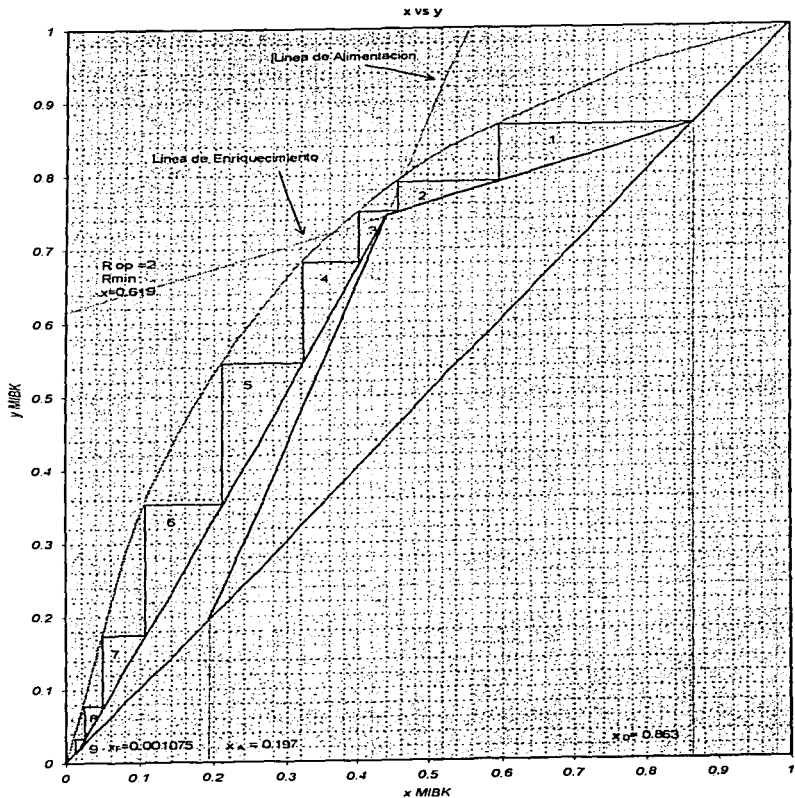
Como $R_{OP} = 2 R_{MIN}$

$$R_{OP} = 2 * 0.198 = 0.396$$

Este valor se sustituye en la ecuación para obtener el nuevo valor, que es el sitio donde la línea de enriquecimiento toca al eje de la y

$$\frac{x_D}{R + 1} = \frac{0.863}{0.96 + 1} = 0.618$$

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



Resultado

De acuerdo al diagrama anterior se requieren 6 etapas ideales y la alimentación entra a la columna en la tercera etapa.

Métodos Simplificados

El número mínimo de platos ideales se puede calcular por el método de **Fenske**:

$$82) \quad N_{min} = \frac{\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_F}{x_F} \right) \right]}{\log \alpha}$$

En donde :

x_D = Composición del componente más volátil en el destilado

x_F = Composición en los fondos

α = volatilidad relativa.

El reflujo mínimo puede obtenerse mediante la ecuación de **Underwood**.

$$83) \quad R_{min} = \left(\frac{1}{\alpha - 1} \right) \left[\frac{x_D}{x_A} - \alpha \left(\frac{1-x_D}{1-x_A} \right) \right]$$

Por último, el número de etapas ideales se puede obtener mediante la ecuación de **Gilliland**.

$$84) \quad \frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

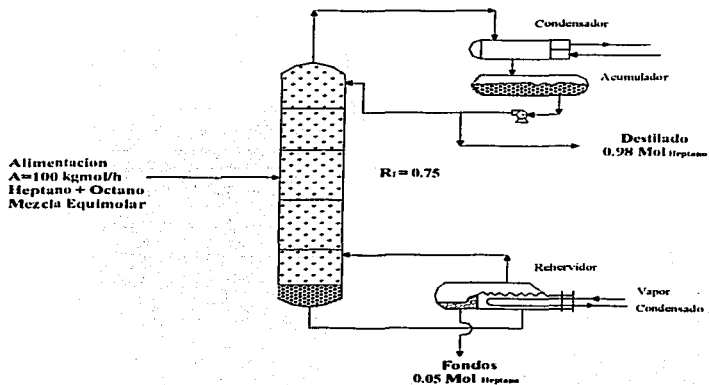
En donde N es el número de platos que se debe usar si se emplea el reflujo R.

Problema 2

Una mezcla equimolar de 100 kg mol/hr de Heptano y Octano, entra como alimentación a una columna que opera a la presión de 1 atmósfera.

Se desea obtener un producto destilado que contenga 98 % mol de Heptano y unos fondos con 5 % mol de Heptano. La alimentación entra a la columna a la temperatura normal de ebullición. El vapor procedente de la primera etapa entra a un condensador total, una parte del condensado vuelve a la columna a su temperatura de condensación y otra sale como producto destilado, de tal modo que la relación de reflujo interno es de 0.75 considerando una volatilidad relativa $\alpha=2.2$.

Determinar el número de etapas teóricas necesarias



Balance

$$A = D + F$$

$$Ax_A = Dx_D + Fx_F$$

$$100 = D + F$$

$$100(0.5) = 0.98D + 0.05F$$

Resolviendo las ecuaciones simultaneas :

$$D = 48.3871 \text{ kgmol / hr}$$

$$F = 51.6129 \text{ kgmol / hr}$$

$$\frac{L}{V} = 0.75$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{\frac{1}{(L/V)} - 1} = \frac{1}{\frac{1}{0.75} - 1} = 3$$

Para trazar la línea de Rectificación se calcula la intersección de dicha línea y el eje " y ":

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.98}{3+1} = 0.245$$

Métodos Cortos

Numero mínimo de platos teóricos

$$N = \frac{\log \left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_F}{x_F} \right) \right]}{\log \alpha}$$

$$N = \frac{\log \left[\left(\frac{0.98}{1-0.98} \right) \left(\frac{1-0.05}{0.05} \right) \right]}{\log 2.2} = 8.67$$

Numero de platos minimos = 8.67

Reflujo Mínimo

$$R_{\min} = \left(\frac{1}{\alpha - 1} \right) \left[\left(\frac{x_D}{x_A} \right) - \alpha \left(\frac{1 - x_D}{1 - x_A} \right) \right]$$

$$R_{\min} = \left(\frac{1}{2.2 - 1} \right) \left[\left(\frac{0.98}{0.5} \right) - 2.2 \left(\frac{1 - 0.98}{1 - 0.5} \right) \right]$$

$$R_{\min} = 1.56$$

Platos ideales

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R_{\text{Op}} - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

$$\frac{N - 8.67}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{3 - 1.56}{3 + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.3533$$

$$N - N_{\min} = 0.3533 N + 0.3533$$

$$N - 8.668 = 0.3533 N + 0.3533$$

$$0 = 0.3533 N + 0.3533 + 8.668 - N$$

$$0 = -0.6467N + 9.0213$$

$$0.6467N = 9.0213$$

$$N = 13.9497$$

Datos para la curva de equilibrio

$$\log P = A - \frac{B}{T + C}$$

donde

$$P = \text{mm Hg}$$

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

	A	B	C	T eb °C
C ₇ H ₁₆	6.89385	1264.370	216.636	98.45
C ₈ H ₁₈	6.90940	1349.820	209.385	125.65

P sistema = 760 mm Hg

Para 100 °C

$$p_a x_a + p_b (1 - x_a) = P$$

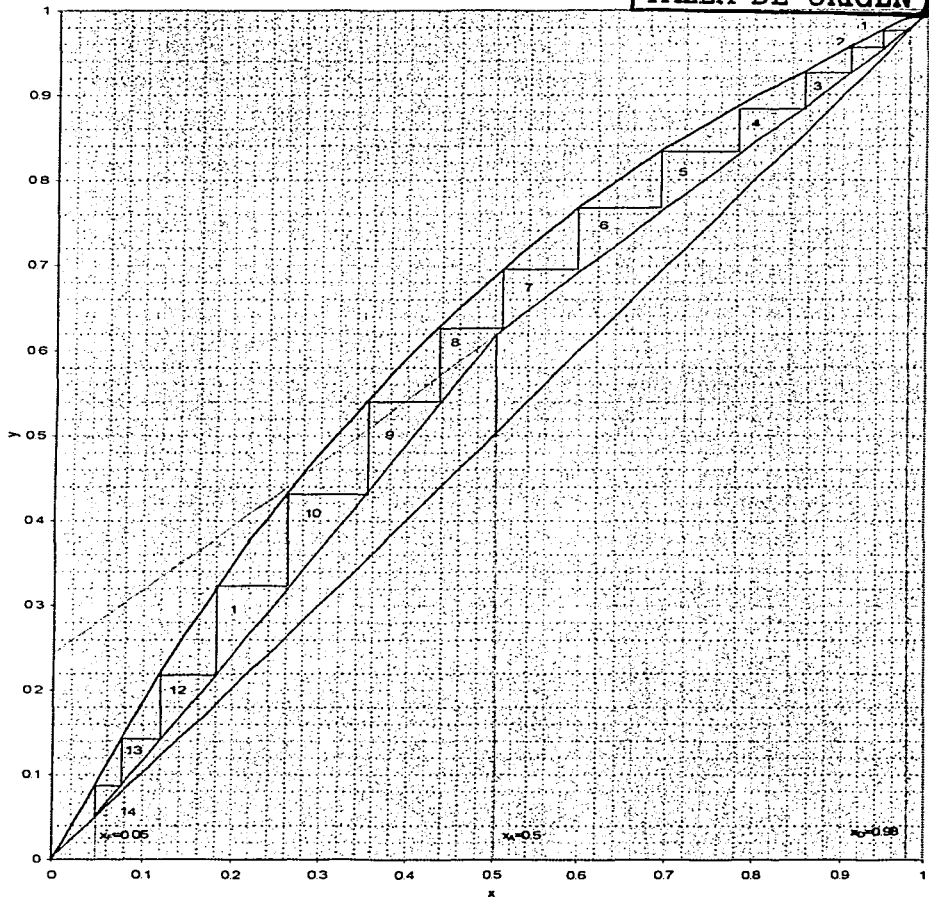
$$x_a = \frac{P - p_b}{p_a - p_b} = \frac{760 - 351.954}{795.638 - 351.954} = 0.92$$

$$y_a = \frac{p_a}{P} x_a = \frac{795.638}{760} * 0.92 = 0.963$$

Temperatura °C	Presión mmHg Heptano	Presión mmHg Heptano	x	y
98.45	760.453	334.594	0.999	1
100	795.638	351.954	0.92	0.963
105	917.891	412.928	0.687	0.83
110	1054.304	482.047	0.486	0.674
115	1205.942	560.058	0.31	0.491
120	1373.894	647.737	0.155	0.279
125.65	1584.713	759.464	0	0

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

x vs y



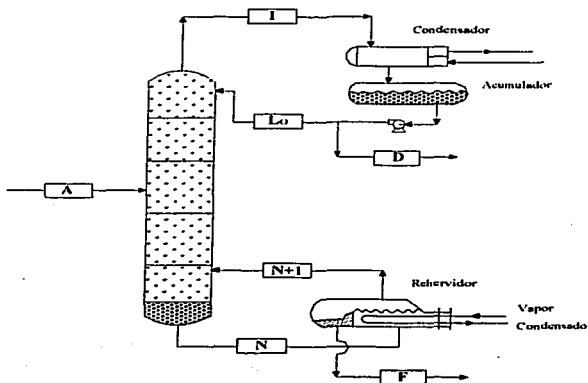
Resultados

Por el método gráfico de Mc. Cabe-Thiele se obtuvieron 14 etapas teóricas, en tanto que por métodos cortos se obtuvieron 13.94 etapas teóricas.

Calor Requerido en la Destilación

Uno de los cálculos requeridos en el diseño de columnas de destilación, es el calor necesario para lograr la destilación, esto es, el cálculo térmico del rehervidor, el otro cálculo necesario es el del agua de enfriamiento requerida en el condensador.

Al operar la columna adiabáticamente, los únicos cambio térmicos producidos, se llevan a cabo en el rehervidor y en el condensador.



Balance de Energía

$$85) \quad AH_i + Q_R = DH_D + FH_F + Q_C$$

Balance en el Condensador

$$86) \quad V_1 H_1 = L_0 H_0 + DH_D + Q_C$$

Pero

$$V_1 = L_0 + L_D$$

$$R_R = \frac{L_D}{D}$$

$$L_0 = R_R D$$

$$H_0 = H_D$$

$$87) \quad Q_C = V_1 (H_1 - H_0)$$

Si se utiliza agua en el condensador:

$$88) \quad V_1(H_1 - H_0) = L_{H_2O} C_{p_{H_2O}} (T_s - T_e)$$

En donde T_s y T_e son las temperaturas de salida y de entrada del agua en el condensador .

Balance en el Rehervidor

$$L_N H_N + Q_R = V_{N+1} H_{N+1} + F H_F$$

$$L_N = V_{N+1} + F$$

$$89) \quad Q_R = V_{N+1} H_{N+1} + F H_F - L_N H_N$$

Si se utiliza vapor como medio de calentamiento en el rehervidor , y si este cede su calor latente

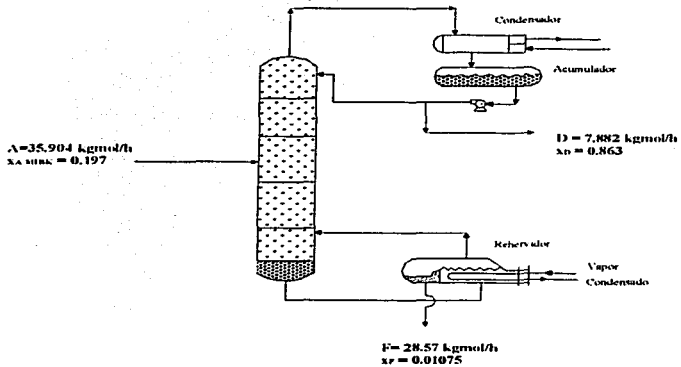
$$90) \quad Q_R = V_{VAPOR} (H_e - H_s)$$

En donde H_e y H_s son las entalpias del vapor entrante y saliente del rehervidor.

Problema 3

En el problema 1 ¿ Cual será la cantidad de vapor de calentamiento requerida, si se utiliza un vapor saturado de 12 psia ?

¿ Cual será la cantidad de agua de enfriamiento requerida en el condensador, si entra a 20°C y sale a 50°C, si la columna opera con un reflujo $L/D=0,43$



Solución

Temperatura de ebullición del Fondo

$$P_T = P_{MIBK}^* x_{MIBK} + P_{DIBK}^* x_{DIBK}$$

$$760(1.1) = P_{MIBK}^* (0.01075) + P_{DIBK}^* (0.98925)$$

Realizando los cálculos necesarios para determinar el punto de burbuja se llega a:

$$T_F = T_{\text{burbuja}} = 170.16^\circ\text{C}$$

Temperatura de condensación del destilado

$$I = \frac{0.863(760)}{P_{MIBK}^*} + \frac{0.137(760)}{P_{DIBK}^*}$$

Determinado el punto de rocío se llega a:

$$T_D = T_{\text{rocío}} = 130^\circ\text{C}$$

Entalpia del Fondo

$$\begin{aligned} H_F &= C_{P_A} * [(PM_{MIBK} x_{MIBK}) + (PM_{DIBK} x_{DIBK})] * T_F \\ &= 0.459[(100 * 0.01075) + (142 * 0.98925)] * 170.16 \end{aligned}$$

$$H_F = 11055.42478 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

Entalpia del Destilado

$$\begin{aligned} H_D &= C_{P_A} * [(PM_{MIBK} x_{MIBK}) + (PM_{DIBK} x_{DIBK})] * T_D \\ &= 0.459[(100 * 0.863) + (142 * 0.137)] * 130 \end{aligned}$$

$$H_D = 6310.34118 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

Entalpia de los vapores salientes del plato 1

$$\begin{aligned} H_{VSP} &= H_D + y_{MIBK} \lambda_{MIBK} + y_{DIBK} \lambda_{DIBK} \\ &= 6310.34118 + (0.863 * 9896) + (0.137 * 10623) \end{aligned}$$

$$H_{VSP} = 16305.94018 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

Calor retirado en el condensador

$$V = D + R \\ = 7.846 + (0.43 * 7.846)$$

$$V = 11.21978 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$V(H_{VSP} - H_D) = L_{\text{agua}} C_{p_{\text{agua}}} (T_s - T_c)$$

$$L_{\text{agua}} = \frac{11.21978 * (16305.94018 - 6310.34118)}{1 * (55 - 20)}$$

$$L_{\text{agua}} = 3204.24062 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_C = L_{\text{agua}} C_{p_{\text{agua}}} (T_s - T_c) \\ = 3204.24062 * 1 * (55 - 20)$$

$$Q_C = 112148.4217 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Calor requerido en el rehevador

$$A H_A + Q_R = F H_F + D H_D + Q_C$$

$$Q_R = (28.057 * 11055.42478) + (7.846 * 6310.34118) + 112148.4217 - (35.904 * 951.393)$$

$$Q_R = 437682.5974 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

De tablas de vapor

$$\lambda = 476 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$V_{\text{a utilizar}} = \frac{437682.5974}{476} = 919.501255 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

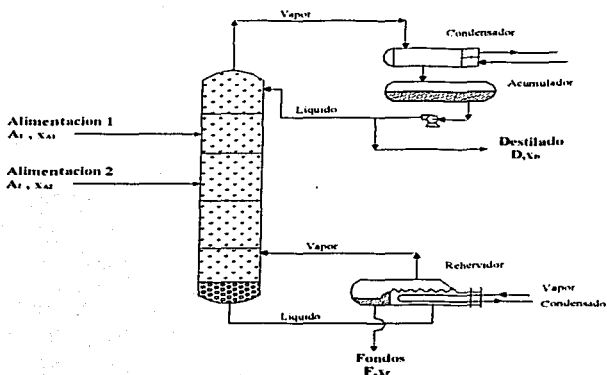
Resultado

Se requiriran 919.5 kg/h de vapor y 3204.24 kg/h de agua de enfriamiento

Casos Especiales del Método de Mc.Cabe -Thiele

Alimentaciones Múltiples

Cuando se deben procesar varias corrientes de la misma mezcla binaria, pero con diferentes composiciones, la forma más eficiente de hacerlo es introduciendo cada corriente por separado a la columna, pero de forma tal que cada una se introduzca en la etapa que tenga la composición más cercana a la alimentación.



En el equipo anterior, el balance resultaría:

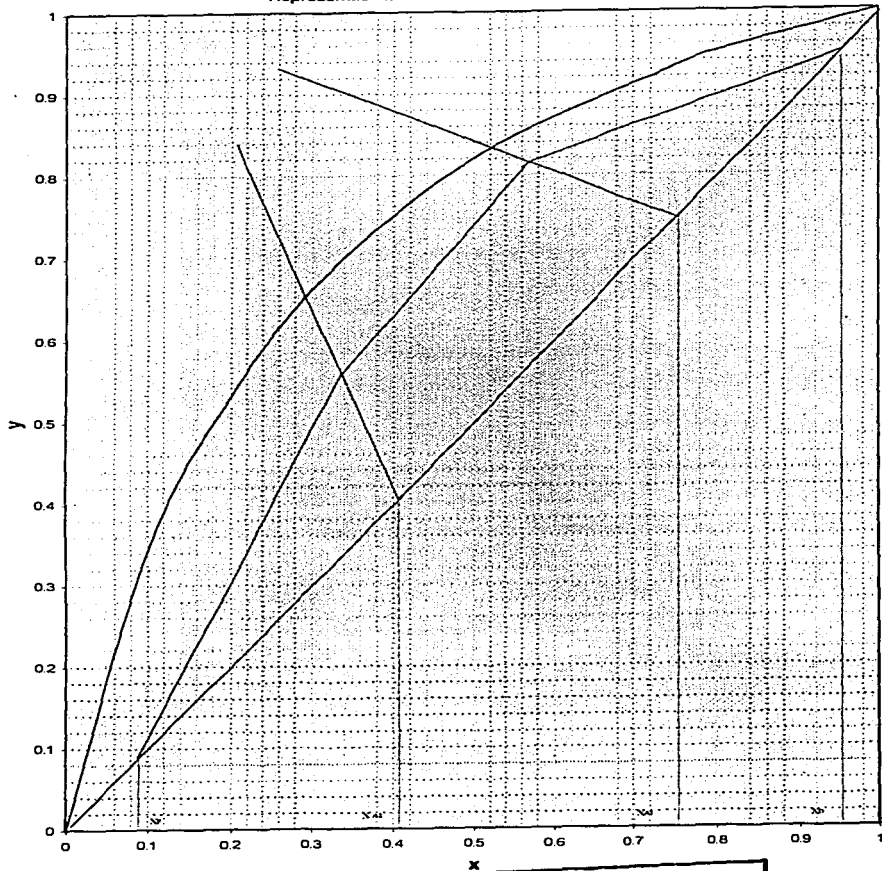
$$91) \quad A_1 + A_2 = D + F$$

$$92) \quad A_1 x_1 + A_2 x_2 = D x_D + F x_F$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En la columna anterior, se tendrían tres líneas de operación y dos de alimentación, en un diagrama de equilibrio se puede representar como:

Representacion de las dos lineas de Alimentacion



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La forma más conveniente de efectuar los trazos, es considerar que las corrientes de alimentación A1 y A2 se mezclan. Como resultado de ello, la composición de la mezcla de alimentación sería:

$$93) \quad x = \frac{A1 x_{A1} + A2 x_{A2}}{A1 + A2}$$

Y la línea de alimentación de la mezcla tendrán una pendiente

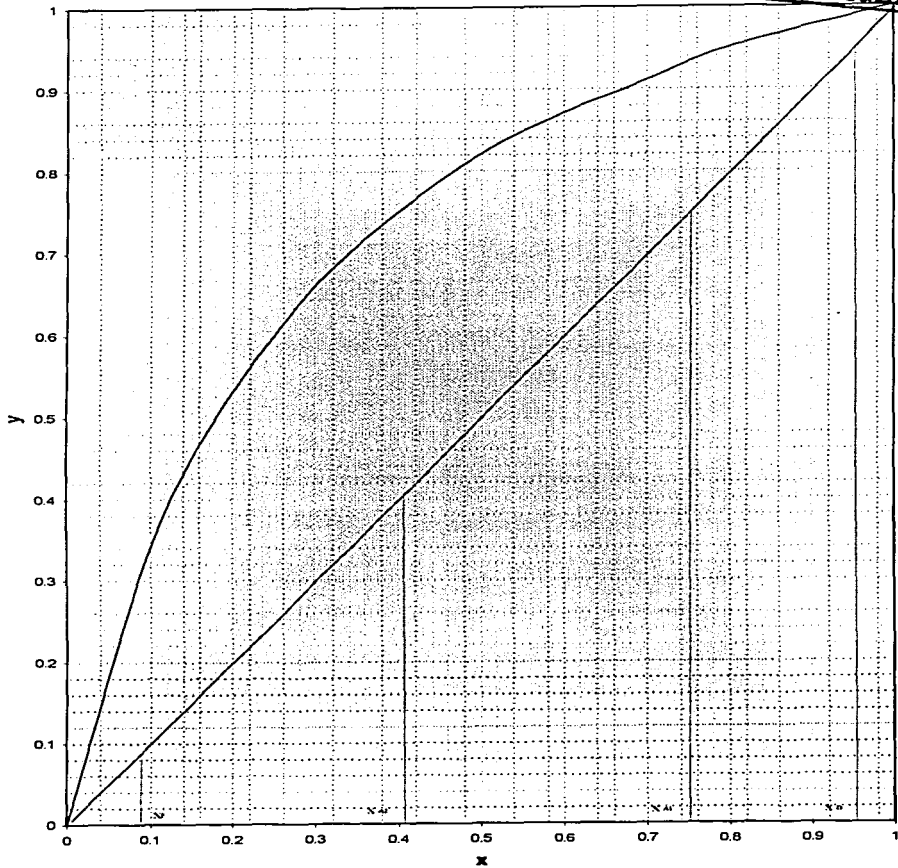
$$94) \quad \frac{q_M}{q_M - 1} = \frac{q_1 A1 + q_2 A2}{(q_1 - 1)A1 + (q_2 - 1)A2}$$

Con esas consideraciones, la forma de trazar las líneas de operación será la siguiente:

- 1) Ubicar los puntos de alimentación, destilado y fondo.
- 2) Trazar las líneas de alimentación de las diferentes corrientes.
- 3) Trazar la línea de enriquecimiento de acuerdo con el reflujo deseado.
- 4) Trazar la línea de alimentación de la mezcla.
- 5) Unir la línea de agotamiento con la de enriquecimiento en el punto en donde cortan a la línea de alimentación de la mezcla
- 6) Unir el punto en que la línea de enriquecimiento corta a x_{A1} con el punto en que la línea de agotamiento con la x_{A2}
- 7) Eliminar los trazos innecesarios y dibujar las etapas.

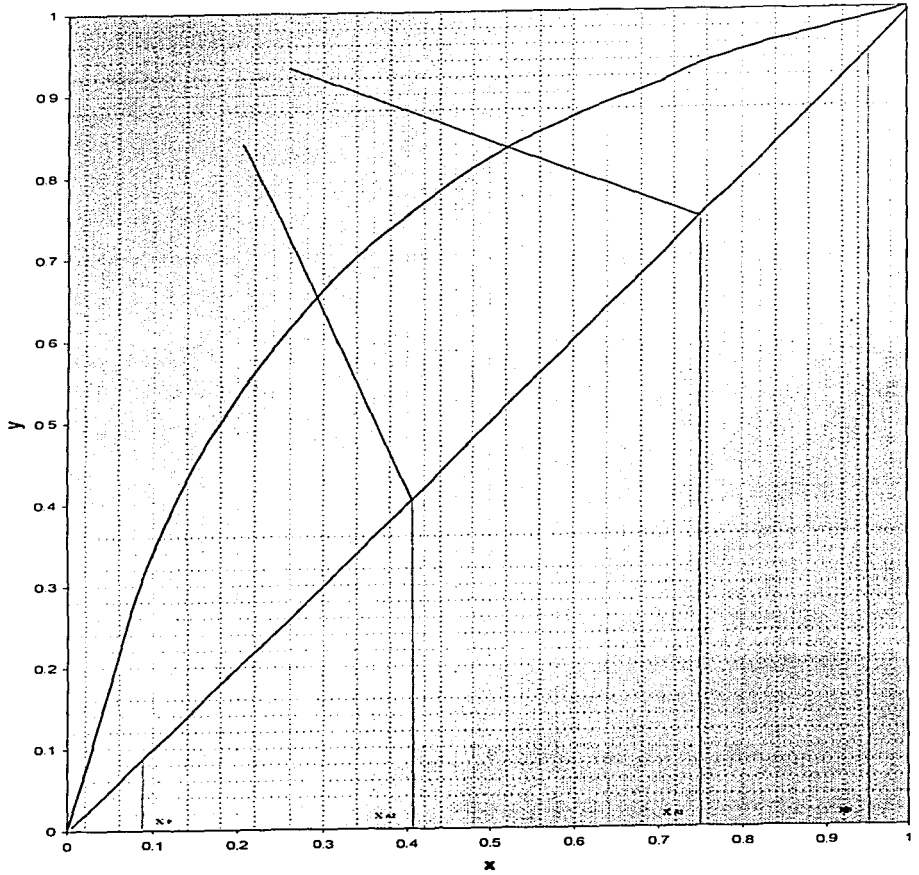
Ubicacion de los puntos de alimentacion, destilado

TESIS CON
FALSA DE ORIGEN

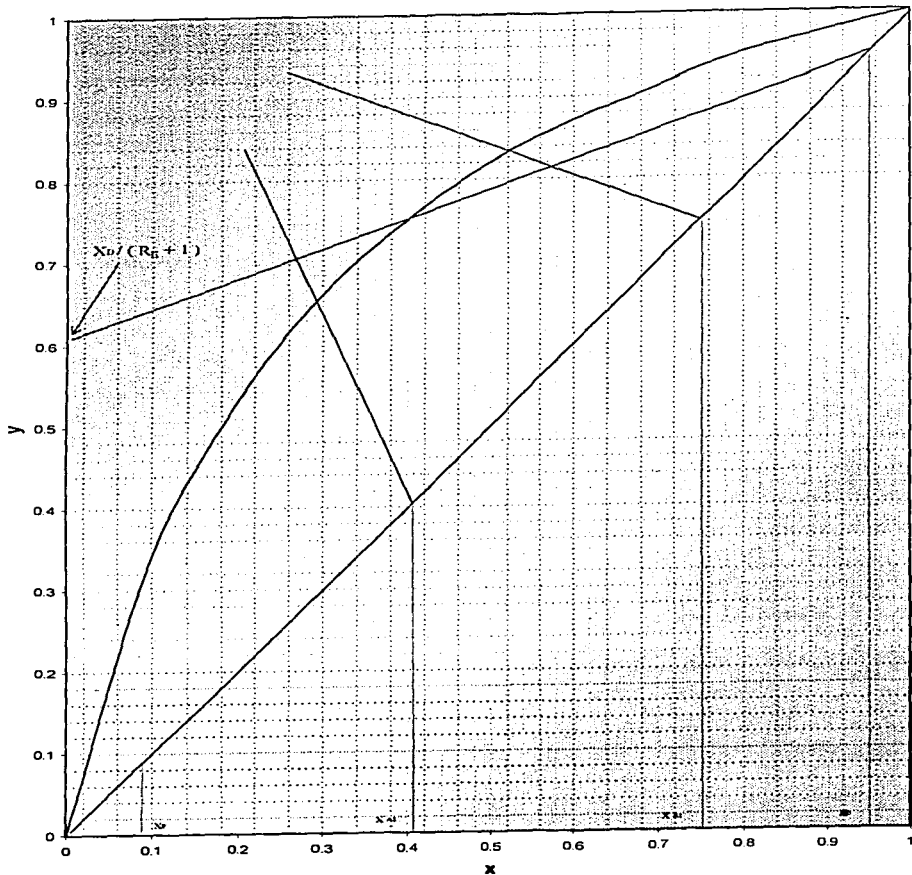


TESIS CON FALLA DE ORIGEN

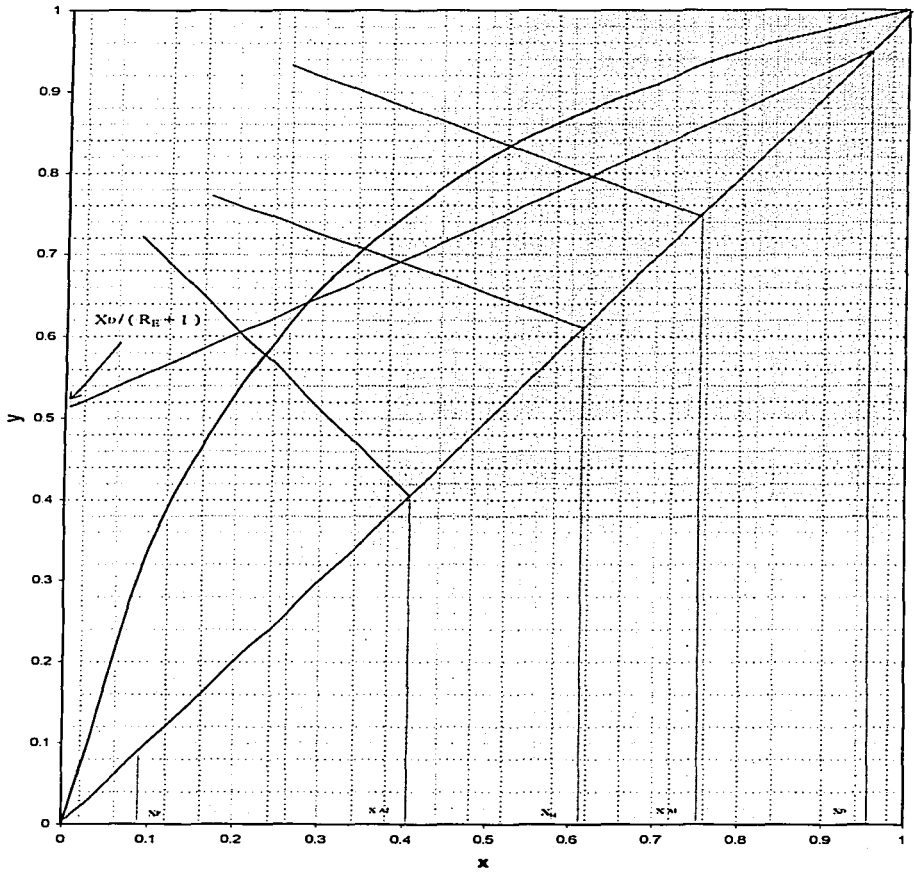
Trazo de las líneas de alimentación de las diferentes corrientes



Trazo de la línea de Enriquecimiento o de Rectificación

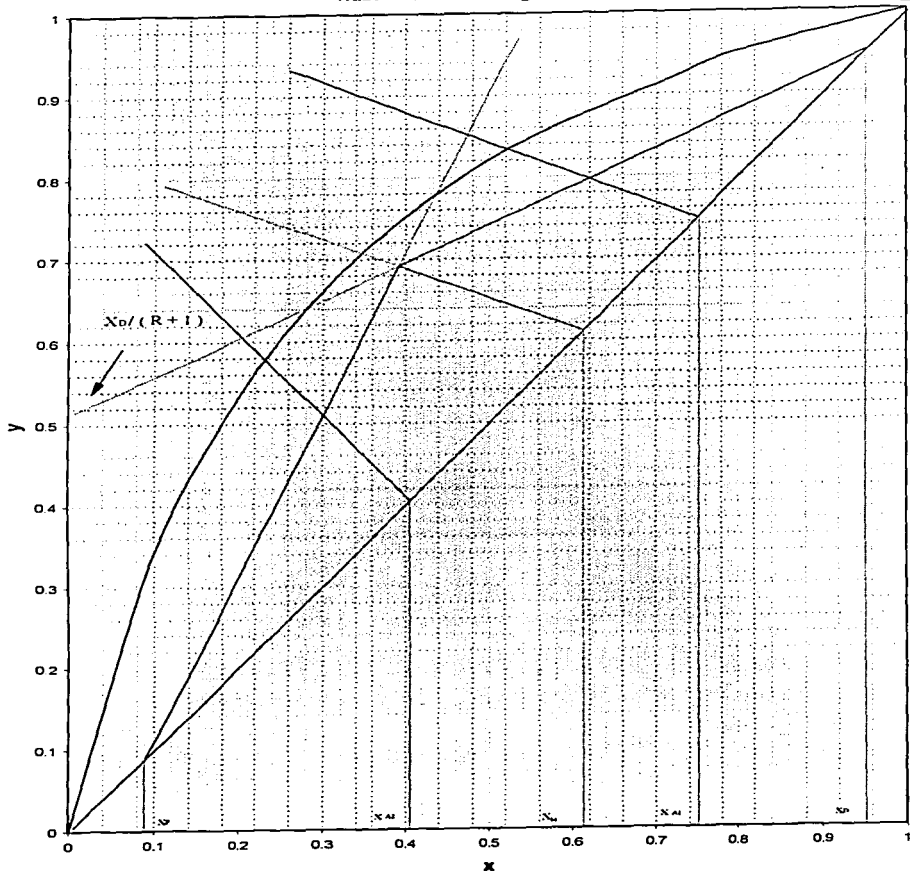


Trazo de la línea de alimentación de la Mezcla



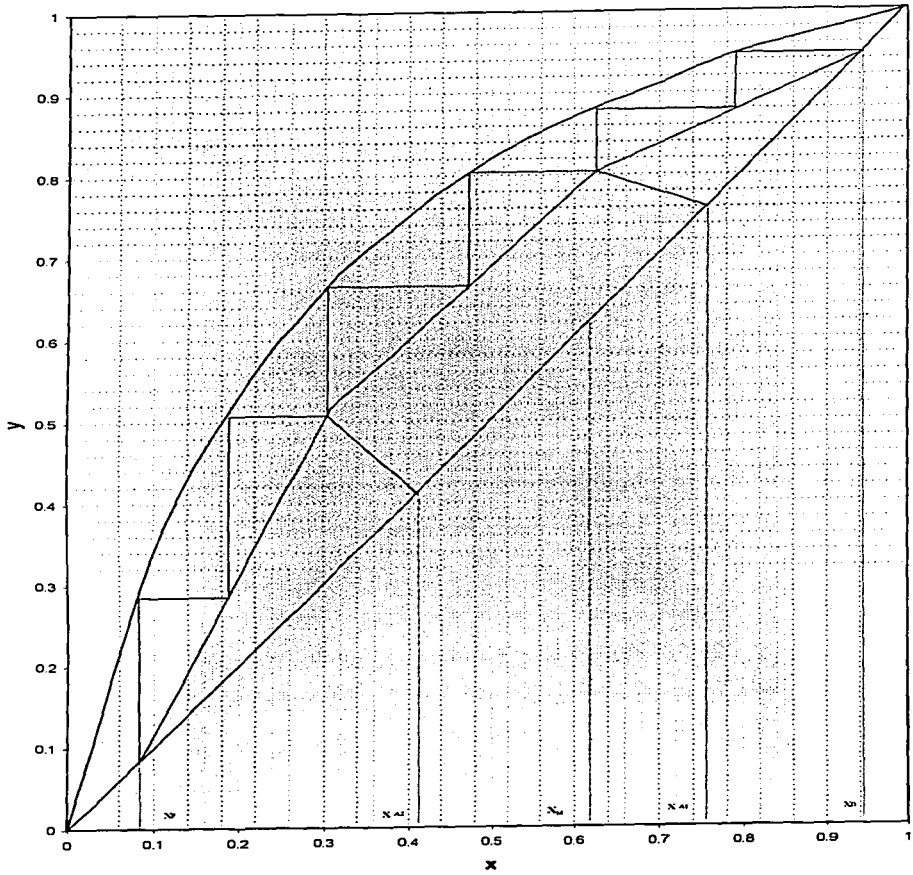
TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Trazo de la línea de Agotamiento



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Trazo de platos ideales



Problema 4

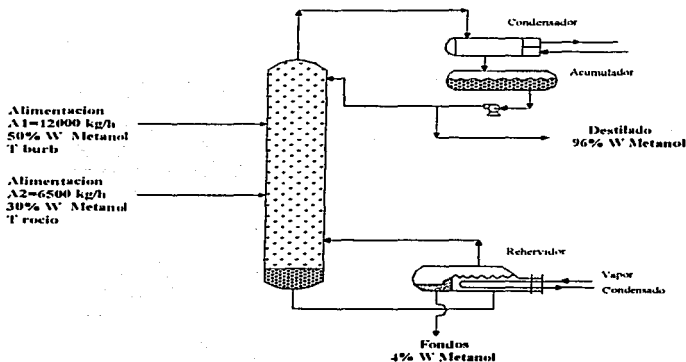
En una planta se manejan dos corrientes de una mezcla de metanol y agua, como alimentación, una de 12000 kg/h con 50 % peso de metanol y a su punto de burbuja, y la otra de 6500 kg/h con 30 % peso de metanol y a su punto de rocío.

Ambas corrientes se procesan en una sola columna de destilación de manera que el destilado posee 96 % peso de metanol y el fondo 4 % de metanol.

Si se emplea un condensador total y se opera a la presión atmosférica ¿ Cual será el numero de platos ideales que posea la columna de esa planta si el reflujo empleado es de 2.5?

Datos de equilibrio

x	0.02	0.06	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	0.95
y	0.013	0.3	0.42	0.57	0.66	0.72	0.78	0.82	0.87	0.91	0.95	0.98



$$PM_{H_2O} = 18 \text{ kg/kgmol}$$

$$PM_{CH_3OH} = 32 \text{ kg/kgmol}$$

$$n_{TA1} = \frac{12000(0.5)}{18} + \frac{12000(0.5)}{32} = 520.833 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}$$

$$x_{CH_3OH A1} = \frac{\frac{12000(0.5)}{32}}{520.833} = 0.36$$

$$x_{H_2O A1} = 1 - 0.36 = 0.64$$

$$n_{TA2} = \frac{6500(0.7)}{18} + \frac{6500(0.3)}{32} = 313.715 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}$$

$$x_{CH_3OH A2} = \frac{\frac{6500(0.3)}{32}}{313.715} = 0.194$$

$$x_{H_2O A2} = 1 - 0.194 = 0.806$$

$$x_{CH_3OH D} = \frac{\left[\frac{0.96}{32} \right]}{\left[\frac{0.96}{32} \right] + \left[\frac{0.04}{18} \right]} = 0.931$$

$$x_{H_2O D} = 1 - 0.931 = 0.069$$

$$x_{CH_3OH F} = \frac{\left[\frac{0.04}{32} \right]}{\left[\frac{0.04}{32} \right] + \left[\frac{0.96}{18} \right]} = 0.023$$

$$x_{H_2O F} = 1 - 0.023 = 0.977$$

Balance Total

$$A1 + A2 = D + F$$

$$A1 x_{\text{CH}_3\text{OH}A1} + A2 x_{\text{CH}_3\text{OH}A2} = D x_{\text{CH}_3\text{OH}D} + F x_{\text{CH}_3\text{OH}F}$$

$$520.833 + 313.715 = D + F$$

$$520.833(0.36) + 313.715(0.194) = 0.931 D + 0.023 F$$

$$834.548 = D + F$$

$$248.36 = 0.931 D + 0.023 F$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones

$$D = 252.385 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$F = 582.163 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$x_{\text{CH}_3\text{OH}M} = \frac{\left(\frac{12000(0.5)}{32} + \frac{6500(0.3)}{32} \right)}{520.833 + 313.715} = 0.297$$

$$x_{\text{H}_2\text{O}M} = 1 - 0.297 = 0.703$$

Línea de Alimentación

vapor saturado $q1 = 0 \rightarrow A2$

Líquido Saturado $q2 = 1 \rightarrow A1$

$$\frac{q_M}{q_M - 1} = \frac{q1A1 + q2A2}{(q1-1)A1 + (q2-1)A2}$$

$$\frac{q_M}{q_M - 1} = \frac{(1)(520.833) + (0)(313.715)}{(1-1)520.833 + (0-1)313.715}$$

$$\frac{q_M}{q_M - 1} = -1.66 \quad \text{Pendiente de la línea}$$

Conociendo la pendiente de la curva, además del punto por el que pasa la línea de "alimentación de la mezcla" $x = y = x_M$ que es (0.297, 0.297)

$$y_1 - y_2 = m(x_1 - x_2) \quad (\text{ec. punto - pendiente})$$

$$y_1 = m(x_1 - x_2) + y_2$$

para $x_1 = 0$

$$y_1 = -1.66(0 - 0.297) + 0.297$$

$$y_1 = 0.79$$

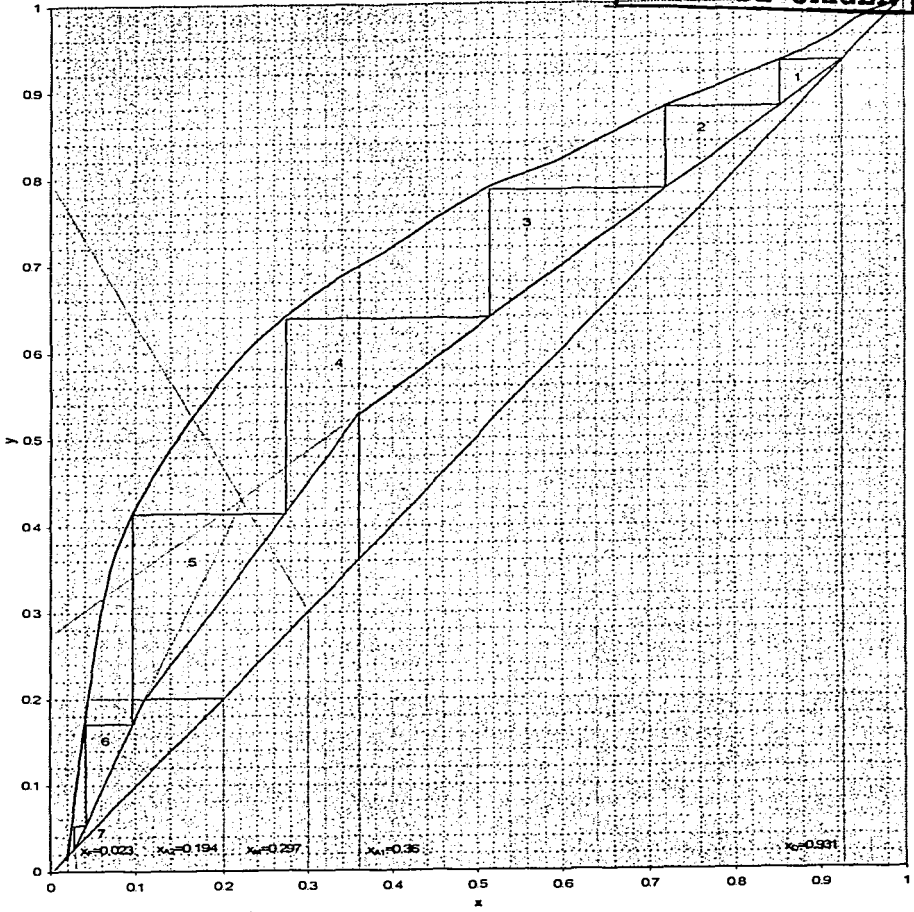
Entonces el segundo punto por el que pasa la línea de alimentación es (0, 0.79)

Reflujo

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.931}{2.5+1} = 0.266$$

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

x vs y



Resultado:

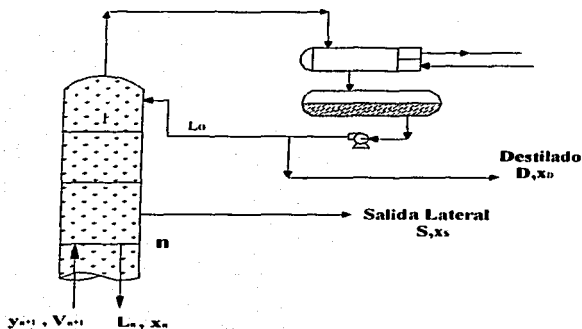
Se requieren 6 etapas ideales y un rehervidor

Extracciones Laterales

La extracción de una corriente lateral cambia el reflujo interno (L/V) de la misma forma que lo hace la introducción de una alimentación.

La extracción de una corriente lateral, solo puede hacerse del vapor saturado o del líquido saturado procedente de un plato, lo cual quiere decir que toma solo los valores de uno o cero y la pendiente de la extracción es vertical para una corriente líquida y horizontal para una de vapores.

La línea de operación por arriba de la corriente lateral debe intersectar a la línea de operación de la corriente lateral. Obsérvese el caso de una extracción por arriba de la alimentación



Balances

$$95) \quad V_{n+1} = D + S + L_n$$

$$96) \quad V_{n+1} y_{n+1} = Dx_D + Sx_s + L_n x_n$$

$$97) \quad y_{n+1} = \frac{L_n x_n}{V_{n+1}} + \frac{Dx_D + Sx_s}{V_{n+1}}$$

Para $x_n=0$

$$98) \quad y_{n+1} = \frac{Dx_D + Sx_S}{V_{n+1}}$$

Para $y=x$

$$x = \frac{L_n x_n}{V_{n+1}} + \frac{Dx_D + Sx_S}{V_{n+1}}$$

De donde

$$99) \quad x = \frac{Dx_D + Sx_S}{S + D}$$

La línea de extracción lateral en la sección de rectificación, pasará por los puntos:

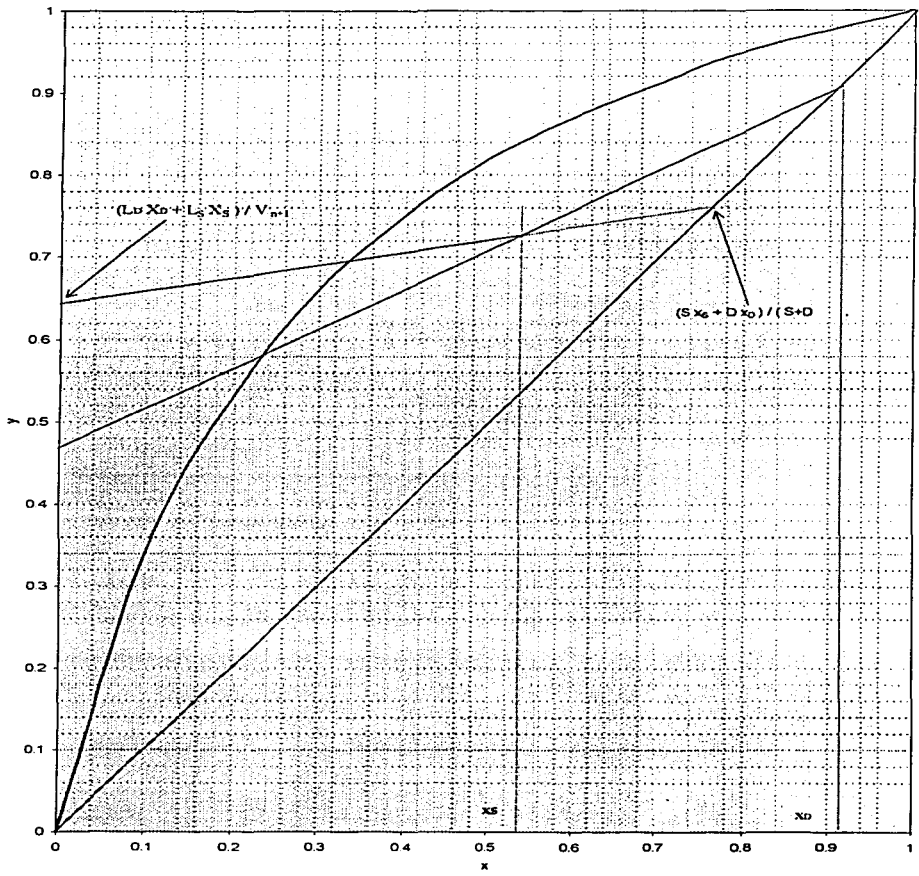
$$\left(0, \frac{Dx_D + Sx_S}{V_{n+1}} \right) \quad \text{y} \quad \left(\frac{Dx_D + Sx_S}{S + D}, \frac{Dx_D + Sx_S}{S + D} \right)$$

Si la extracción fuera por debajo de la alimentación, la nueva línea de operación pasaría por los puntos

$$\left(\frac{Fx_F + Sx_S}{F + S}, \frac{Fx_F + Sx_S}{F + S} \right) \quad \text{y} \quad \left(\frac{Fx_F + Sx_S}{L_n}, 0 \right)$$

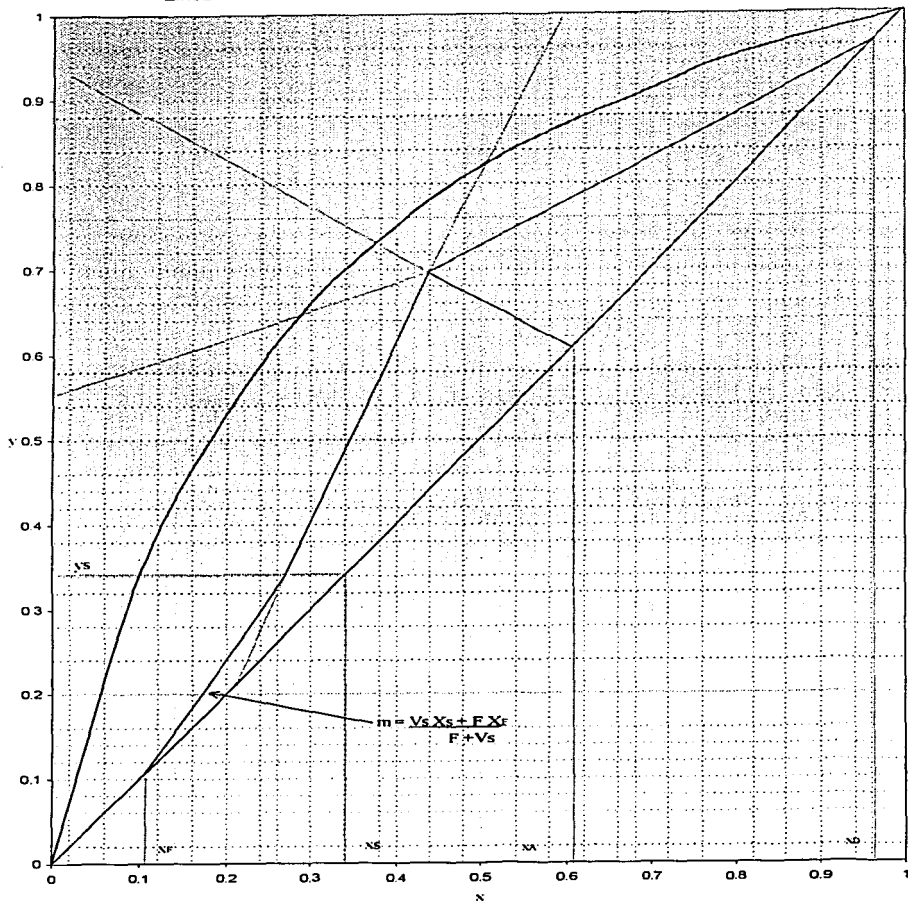
TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Representación grafica de la línea de Extracción Lateral de Líquido Saturado



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Linea de Extraccion Lateral de Vapor Saturado por debajo de la Alimentacion



Problema 5

En una destilería se deben de tratar 10000 lt/h, medidos a 15 °C, de una mezcla que contiene 18% en volumen de Etanol y el restante de agua.

La columna opera a la presión de 1 atm y se desea obtener un producto de domo con 80% mol de Etanol cuando el reflujo interno es de 0.818 y un fondo con 2% peso de Etanol.

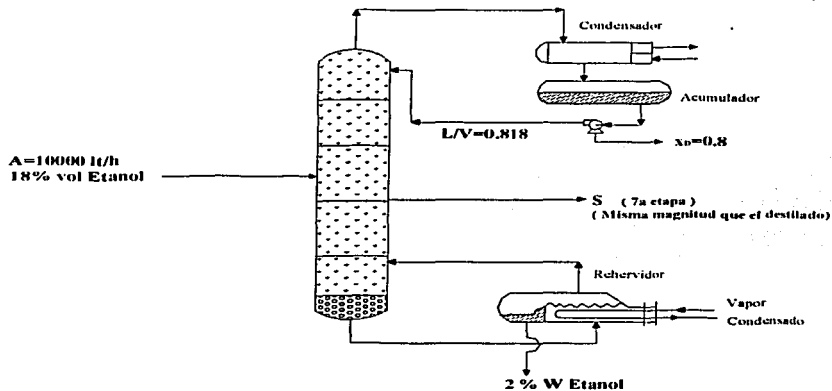
Además se necesita extraer una corriente líquida de la séptima etapa, de la misma magnitud que el destilado.

La alimentación se introduce como líquido a su punto de ebullición ¿cuántos platos se requieren?

Datos

Fracción Mol Etanol

x	0.01	0.03	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.85	0.89
y	0.1	0.23	0.32	0.44	0.53	0.57	0.61	0.65	0.7	0.75	0.82	0.85	0.89



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Reflujo Externo

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{\left[\frac{1}{\left(\frac{L}{V} \right) - 1} \right]}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{1}{\left[\frac{1}{(0.818)} - 1 \right]} = 4.494$$

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.8}{4.494+1} = 0.145$$

Del libro *Chemical Engineer Handbook* (Perry) se obtiene que la densidad de una solución al 18% volumen, medida a 15°C es de 0.97794 kg/lit y que el porcentaje en masa de alcohol es de 12.85%

$$\text{Alimentación} = 10000 \frac{\text{lit}}{\text{h}} * 0.97794 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 9779.4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

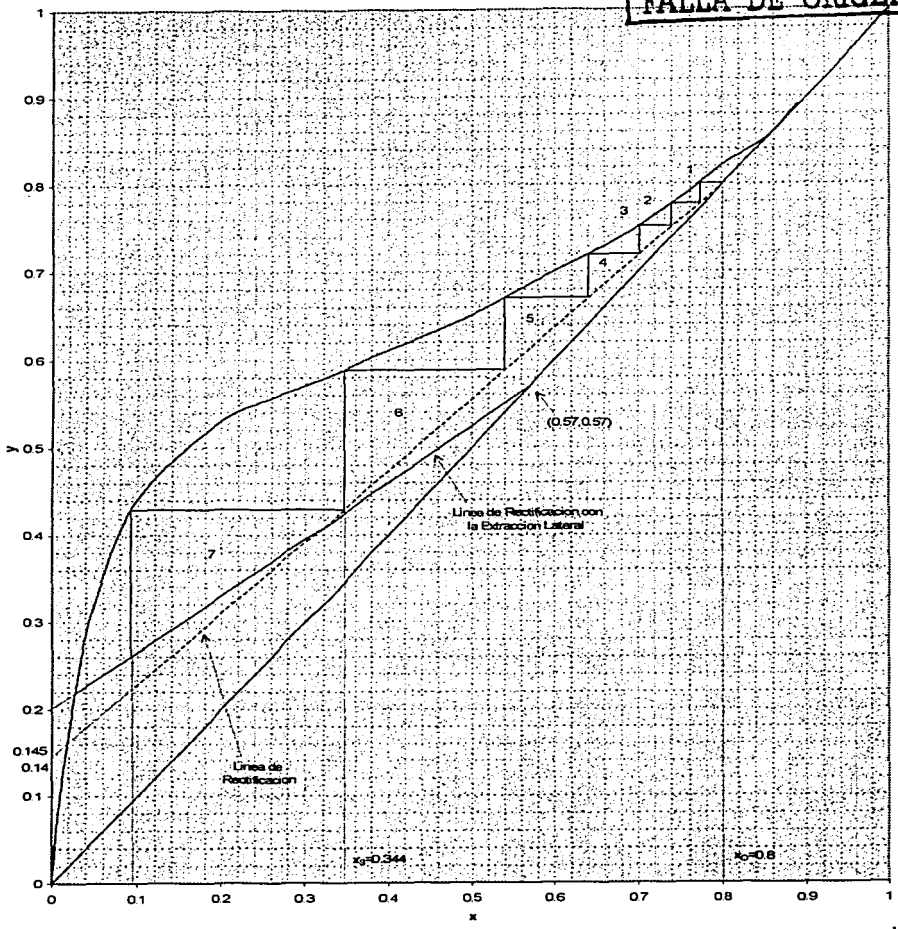
$$A = \frac{9779.4(0.1285)}{46} + \frac{9779.4(0.8715)}{18} = 500.804 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$x_{\text{ETANOL A}} = \frac{9779.4(0.1285)}{500.804} = 0.054$$

$$x_{\text{ETANOL F}} = \frac{\left(\frac{2}{46} \right)}{\left(\frac{2}{46} \right) + \left(\frac{98}{18} \right)} = 0.008$$

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

x vs y



Balance

$$A = D + S + F$$

$$A \times_{ETA} = D \times_{ETD} + S \times_{ETS} + F \times_{ETF}$$

De la grafica anterior se puede leer que $x_s = 0.34$

$$500.804 = 2D + F$$

$$500.804(0.054) = 0.8D + 0.34S + 0.008F$$

Si $S = D$ (de la misma magnitud)

$$500.804 = 2D + F$$

$$27.043 = 1.14D + 0.008F$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$D = 20.495 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$S = 20.495 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$F = 459.814 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

Coordenadas sobre la diagonal de 45°

$$x = y = \frac{20.495(0.34) + 20.495(0.8)}{2 * 20.495}$$

$$x = 0.57$$

$$y = 0.57$$

Para localizar la otra intersección con el eje " Y " de la nueva línea de rectificación

$$\frac{L}{D} = 4.494$$

$$L = D * 4.494 = 20.495 * 4.494$$

$$L = 92.104 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$\frac{L}{D} = 0.818$$

$$V = \frac{L}{0.818} = \frac{92.104}{0.818}$$

$$V = 112.596 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

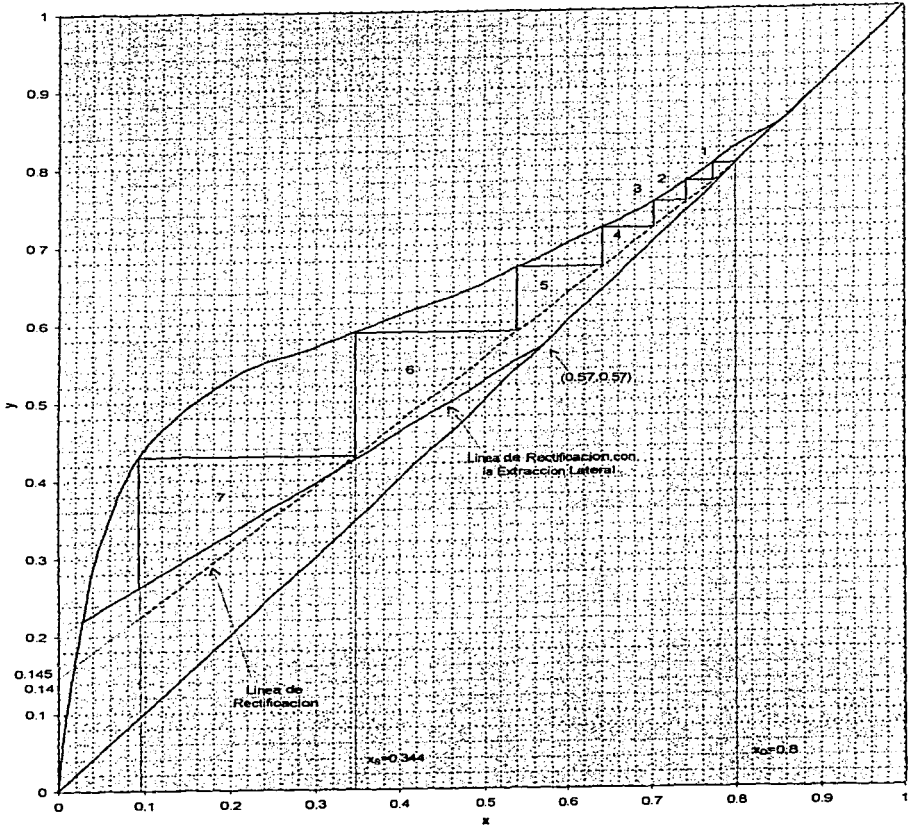
Luego

$$\frac{Dx_D + Sx_s}{V} = \frac{(20.495 * 0.8) + (20.195 * 0.34)}{112.596} = 0.207$$

Entonces el otro punto de la nueva línea de enriquecimiento es (0,0.207)

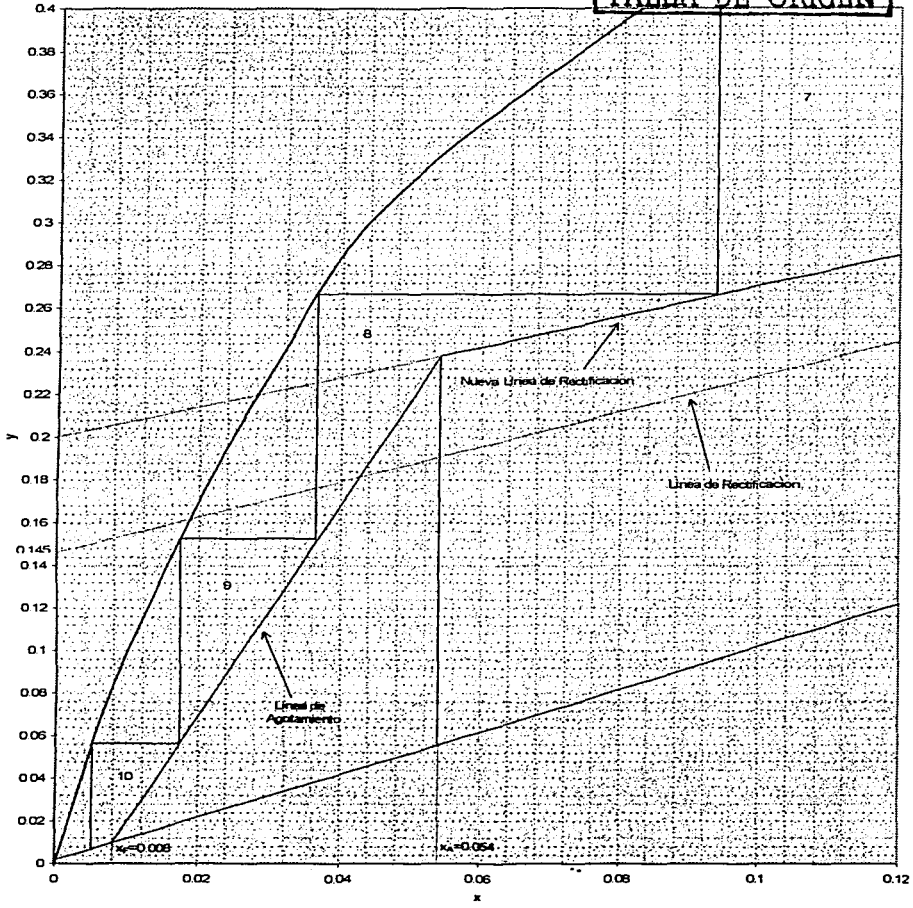
TESIS CON FALLA DE ORIGEN

x vs y



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

x vs y

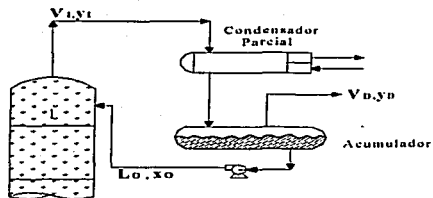


Resultado

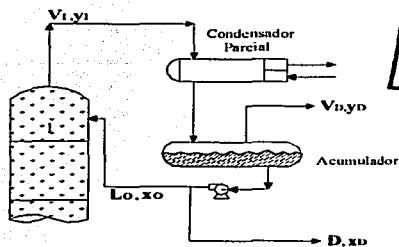
Se requieren 9 etapas teóricas o ideales y un rehervidor.

Condensador Parcial

Condensador Parcial es aquel que solo condensa parte del vapor saliente del domo de la columna, esto se hace cuando se quiere tener como producto destilado un vapor, ya que este se utilizará como tal en otra parte del proceso (caso A) o cuando se requiere tanto liquido como vapores destilados (caso B)



A) Condensador Parcial y Destilado Gaseoso

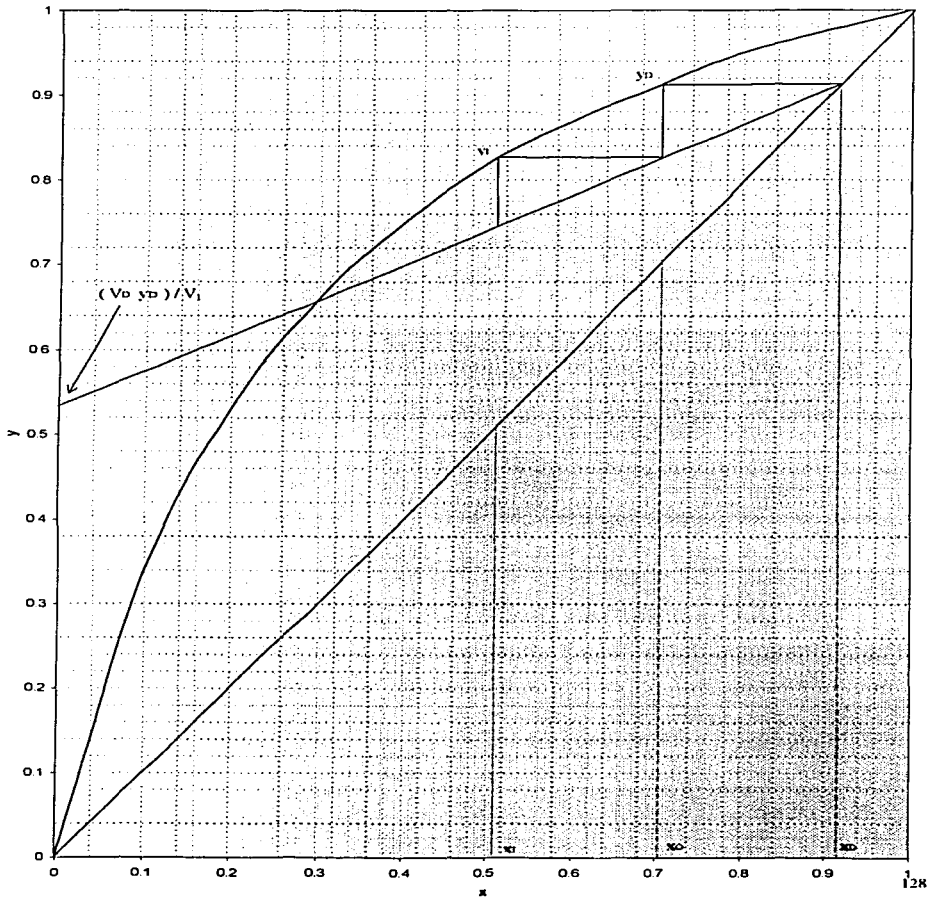


B) Condensador Parcial con Destilados Liquidos y Gaseosos

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Representacion de la linea del condensador Parcial con extraccion solo Vapor



En el caso A el punto y_D ; x_D debe estar sobre la línea de equilibrio, ya que se trata de un líquido en equilibrio con un vapor. En este caso x se debe reemplazar por y_D . Además como el reflujo no tiene la misma composición que el destilado, el condensador trabaja como una etapa más.

En el caso B, hay dos corrientes salientes de la sección de enriquecimiento. Un balance en el domo de la columna, resultaría:

$$100) \quad V_1 = V_D + D + D$$

$$101) \quad V_1 y_1 = V_D y_D + D x_D + L_0 x_0$$

Esto puede reemplazarse poniendo el destilado como una mezcla de las dos corrientes

$$102) \quad M_D z_D = V_D y_D + L_0 x_0$$

Al sustituir esto, tenemos:

$$103) \quad V_1 y_1 = M_D z_D + L_0 x_0$$

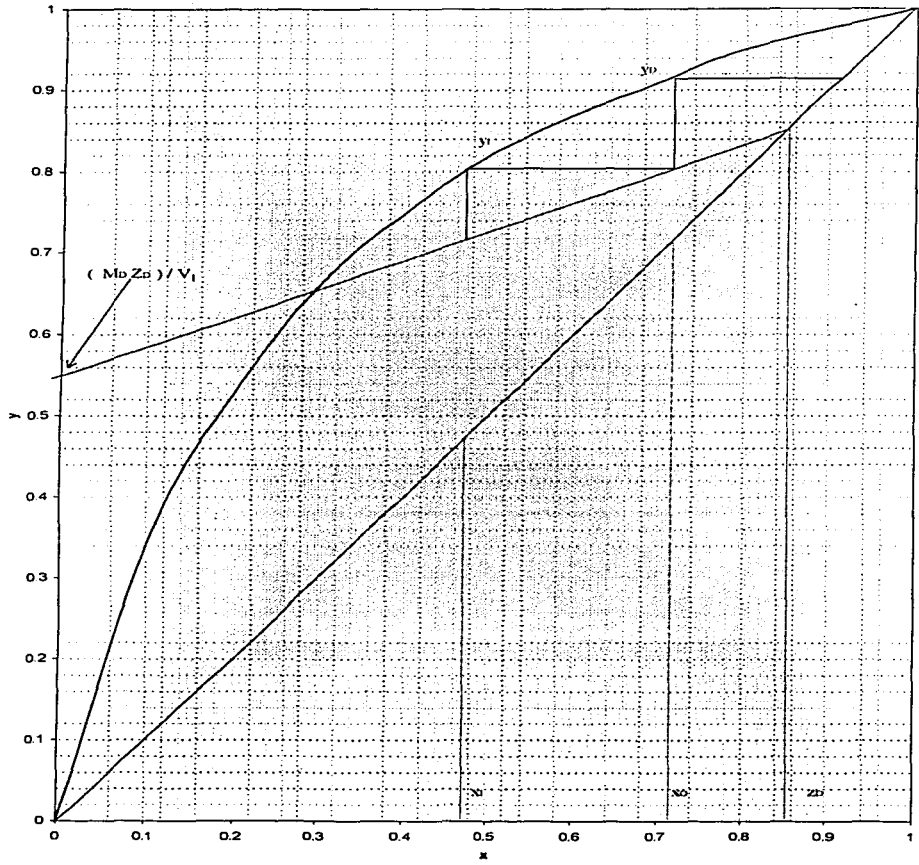
Que es semejante a la ecuación de un condensador total. Al usar el método de McCabe - Thiele se debe recordar que y_D , x_D están en equilibrio y que z_D es un promedio dado por:

$$104) \quad z_D = \frac{V_D y_D + D x_D}{V_D + D}$$

Esta composición z_D deberá estar entre x_D, y_D .

Un condensador de este tipo, es semejante a la adición de una etapa más.

Representacion de la linea de Enriquecimiento o Rectificacion de un condensador parcial, con Extraccion tanto de Liquido como de Vapor



Problema 6

A una columna de destilación entran 20000 kg/h de una mezcla que contiene 35 % peso de acetona y el resto de agua a su punto de burbuja. El domo de la columna esta provisto de un condensador parcial (desflemador).

En el condensador se espera obtener un producto gaseoso con 97 % mol de acetona, la cual se manda en forma gaseosa (y_D) a un reactor. En el desflemador se debe condensar el líquido suficiente para proporcionar un reflujo igual a 1.5 veces el mínimo requerido.

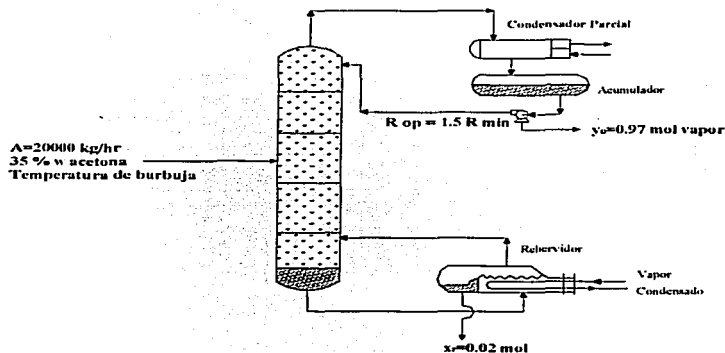
Los productos de fondo deberán contener un 2 %mol como máximo de acetona.

¿ Cual será el numero de platos teóricos requeridos si se trabaja a 1 atm de presión?

Datos de equilibrio

Fracción mol de Acetona

x	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	0.95	0.97
y	0.63	0.74	0.81	0.83	0.84	0.85	0.87	0.87	0.90	0.93	0.96	0.975



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

$$PM_{\text{ACETONA}} = 58 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}}$$

$$PM_{\text{AGUA}} = 18 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}}$$

$$A = \frac{20000 * 0.35}{58} + \frac{20000 * 0.65}{18}$$

$$A = 842.911 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$x_A = \frac{20000 * 0.35}{842.911} = 0.143$$

Balance

$$A = D + F$$

$$Ax_A = Dx_D + Fx_F$$

$$842.911 = D + F$$

$$842.911(0.143) = 0.97D + 0.02F$$

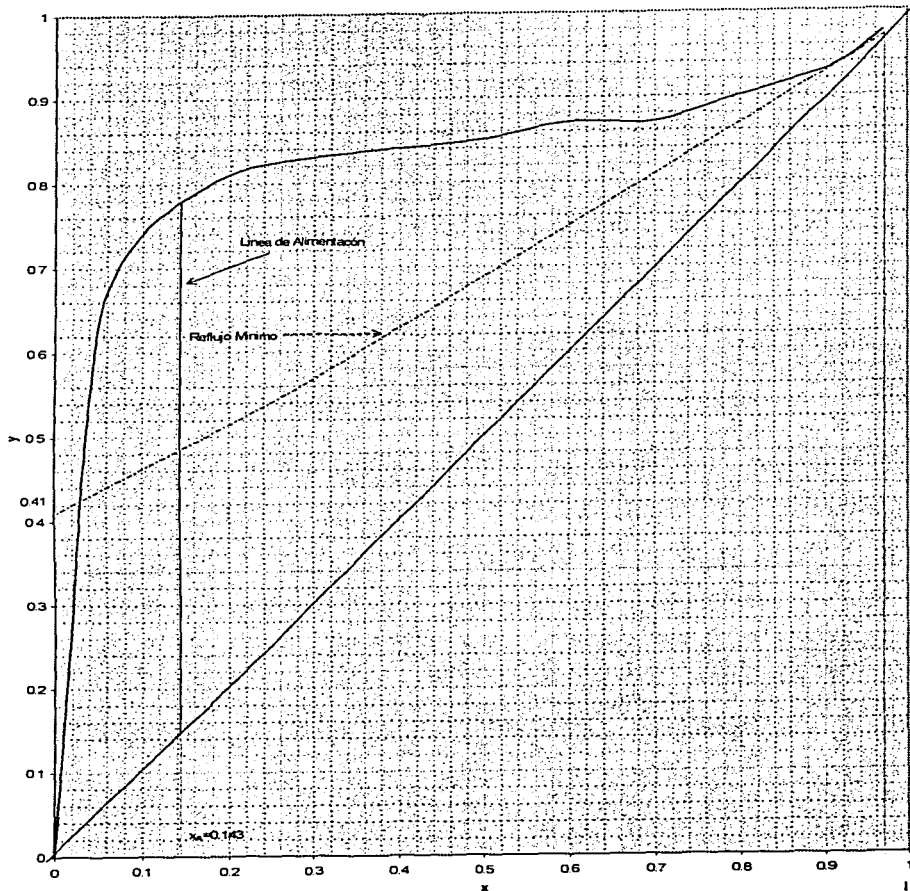
Resolviendo simultaneamente

$$D = 109.135 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$F = 733.776 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

x vs y
Reflujo Mínimo

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



De grafica

$$\frac{y_D}{R+1} = 0.41$$

$$\begin{aligned} R_{\min} &= \frac{y_D}{0.41} - 1 \\ &= \frac{0.97}{0.41} - 1 \\ R_{\min} &= 1.365 \end{aligned}$$

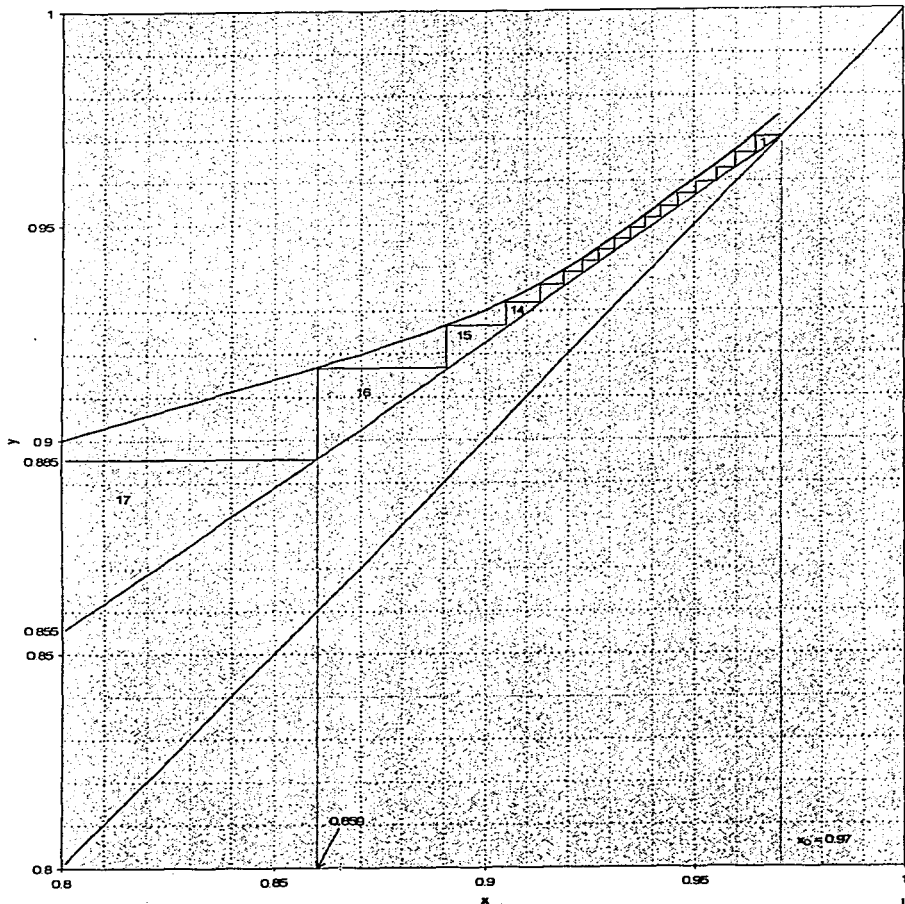
Entonces

$$R_{op} = 1.365 * 1.5 = 2.047$$

$$\frac{y_D}{R_{op}+1} = \frac{0.97}{2.047+1} = 0.318$$

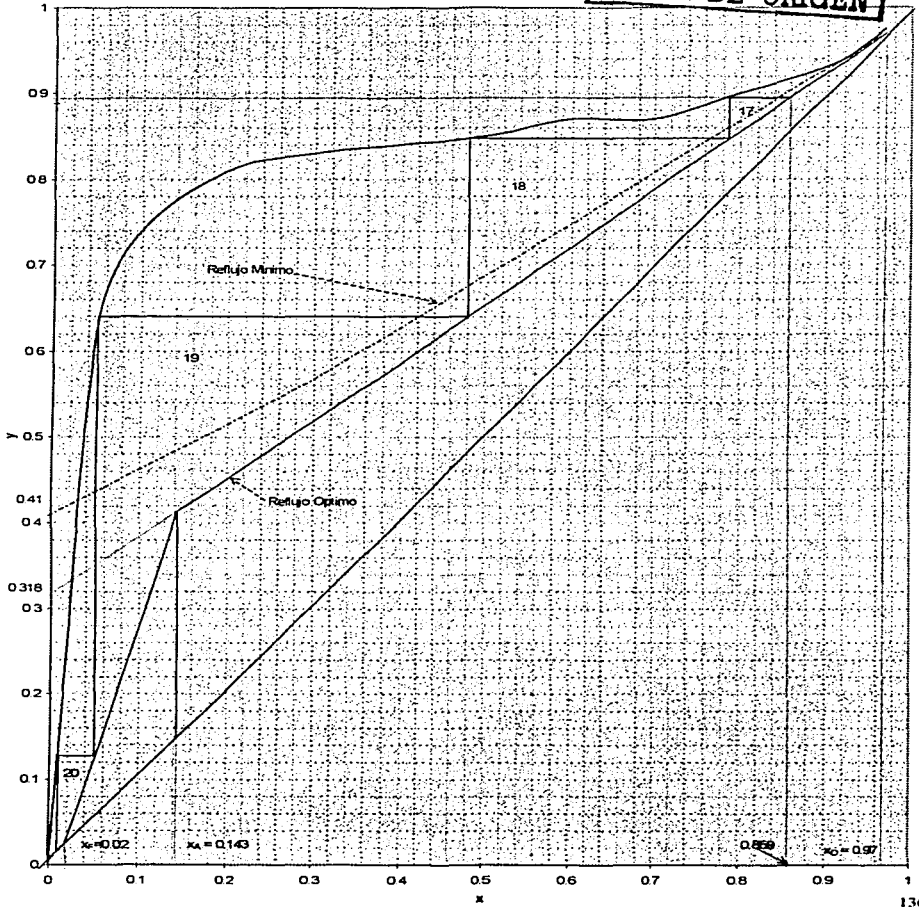
TESIS CON FALLA DE ORIGEN

x vs y



x vs y

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

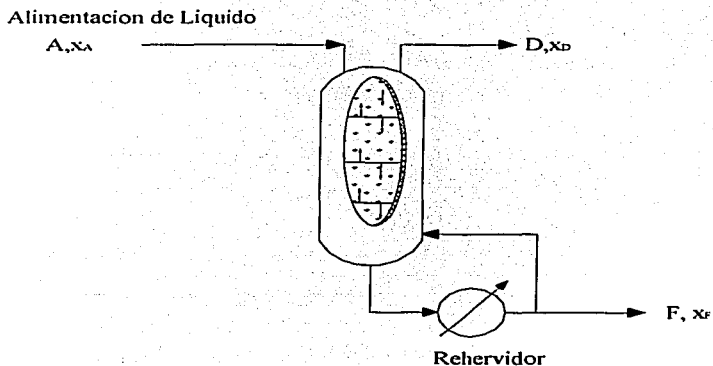


Resultados

La torre deberá tener un rehervidor ,un condensador parcial y 18 etapas.

Columnas de Agotamiento

Son columnas de agotamiento en las que la alimentación se introduce por el domo de la misma, de manera que en este caso no existe la sección de enriquecimiento. Estas columnas se utilizan cuando se desea separar del componente más pesado, pequeñas cantidades del más volátil.



Balance Total

$$A = D + F$$

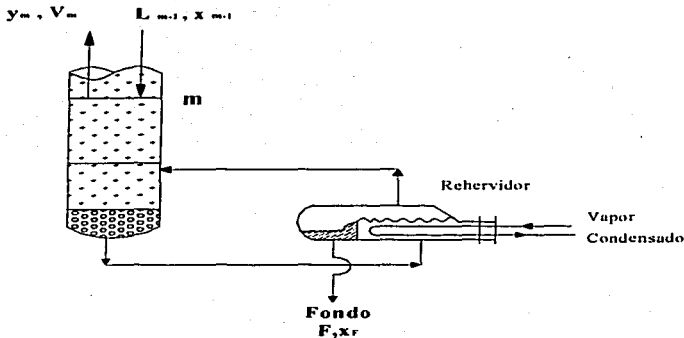
Balance Parcial

$$Ax_A = Dx_D + Fx_F$$

Línea de Agotamiento

$$L_{m-1} = V_m + F$$

$$L_{m-1} - F = V_m$$



Luego

$$L_{m-1}x_{m-1} = V_m y_m + Fx_F$$

$$y_m = \frac{L_{m-1}}{V_m} x_{m-1} - \frac{F}{V_m} x_F$$

Esta recta pasa por el punto x_F, x_F y la pendiente es L_{m-1}/V_m . Si la alimentación es un líquido saturado entonces $L_{m-1} = A$.

Si la alimentación es un líquido frío, por debajo de su punto de ebullición, deberá usarse:

$$L_{m-1} = qA$$

Si $y=1$

$$1 = \frac{L_{m-1}}{V_m} x_{m-1} - \frac{F}{V_m} x_F$$

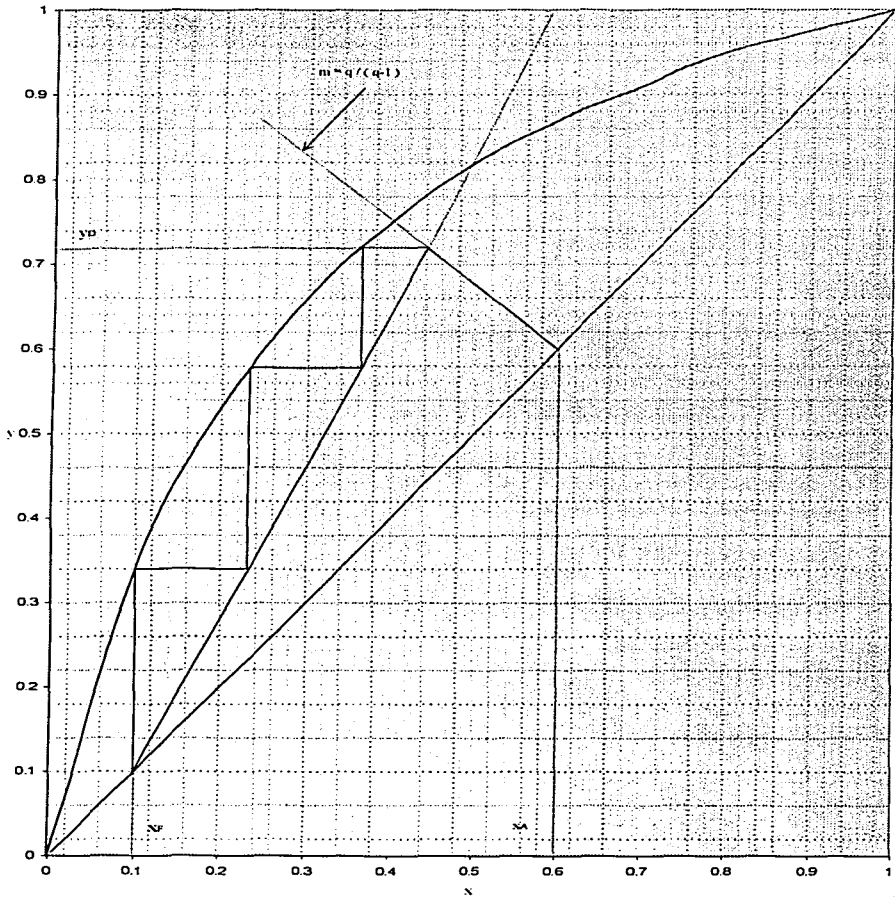
$$1 = \frac{L_{m-1}}{V_m} x_{m-1} - \frac{L_{m-1} - V_m}{V_m} x_F$$

$$1 - x_F = \frac{L_{m-1}}{V_m} (x_{m-1} - x_F)$$

$$x_{m-1} = \frac{V_m}{L_{m-1}} (1 - x_F) + x_F$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Trazo de la línea de Agotamiento



Reflujo

Para este problema

$$L = A$$

$$\dot{V} = D$$

Entonces

$$\frac{L}{V} = \frac{A}{D} = 1.5$$

$$D = \frac{A}{1.5} = \frac{450}{1.5}$$

$$D = 300 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$F = 150 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$A x_A = D y_D + F x_F$$

$$450(0.15) = 300 y_D + 150(0.02)$$

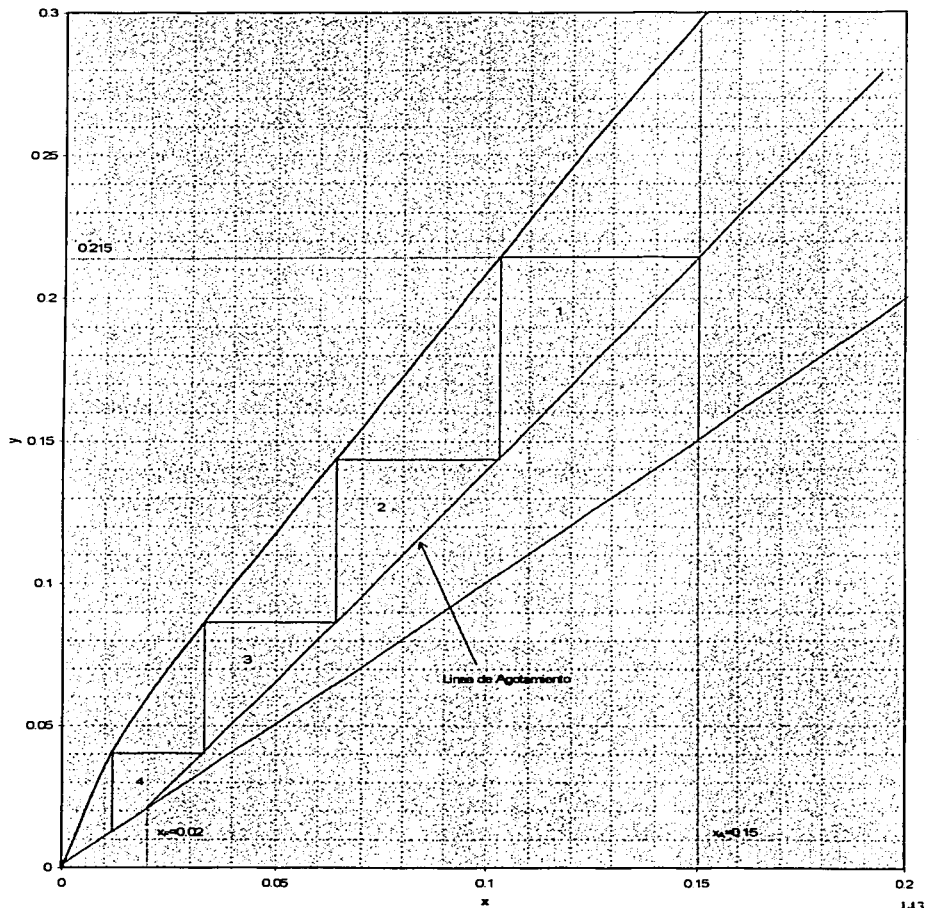
$$67.5 = 300 y_D + 3$$

$$y_D = \frac{67.5 - 3}{300} = 0.215$$

$$y_D = 0.215$$

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

x vs y



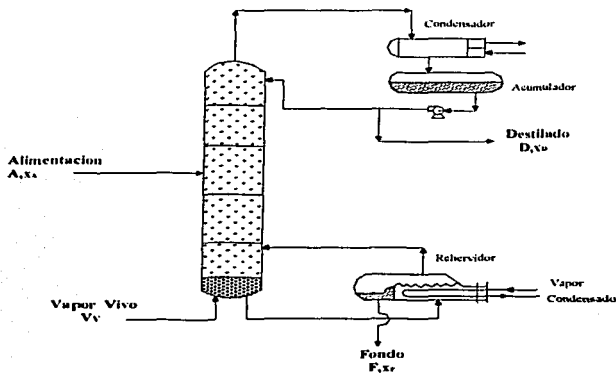
Resultado

Se requieren 4 etapas ideales.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Vapor Vivo

Por lo general el calor que requiere una torre de destilación se aplica mediante un intercambiador de calor o rehervidor, y el vapor no entra directamente en contacto con la solución en ebullición. Sin embargo, cuando se esta destilando una solución acuosa, de un compuesto (A) más volátil y agua (B), el calor requerido puede suministrarse con el uso de vapor vivo inyectado directamente en el fondo de la torre.



El vapor se inyecta al líquido, y da origen a pequeñas burbujas en el fondo de la torre entonces el vapor que se separa del líquido está en equilibrio con dicho líquido, cuando se obtiene un contacto suficiente. Llevando a cabo un balance total en la torre y un balance con respecto al compuesto más volátil (A)

$$105) \quad A + V_v = D + F$$

$$106) \quad Ax_A + V_v y_v = Dx_D + Fx_F$$

Donde:

$$V_v = \frac{\text{mol}}{h}$$

$$y_v = 0$$

La ecuación de la línea de operación de enriquecimiento o de rectificación es la misma que para el vapor indirecto.

Para la ecuación de la línea de agotamiento, el balance total y el balance con respecto al componente más volátil (a) son los siguientes:

$$107) \quad L_m + V_{1'} = V'_{m+1} + F$$

$$108) \quad L_m x_m + V_{1'}(0) = V'_{m+1} y_{m+1} + F x_F$$

Despejando y_{m+1} en la ecuación 108

$$109) \quad y_{m+1} = \frac{L_m}{V'_{m+1}} x_m - \frac{F x_F}{V'_{m+1}}$$

Para la entrada de vapor saturado:

$$V_{1'} = V'_{m+1}$$

y por medio de la ecuación 107

$$L_m = F$$

Sustituyendo en la ecuación 109 la línea de agotamiento es:

$$110) \quad y_{m+1} = \frac{F}{V_{1'}} x_m - \frac{F}{V_{1'}} x_F$$

Cuando $y = 0 \Rightarrow x = x_F$ (en la gráfica)

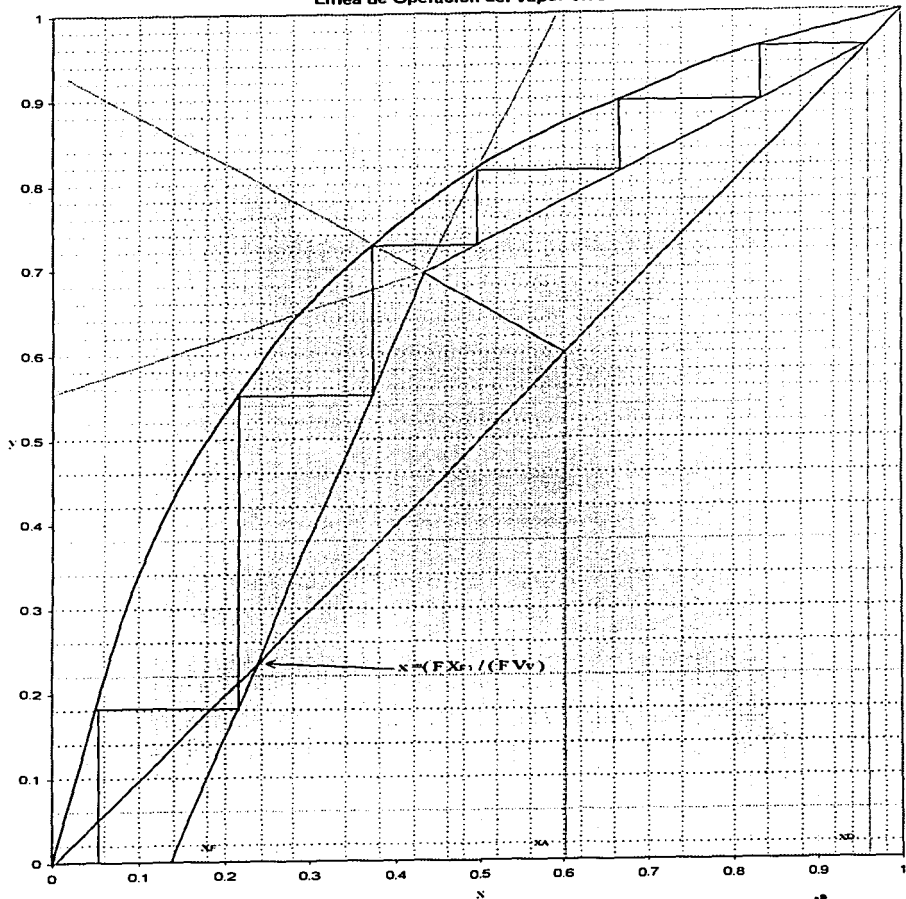
Por lo tanto la línea de agotamiento pasa a través del punto $(0, x_F)$ y continua hasta el eje x .

La intersección de la línea de agotamiento con la línea de 45° cuando $y = x$ esta dada por:

$$111) \quad x = \frac{F x_F}{V_{1'} - V_{1'}}$$

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Línea de Operación del Vapor Vivo



Problema 8

En una empresa fabricante de Dimetiltereftalato y de Acido Tereftalico ,se obtiene un producto intermedio de 331554 kg/h de Alcohol Metilico y 53120 kg/h de Agua .

Para purificar el metanol y volverlo a usar en el proceso se introduce la mezcla de Alcohol y Agua a una columna de destilación que opera a 1 atm y tiene un condensador total .

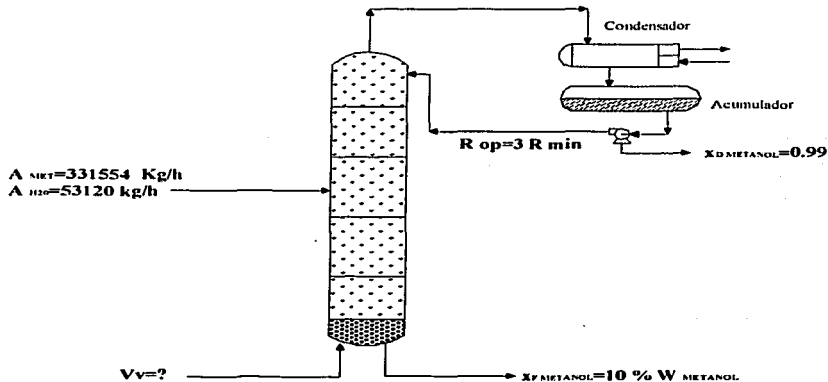
La alimentación se introduce a su punto de burbuja y se desea que el destilado tenga 99% mol de Metanol y el fondo no mas del 10 % en peso de Metanol.

Con miras a eliminar el rehervidor se ha pensado en sustituirlo por vapor vivo de 2 psia ¿Cuál sería el numero de platos ideales requeridos? ¿ Cuanto vapor vivo se necesitaría ,si se trabaja con un reflujo de 3 veces el mínimo?

Datos de Equilibrio

Fracción Mol de Metanol

x	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	0.95
y	0.29	0.42	0.58	0.66	0.73	0.78	0.83	0.87	0.92	0.96	0.98



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

$$PM_{CH_3OH} = 32 \frac{Kg}{Kgmol}$$

$$PM_{H_2O} = 18 \frac{Kg}{kgmol}$$

$$A = \frac{331554}{32} + \frac{53120}{18} = 13312.173 \frac{Kgmol}{h}$$

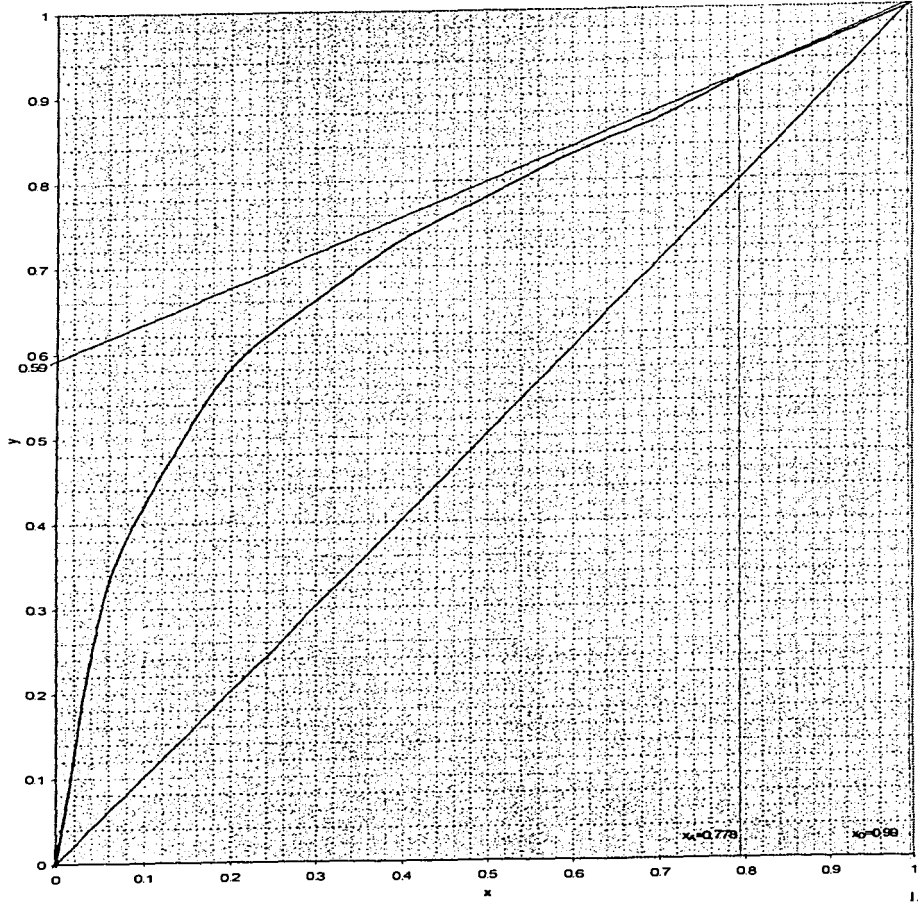
$$x_{A,CH_3OH} = \frac{\left(\frac{331554}{32}\right)}{13312.173} = 0.778$$

$$x_{D,CH_3OH} = 0.99$$

$$x_{F,CH_3OH} = \frac{\left(\frac{10}{32}\right)}{\left(\frac{10}{32}\right) + \left(\frac{90}{18}\right)} = 0.058$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

x vs y



$x = 0.779$

$x = 0.99$

De grafica

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.615$$

$$R = \frac{0.99}{0.59} - 1 = 0.677$$

$$R_{op} = 3 R_{min} = 3 * 0.677 = 2.031$$

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.99}{2.0311} = 0.326$$

$$\frac{L}{V} = \frac{1}{1 + \left(\frac{L}{D}\right)} = \frac{1}{1 + \left(\frac{1}{2.031}\right)} = 0.67$$

Como la línea de Agotamiento pasa por $x = 0.058$ $y = 0$

Pendiente de la línea de Agotamiento $\left(\frac{L}{V}\right)$

$$\frac{L}{V} = \frac{0.85 - 0}{0.778 - 0.058} = 1.180$$

$$\text{Si } L = F \text{ y } V = V_V$$

$$\text{Entonces } \frac{F}{V_V} = 1.180 \quad V_V = \frac{F}{1.18}$$

$$A + V_V = D + F$$

$$A x_A + V_V y_V = D x_D + F x_F$$

$$A + \frac{F}{1.18} = D + F$$

$$A = D + F - \frac{F}{1.18}$$

$$A = D + 0.152 F$$

Balance

$$13312.173 = D + 0.152 F$$

$$13312.173 (0.778) = 0.99 D + 0.058 F$$

$$13312.173 = D + 0.152 F$$

$$10356.870 = 0.99 D + 0.058 F$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$D = 8673.64 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

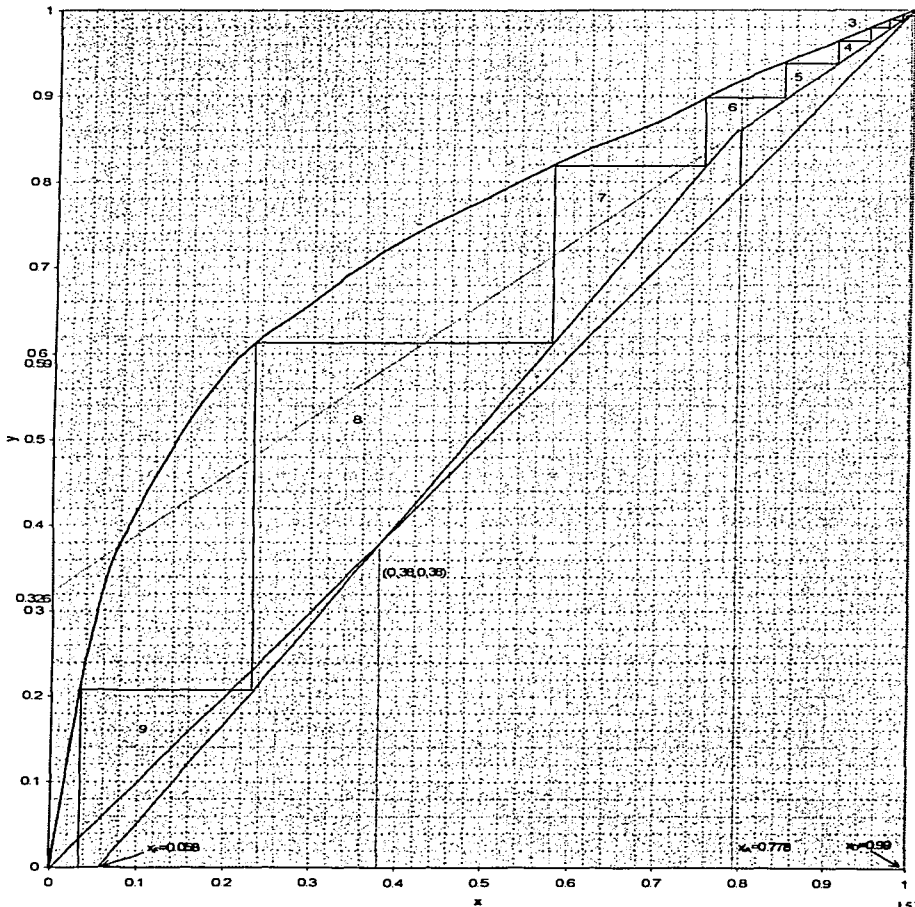
$$F = 30516.7 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

Punto de intersección:

$$x_m = \frac{F x_p}{F - V_v} = \frac{30516.7 - 0.058}{30516.7 - 25861.61} = 0.380$$

x vs y

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



Resultado

Se requieren 8 etapas ideales y un rehervidor, así como también se utilizarán aproximadamente 25861.610 kgmol/h de vapor vivo.

Eficiencia de Etapa

La eficiencia de contacto de un plato de destilación, se define por el numero de platos requeridos para desempeñar la función de una etapa de equilibrio. Si el vapor y el líquido que salen del plato se encuentran en equilibrio, el plato representa una etapa de equilibrio y su eficiencia de contacto es del 100 %.

El valor numérico asignado a la eficiencia de plato depende un tanto de la manera como se ha definido esa eficiencia. Hay tres definiciones en uso: " Eficiencia Total " " Eficiencia Puntual " y " Eficiencia de Murphree "

Eficiencia Total

La eficiencia Total para una operación dada, se calcula determinando el numero de etapas de equilibrio en una columna en operación y dividiéndola entre el numero real de platos. El numero de etapas de equilibrio y el numero de etapas reales son las necesarias para obtener las purezas de los productos especificados.

Eficiencia Puntual

La eficiencia puntual hace uso de los mismos conceptos básicos que la eficiencia de Murphree difícilmente se puede decir que la eficiencia puntual difiere de la Murphree en que se aplica al líquido y el vapor que salen de un punto, en vez de al líquido y al vapor que salen de un plato. La eficiencia puntual del vapor se calcula del cambio de composición del vapor que pasa a través del líquido en un punto de la sección transversal del plato donde el líquido con el que hace contacto se supone de composición constante. Esto es equivalente a suponer que los vapores atraviesan el líquido verticalmente, y que la composición del líquido es constante en cualquiera de las líneas verticales que lo atraviesan.

De igual modo, la eficiencia puntual de líquido se calcula del cambio en la composición del líquido sobre una línea horizontal entre la salida y la entrada del plato, suponiendo constante la composición del vapor en esa línea. Aunque ninguna de estas suposiciones es teóricamente aceptable, cada una de ellas representa una aproximación razonable que permite obtener una solución. De los dos conceptos, el que parece ser mas adecuado es el de eficiencia puntual de vapor, numéricamente, cualquiera de las eficiencias puntuales es siempre menor que los valores de la eficiencia de Murphree para todo el plato.

Eficiencia de Murphree

Es aquella determinada para un solo plato. Se define en términos de composiciones de vapor o de líquido. Cuando se define en términos de la composición del vapor, la eficiencia de Murphree es el cambio de la composición del vapor total que pasa a través de un plato dividido entre el cambio que hubiese ocurrido, si el total del vapor que sale del plato estuviera en equilibrio con el total del líquido que sale del plato (ni los flujos de vapor ni los de líquido son necesariamente iguales por todos los puntos de salida, en consecuencia se usan composiciones promedio) para un sistema binario:

$$112) \quad E_{Mv} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

En donde E_{Mv} es la Eficiencia de Murphree de vapor del plato n , $n+1$ / se refiere al plato inmediato inferior y y_n^* es la concentración del componente clave ligero en el vapor, que estaría en equilibrio con el líquido que sale de la etapa n .

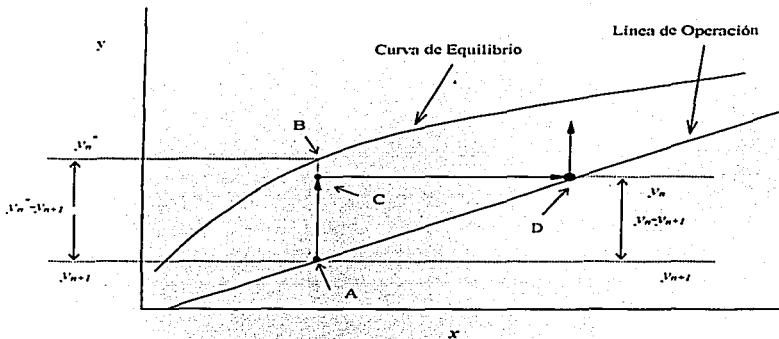
Si se conoce el valor de E_{ML} para cada etapa en una destilación binaria, o se le asigna un valor constante dado, para toda la columna puede usarse fácilmente en la construcción gráfica de McCabe - Thiele.

Haciendo referencia a la figura siguiente y suponiendo un valor de E_{ML} de 0.6 para ejemplificar el cálculo de una columna. Si se conocen las composiciones de las corrientes que pasan por debajo de la próxima etapa que se pretende calcular, se conoce entonces y_{n+1} para esa etapa.

Esto significa que se conoce el punto en la línea de operación y_{n+1} señalado por una A en la figura. Trazando la vertical a la curva de equilibrio en el valor de x se determina y_n^* de este modo se conoce el punto B.

Los puntos A y B fijan el valor de $y_n^* - y_{n+1}$ ahora utilizando la ecuación que define la eficiencia de Murphree y el valor de 0.6 (supuesto previamente) se podrá determinar $(y_n - y_{n+1})$ como $(0.6 (y_n^* - y_{n+1})) + y_{n+1}$ y de este modo localizar el punto C.

Entonces desde el punto C se pasa al punto D en la línea de operación y se está preparado para conseguir el mismo procedimiento para la siguiente etapa.



Cuando la eficiencia de Murphree se expresa en términos de la composición del líquido es la relación entre el cambio de composición a través de un plato y el cambio que hubiese ocurrido, si el total del líquido que sale del plato estuviese en equilibrio con el vapor total que sale del plato:

$$113) \quad E_{ML} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*}$$

En donde E_{ML} es la eficiencia de Murphree del líquido para el plato $n-1$ es la etapa inmediata superior y x_n^* es la fracción mol del componente clave o ligero en el líquido que estaría en equilibrio con el vapor que sale de la etapa n .

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

La eficiencia de Murphree solo es aplicable para aquellos platos en los cuales el vapor no arrastra liquido. La eficiencia de un plato con arrastre, se relaciona aproximadamente con la eficiencia de Murphree mediante la ecuación:

$$114) \quad E_o = \frac{E_{AB}}{1 + r_o E_{AB}}$$

En donde r_o es el cociente en moles del liquido arrastrado ,entre el que derrama por el vertedero.

Problema 9

Se introducen a una columna de destilación 5000 kg/h de una mezcla ,conteniendo 75% en peso de Metanol y el resto de Agua ,a su punto de ebullición.

La columna opera a 1 atm de presión y posee un condensador total ,y se desea que el reflujo sea 2.5 veces el mínimo ,obteniéndose un destilado con un 92 % mol de Metanol y un fondo conteniendo 8 % mol de Metanol .

Calcular:

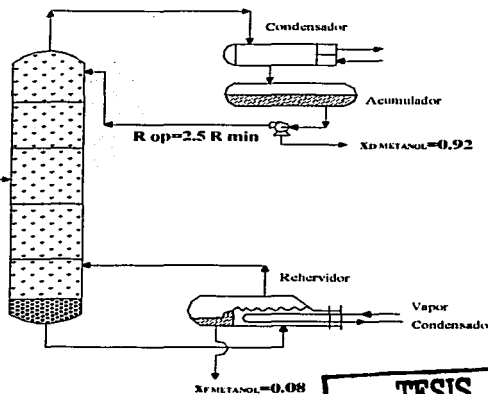
- Numero de platos ideales
- Numero de platos ,utilizando una eficiencia Total del 65%

Datos de Equilibrio

Fracción Mol de Metanol

x	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	0.95
y	0.29	0.42	0.58	0.66	0.73	0.78	0.83	0.87	0.92	0.96	0.98

A=5000 Kg/h
75 % peso Metanol
Líquido Saturado



TESIS CON FALLA DE ORIGEN.

$$PM_{\text{MET}} = 32 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}}$$

$$PM_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}}$$

$$n_{\text{A MET}} = \frac{5000 * 0.75}{32} = 117.187 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$n_{\text{A H}_2\text{O}} = \frac{5000 * 0.25}{18} = 69.444 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

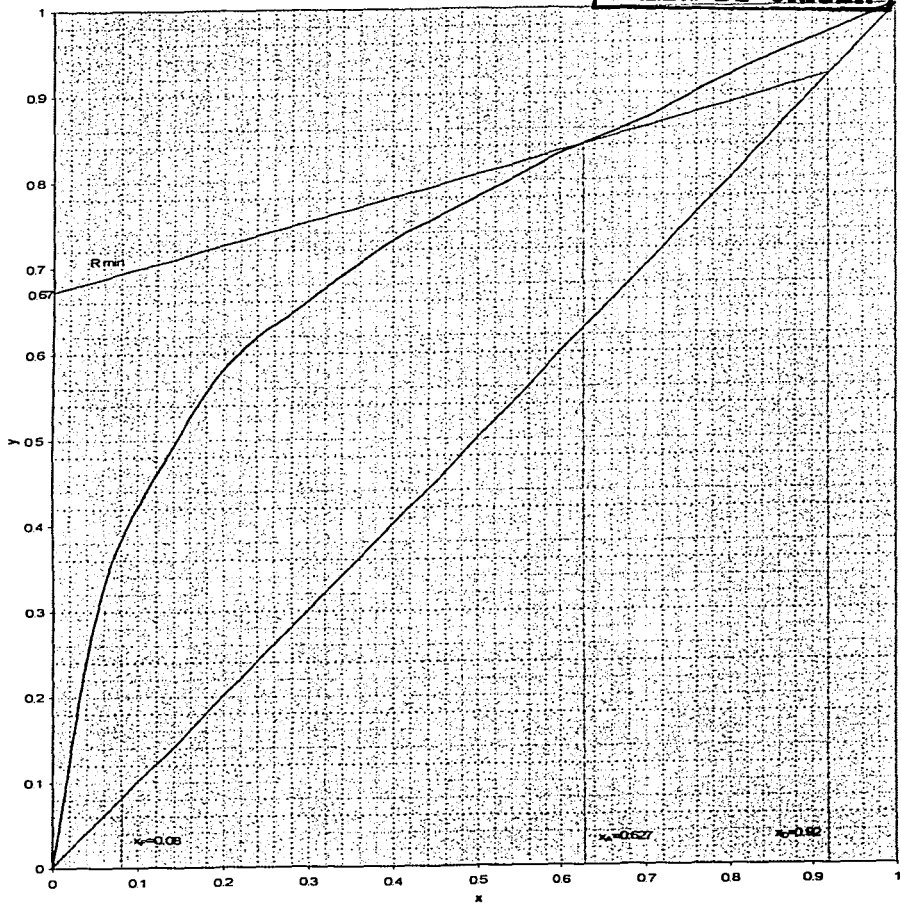
$$n_{\text{A}} = 117.187 + 69.444 = 186.631 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}}$$

$$x_{\text{A MET}} = \frac{117.184}{186.631} = 0.627$$

$$x_{\text{A H}_2\text{O}} = 1 - 0.627 = 0.373$$

x vs y

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



De grafica de Reflujo Minimo

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.67$$

$$R = \frac{x_D}{0.67} - 1 = \frac{0.92}{0.67} - 1$$

$$R = 0.373$$

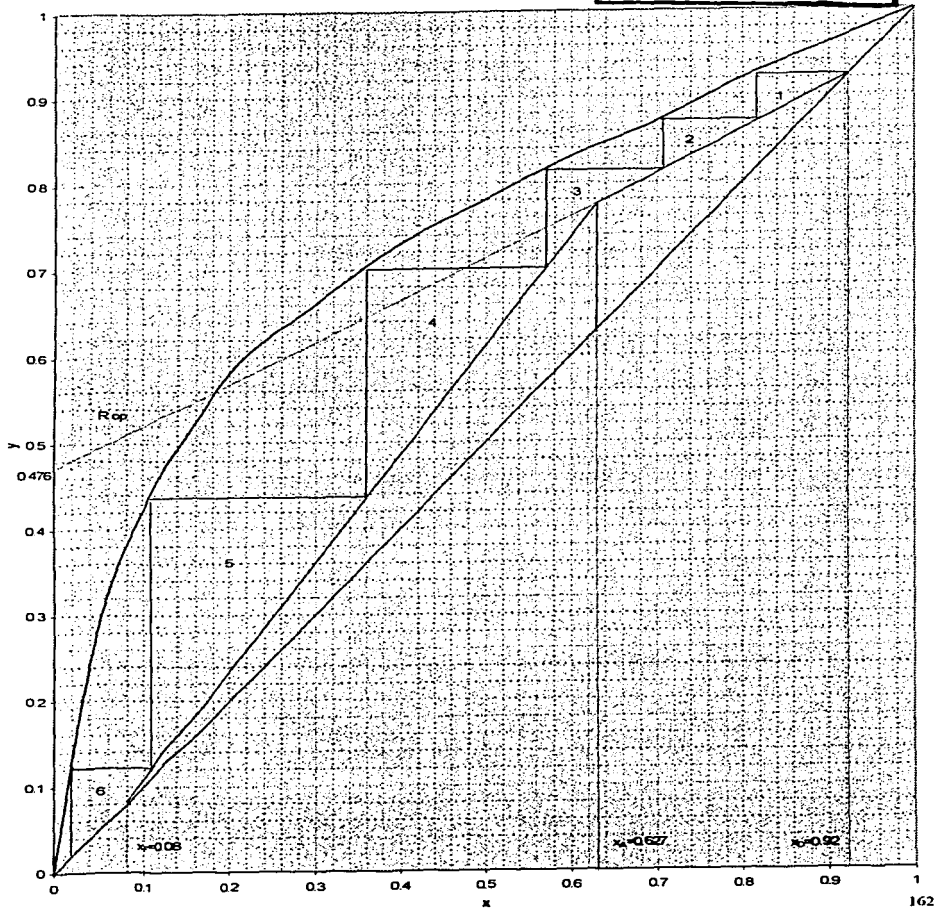
$$R_{op} = 2.5 * R_{min} = 2.5 * 0.373$$

$$R_{op} = 0.932$$

$$\frac{x_D}{R+1} \frac{0.92}{0.932+1} = 0.476$$

x vs y

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

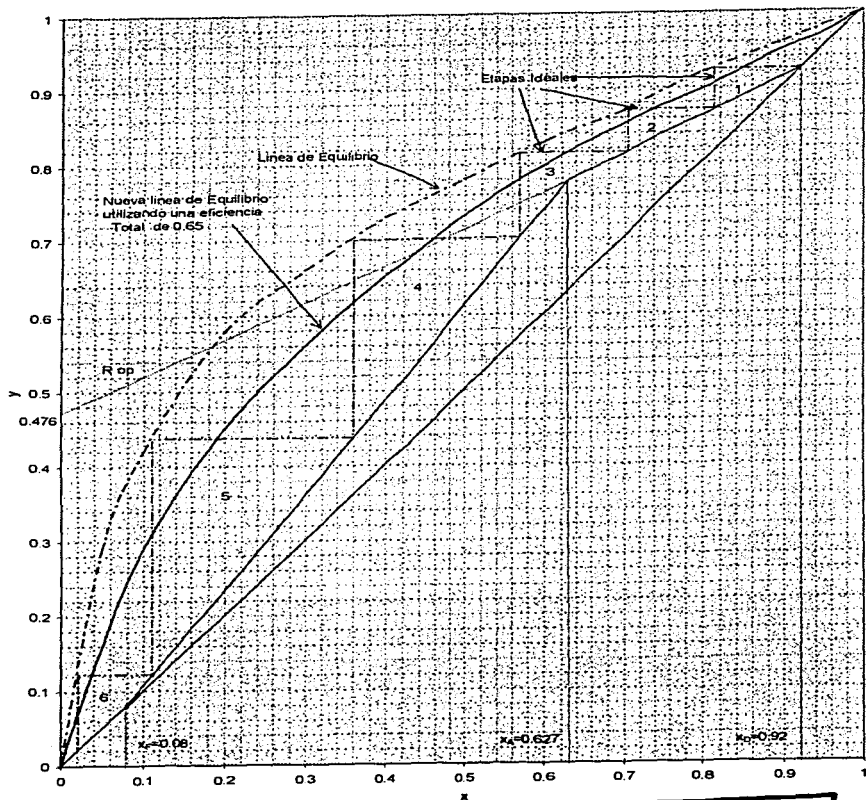


b) **Calculo de los platos ,utilizando la eficiencia Total.**

Para calcular el numero de platos,utilizando la eficiencia Total ,y tomando en cuenta que el método Mc.Cabe-Thiele , es un método gráfico se realiza lo siguiente:

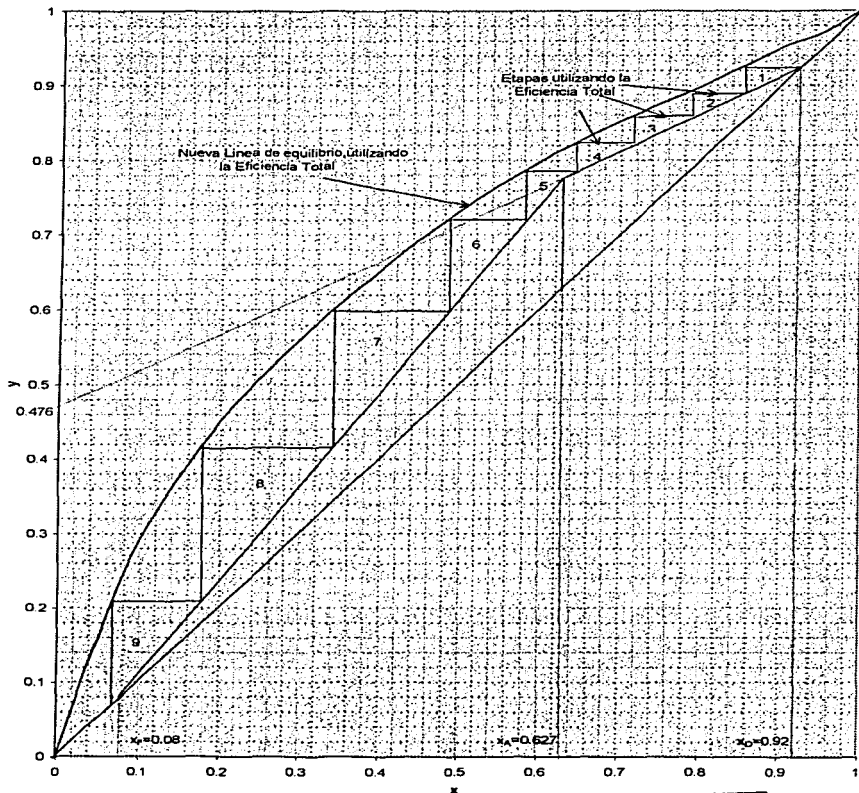
- ◆ Se mide la distancia vertical existente entre las líneas de operación (enriquecimiento y de agotamiento) y la línea de equilibrio, esto para cada etapa teórica y en el diagrama de numero de etapas ideales.
- ◆ A esa distancia se le multiplica por el valor de la eficiencia Total, dada como numero decimal
- ◆ El resultado es el nuevo valor en donde se ubicara la nueva línea de equilibrio, considerando la eficiencia total.
- ◆ Unir los puntos por donde pasara la nueva línea de equilibrio
- ◆ Trazar las nuevas etapas, estas ya se consideraran como etapas corregidas por eficiencia

x vs y



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

x vs y



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Resultado

Como resultado se obtienen 5 etapas ideales y un rehervidor.

En tanto que utilizando la Eficiencia de Total se necesitarían 8 etapas y un rehervidor.

VII.- NOMENCLATURA

NOMENCLATURA

A,B,C = Constantes de Antoine

A = Corriente de alimentación de la columna kgmol/h

Aa = Area activa de burbujeo ft^2, m^2

a_i = Actividad del componente " i "

Ar = Area total de las ranuras por plato m^2

c = Constante de Sounders - Brown

Cp = Calor específico a presión constante kcal/kg°C

Cpm = Calor específico medio kcal/kg°C

Cr = Constante de tabla 1

D = Corriente del destilado en la columna kgmol/h

Dc = Diámetro de la campanas de Burbujeo in

De = Difusividad Efectiva o turbulenta m^2/s

D_L = Difusividad del liquido m^2/s

D_T = Diámetro de la torre m , ft

E = Arrastre

Ea = Eficiencia húmeda o Eficiencia de Murphree corregida por humedad

E_M = Eficiencia de Murphree

Eo = Eficiencia total

Ep = Eficiencia de punto

F = Factor F

F = Corriente del fondo de la columna kgmol/h

f = Fugacidad

f^{*}_i = Fugacidad en estado ideal del componente " i "

f^l_i = Fugacidad en fase liquida del componente " i "

f^v_i = Fugacidad en fase vapor del componente " i "

G = Energía libre de Gibbs

G^{*}_i = Energía libre de Gibbs en exceso del componente " i "

H = Entalpia J/mol

H_I = Entalpia de la corriente que sale del domo y entra al condensador

H_A = Entalpia de la corriente de alimentación

H_D = Entalpia de la corriente del destilado

H_e = Entalpia de la corriente de entrada

H_f = Entalpia de la corriente de fondo

h_l = Altura del liquido mm

H_L = Entalpia del liquido

H_o = Entalpia de la corriente de reflujo

H_r = Altura de las ranuras cm

H_S = Entalpia de la corriente de salida

H_v = Entalpia del vapor

H_{VSP} = Entalpia de los vapores salientes del plato

hw = Altura del vertedero in

K_i = Constante de equilibrio fisico

K_{La} = Coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase vapor m^3/h

L = Flujo de liquido en la columna kgmol/h

L₁₂₀ = Flujo de agua kgmol/h

L_m = Flujo de liquido que llega al plato " m " por debajo de la alimentación y la extracción lateral

L_{m-1} = Flujo de liquido que llega al plato " m " ;sección de agotamiento

L_n = Corriente de líquido que sale del plato " n ", sección de enriquecimiento
 L_o = Corriente de reflujo en la columna kgmol/h
 L_r = Líquido en la corriente de reflujo kgmol/h
 m = Pendiente (de la línea o de la curva de equilibrio)
 M_{Dj} = Mezcla de dos corrientes en el destilado ($V_D + L_o$) kgmol/h
 N_{CG} = Numero de unidades de transferencia fase vapor
 n_i = Moles del componente " i "
 n_{ij} = Moles del componente " i " en la corriente " j "
 N_L = Numero de unidades de transferencia en la fase líquida
 N_{min} = Numero mínimo de platos ideales
 N_{OG} = Numero de transferencia totales
 N_{SC} = Numero de Schmidt
 n_T = Moles totales
 P = Presión total del sistema
 P_{calc} = Presión calculada
 p_i^* = Presión de vapor del componente " i " en la mezcla
 Pe = Numero de Peclet
 p_i = Presión parcial del componente " i " en la mezcla
 p_i^L = Presión parcial de la fase líquida del componente " i "
 P^{sat}_i = Presión de vapor o de saturación del componente " i " puro
 p_i^v = Presión parcial de la fase vapor del componente " i "
 q = Fracción líquida, moles de líquido saturadas en la alimentación, por mol de alimentación
 Q_C = Calor retirado en el condensador kcal/h
 Q_L = Flujo de líquido ft³/s, m³/s
 Q_M = Fracción líquida de la mezcla (dos alimentaciones)
 Q_P = Calor perdido por conducción, convección y/o radiación
 Q_R = Calor proporcionado por el rehervidor kcal/h
 Q_V = Flujo de vapor ft³/s
 r = Constante de tabla 1
 R = Constante universal de los gases
 R_E = Relación de reflujo externo
 R_i = Relación de reflujo interno
 R_{min} = Reflujo mínimo
 S = Corriente lateral kgmol/h
 S = Entropía J/mol °K
 T^* = Temperatura incrementada
 T = Temperatura
 T_D = Temperatura del destilado
 Te = Temperatura de entrada
 T_F = Temperatura en el fondo de la columna
 T_s = Temperatura de salida
 U_a = Velocidad del vapor en el área activa de burbujeo ft/s, m/s
 V = Flujo de vapor en la columna kgmol/h
 V_{n-1} = Flujo de vapor que llega al plato " n ", sección de enriquecimiento
 V_1 = Flujo de vapor que sale del domo y entra al condensador
 V_D = Vapor en la corriente del destilado
 v_i = Volumen molar
 V_m = Flujo de vapor que sale del plato " m ", sección de agotamiento
 V_{max} = Flujo de vapor máximo

V_r = Vapor en la corriente de reflujo
 V_T = Volumen total
 V_V = Corriente de vapor vivo en la columna kgmol/h
 V_{vapor} = Flujo de vapor
 W = Máxima velocidad del vapor en el área de burbujeo kg/h m²
 $x_{m,1}$ = Composición fracción mol en la alimentación de la columna
 x_D = Composición fracción mol en el destilado
 x_D = Fracción mol en el destilado de la columna
 x_F = Composición fracción mol en el fondo de la columna
 x_i = Fracción mol del componente " i " en la fase líquida
 x_n = Composición del líquido que sale del plato " n ", sección de enriquecimiento
 x_n = Composición fracción mol de la corriente de reflujo
 x_S = Composición fracción mol de la corriente lateral
 y_{n-1} = Composición del vapor que llega al plato " n ", sección de enriquecimiento
 y_1 = Composición del vapor que sale del primer plato o del domo
 y_i = Fracción mol del componente " i " en fase vapor
 y_m = Composición del vapor que sale del plato " m ", sección de agotamiento
 z_D = Composición de la mezcla de dos corrientes en el destilado
 Z_F = Altura de la espuma in
 Z_1 = Distancia entre vertederos ft, m
 λ = Calor latente de vaporización kcal/kgmol ,factor de absorción (diseño de plato)
 γ = Coeficiente de actividad
 μ = Potencial químico
 α = Volatilidad Relativa
 μ^*_i = Potencial químico en estado ideal
 ϕ_i = Coeficiente de fugacidad del componente " i "
 θ_L = Tiempo de retención del líquido seg
 ρ_L = Densidad del líquido g/cm³, kg/m³
 ρ_V = Densidad del vapor g/cm³, kg/m³, lb/ft³
 Ψ = Relación de arrastre
 ΔH_m = Calor de mezcla
 ΔT = Incremento de Temperatura

VIII.-CONCLUSIONES

El método Mc.Cabe - Thiele posee una sencillez notable para desarrollarse, y para aplicarse en casos en donde existan sistemas binarios ideales, se puede considerar que es un método de primera mano.

Esto, a pesar de las condiciones en las que solo se puede aplicar. Para que los cálculos realizados utilizando este método, proporcionen resultados lo más exactos posibles, y lo más acordes con la realidad el sistema al cual se le aplique este método, debe de cumplir con la mayoría de las restricciones o condiciones, para así obtener resultado fiables.

Para sistemas que se alejan ligeramente de la idealidad es práctico dicho método, para tener un estimado en el cálculo del número de platos, considerando que entre menos ideal sea el sistema con el que se está trabajando, mayor es el margen de error en los resultados que se puedan obtener.

El método Mc.Cabe-Thiele, proporciona un panorama general de los cambios que sufren las corrientes, tanto en flujos como en sus respectivas composiciones, cuando a una columna de destilación se le realizan cambios internos o externos. Entendiéndose por cambios internos cuando se altera el número de platos existentes en una columna, así como cuando varía el reflujo. Los cambios externos se podrían considerar cuando se hace cambio de equipos auxiliares de la columna de destilación, como son: el cambio de un rehedidor por una línea de corriente de vapor vivo, cuando se realiza un cambio de condensador total por un parcial, o viceversa, así como también cuando se altera el número de corrientes de alimentación a la columna de destilación, o se colocan corrientes laterales de salida de producto en la columna de destilación.

Separation Process

C. Judson King
Mc. Graw Hill

Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant

Ernest E. Ludwig
Gulf Publishing Company

Introducción a la Ingeniería Química

Walter Badger
Julius T. Banchemo
Mc. Graw Hill

Distillation

Matthew Van Winkle
Ed. McGraw - Hill

Transferencia de Masa

Anthony L. Hines
Robert N. Maddox
Ed. Prentice-Hall Hispanoamericana S.A

Problemas de Ingeniería Química

Tomo I
Joaquín Ocon García
Gabriel Tojo Barreiro
Ed. Aguilar

Destilación

R. J. Hengstebeck
Ed. Continental S.A

Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química

J.M. Smith
H.C. Van Ness
Ed. McGraw-Hill

Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química

E.J. Henley
J.D. Seader
Ed. Reverte S.A

Operaciones Básicas de Ingeniería Química

Warren L. McCabe
Julian C. Smith
Ed. Reverte S.A

Equilibrio Físico

Enrique Bazua Rueda
Facultad de Química, UNAM

Destilación por el Método McCabe-Thiele

Antonio Valiente Barderas
Facultad de Química, UNAM

Soluciones Prácticas para el Ingeniero Químico

Carl R. Branan
Ed. McGraw-Hill

Chemical Engineering

R.K. Sinnott
Pergamon International

Chemical Engineering

J.M. Coulson
J.F. Richardson
Pergamon International

Ingeniería Química

Tomo V
J.M. Coulson
J.F. Richardson
Reverte S. A

Unit Operations

George Granger Brown
John Wiley and Sons, Inc.

Termodinámica Química para Ingenieros

Richard E. Balzhier
Prentice Hall S.A

Ingeniería Termodinámica

Francis F. Huang
CECSA

Chemical Engineers Handbook

R.H. Perry
D.W. Green
Mc. Graw Hill

Artículos

Graphical Design of Fractionating Columns

W.L. McCabe

E.W. Thiele

Industrial and Engineering Chemistry

June 1925

El Método de McCabe - Thiele según lo impartía el maestro Estanislao Ramírez

Alberto Urbina del Raso

Educación Química

Octubre 1990

Destilación

Nicolás Arenas B.

IMIQ

Junio-Julio 1973

Determinación del equilibrio vapor-líquido para uso en destilación

Pablo Barroeta González

IMIQ

Junio-Julio 1973

Pilot plants confirm process validity

Roger W. Cusack

Chemical Engineering

Junio 1998

Shortcuts for Distillation Design

Otto Frank

Chemical Engineering

Marzo 1977