

# Capacitación para técnicos aspirantes a operadores de una refinería de petróleo

APUNTES DE

# DESTILACION

## LA DESTILACIÓN

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición o fases. Así, cada especie molecular de la mezcla que se vaya a separar reaccionará de modo único entre los diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da como resultado una separación entre las especies. El proceso de separación denominado destilación, utiliza fases vapor y líquido distintas para que haya pasaje de una a otra, esencialmente a la misma temperatura y presión, para las zonas de coexistencia.

Podemos decir entonces que **DESTILACIÓN** es la separación de los componentes de una mezcla homogénea líquida, por vaporización parcial de la misma, y posterior recuperación del vapor y residuo líquido. El requerimiento esencial para la separación por destilación es que la composición del vapor sea diferente de la composición del líquido en equilibrio con el vapor a una temperatura y presión dadas. Es un proceso de transferencia simultánea de masa y calor

La destilación es una operación unitaria básica, y existe una distinción entre la evaporación y la destilación.

En el primer caso, por lo general existe un componente como vapor, el cual precisamente se descarta para obtener una solución más concentrada ( o suspensión ), como producto de interés.

En la destilación suelen emplearse dos formas de operación : en una se hierva la mezcla líquida y los vapores se condensan sin permitir que el líquido condensado regrese al equipo destilador. En la otra, parte de los vapores condensados retornan al equipo como reflujo líquido, para formar un proceso continuo en contracorriente de vapores y líquido . Este último proceso se denomina rectificación y es el más empleado

Se utilizan varios tipos de dispositivos, denominados: platos, bandejas, y rellenos para poner a las dos fases en contacto entre sí. Estos dispositivos apilados entre sí, se encierran en una cubierta cilíndrica de modo de formar la columna o torre de destilación.

Estas columnas podrán trabajar a presión menor, igual o mayor que la presión atmosférica, por lo que deberán calcularse como recipientes sometidos a presión interna o externa según sea el caso.

Los equipos se clasifican en torres de platos o rellenas ( también llamadas : “ empacadas” ) . Los platos podrán ser perforados, con válvulas, con campanas de burbujeo, u otro sistema que busque poner en íntimo contacto al vapor que asciende con el líquido que desciende, en cada plato o etapa.

También existe el sistema “ spray “ para el líquido que baja, cuya principal ventaja es la baja caída de presión.

El relleno en las torres empacadas es un inerte, que puede ser de material artificial o natural ( rellenos Raschig, Berl, etc y piedras, cadenas virutas ) que buscan aumentar la superficie de contacto entre las fases líquida y vapor ( elevada superficie específica: [ m<sup>2</sup> / m<sup>3</sup> de relleno de torre ]).

El material de alimentación ( la carga ) que se debe separar en fracciones, se introduce en uno o más puntos a lo largo de la carcasa o casco de la columna.

Debido a la diferencia de densidades entre las fases vapor y líquido, el líquido corre hacia abajo de la columna, cayendo en cascada, mientras que el vapor asciende por la columna, estando en contacto con el líquido en cada plato o bandeja, o en forma continua en el relleno. El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente, en un rehervidor calentado, para proporcionar vapor rehervido que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como producto de fondo, cola o residuo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido, en el condensador superior. Parte de ese líquido regresa a la columna como reflujo, para proporcionar un derrame líquido. El resto de la corriente superior se retira como producto superior o destilado.

Este patrón de flujo en el domo o cabeza de la columna de destilación, proporciona un contacto en contracorriente de las corrientes vapor y líquido. En todos los platos o bandejas, o rellenos contenidos en la columna.

Las fases vapor y líquido en un plato, bandeja o porción de relleno dado, se acercan a los equilibrios de temperatura, presión y composición, hasta un punto que depende de la eficiencia del

sistema( plato, bandeja o porción de relleno ) . Los componentes más livianos, de punto de ebullición más bajo, tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados ( de punto de ebullición más alto ), tienden a concentrarse en la fase líquida.

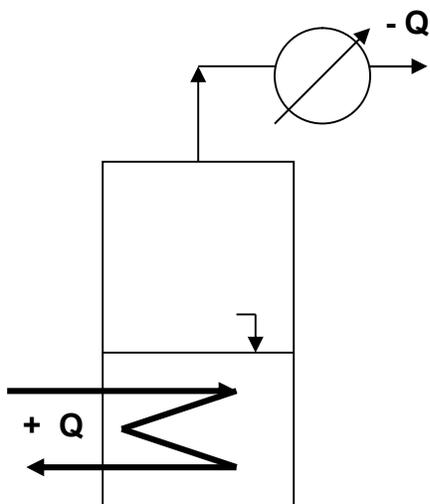
El resultado es una fase vapor que se hace más rica en componentes livianos, al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en componentes pesados, conforme desciende por la columna.

La separación general que se logra entre el producto superior y el de fondo, depende principalmente de las volatilidades relativas de los componentes, el número de contactos entre las fases, y de la relación de reflujo de la fase líquida y la de vapor.

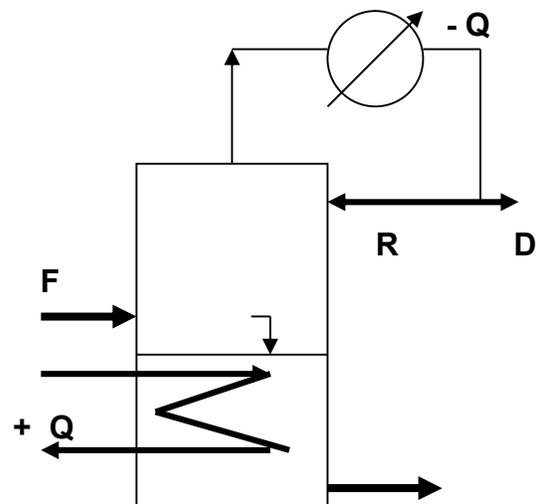
Si la alimentación se introduce en un punto situado a lo largo de la carcasa de la columna, la columna se dividirá en una sección superior que se denomina Sección de rectificación o enriquecimiento, y otra inferior que suele recibir el nombre de sección de recuperación o agotamiento.

Estos términos se vuelven bastante indefinidos en columnas con alimentaciones múltiples, y en columnas en las cuales se retiran corrientes laterales de productos en algunos puntos a lo largo de la columna, además de las dos corrientes de productos de los extremos, antes comentadas.

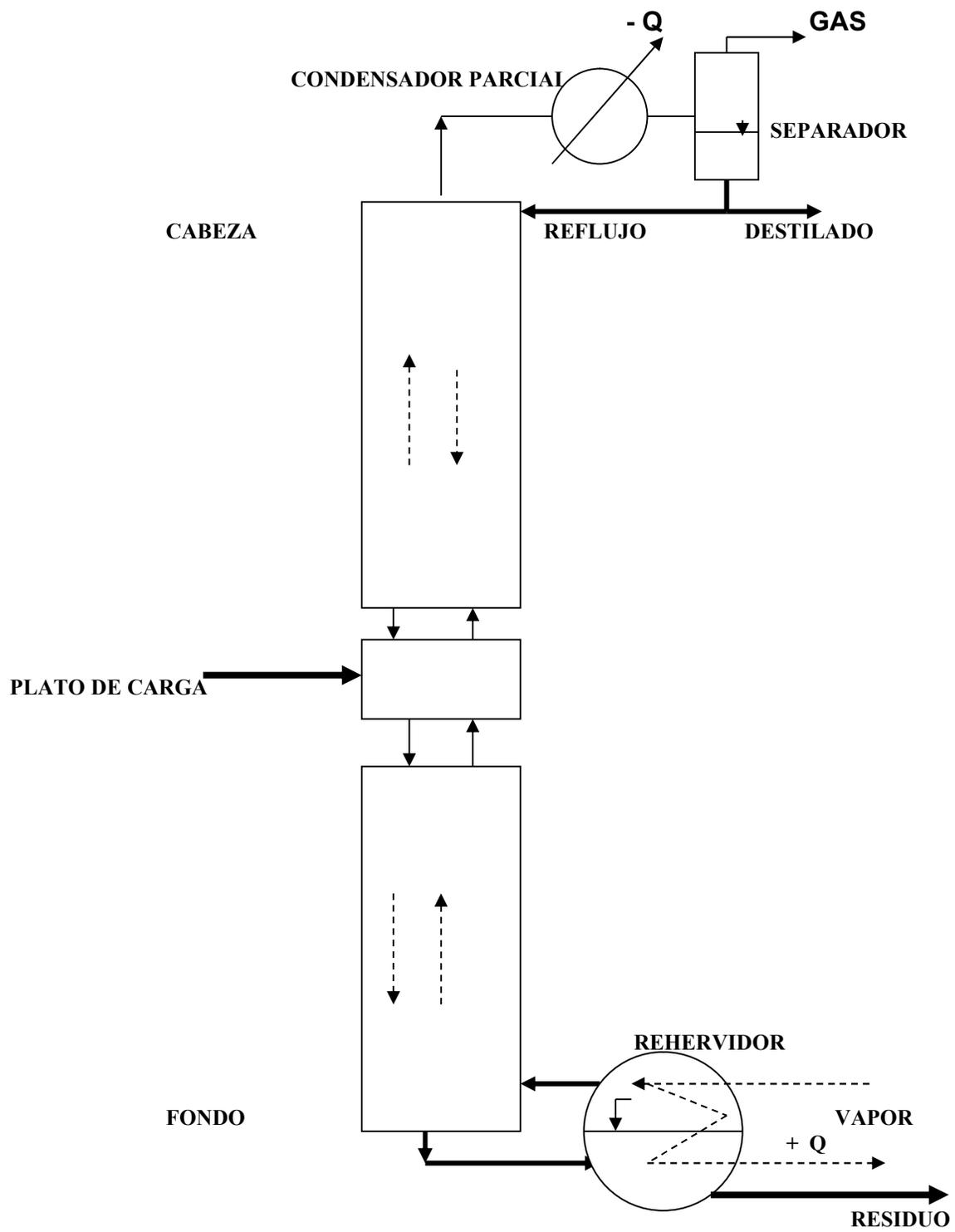
Esquemas representativos de lo anterior comentado se pueden ver a continuación :



DESTILACIÓN DISCONTINUA



DESTILACIÓN CONTINUA



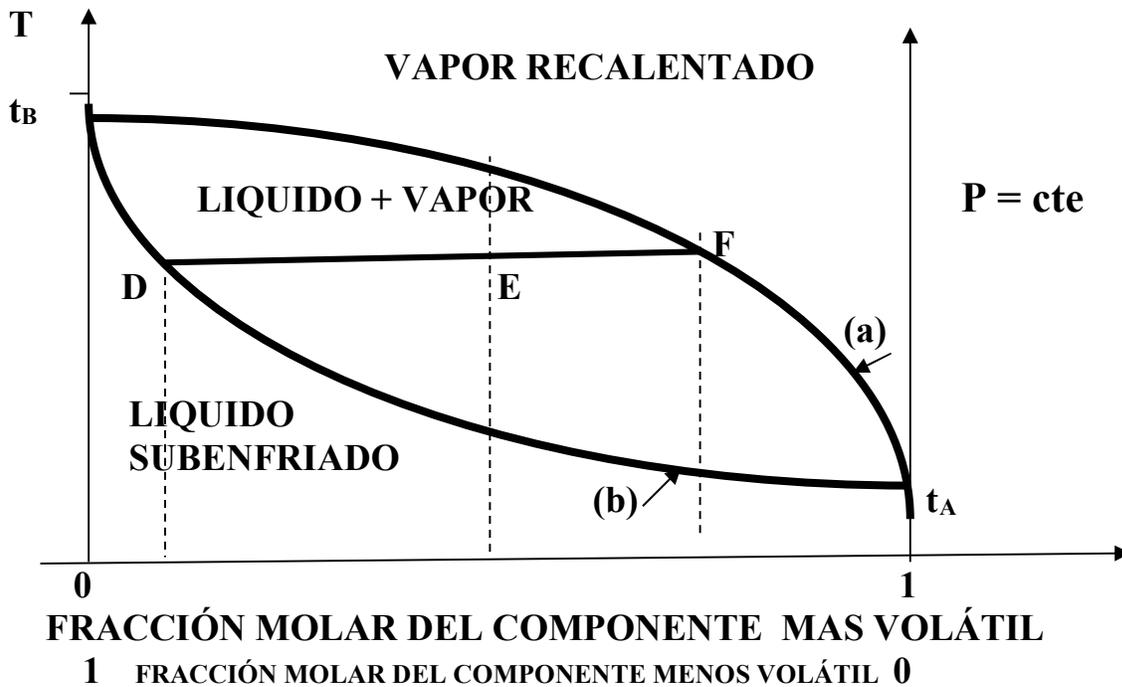
**DESTILACION CONTINUA TORRE RECTIFICADORA**

## EQUILIBRIO LIQUIDO- VAPOR

Los Datos de equilibrio liquido- vapor, son la base de todas las operaciones de destilación. La forma más útil ( aunque con frecuencia no disponible) , de expresión de los datos, es el diagrama de puntos de ebullición - temperatura en función de la fracción molar a presión constante.

Este diagrama representa la curva de puntos de rocío : (a) y la de puntos de burbuja (b)

También llamadas: Dew Point y Bubble Point , respectivamente



La curva (a) proporciona la relación entre la temperatura y composición del vapor a presión constante. La curva (b) proporciona la relación entre la temperatura y composición del líquido a presión constante.

Las mezclas de líquido y vapor en el equilibrio están a la misma temperatura y presión, de forma que las líneas de unión como la: "DF" unen las mezclas en el equilibrio en D y F y observamos geoméricamente que entre ambas curvas hay un número infinito de líneas de unión de este diagrama , que son todas las horizontales entre las temperaturas :  $t_A$  y  $t_B$  Una mezcla de la curva inferior, tal como la representada por el punto D

es un líquido saturado, y un punto de la curva superior tal como el F , es un vapor saturado..

Una mezcla como la del punto E, es de dos fases : una fase líquida con composición D, y una fase vapor con composición F. La proporción másica de estas fases verifica la denominada “ regla de la palanca “ , es decir que:

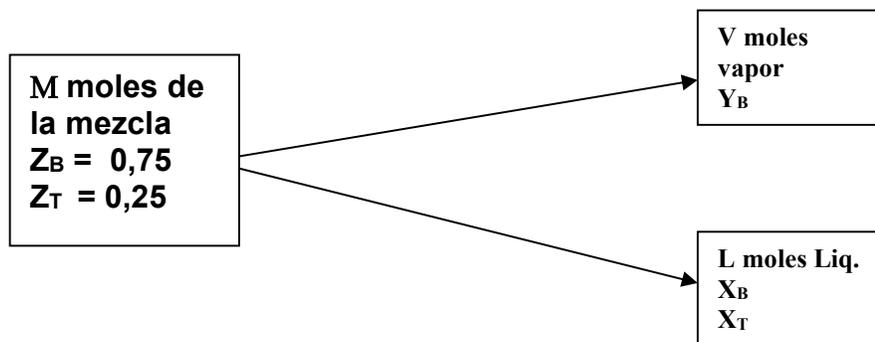
$$\frac{\text{Moles de liquido}}{\text{moles de vapor}} = \frac{FE}{ED}$$

### Ejemplo 1

Una mezcla líquida binaria que contiene 75 moles por ciento de benceno y 25 moles por ciento de tolueno a 200°F y a una presión total de 900 mmHg se separan en dos fases : vapor y líquido.

- calcular la composición y masa molar de cada fase.
- Calcular la composición y masa molar de cada fase, si la temperatura de la mezcla líquida se baja a 100 °F

Solución:



La ecuación de flujo nos dice:  $M = L + V$  [ 1 ]

$$M Z_B = V \cdot Y_B + L \cdot X_B$$
 [ 2 ]

$$M Z_T = V \cdot Y_T + L \cdot X_T$$
 [ 3 ]

$M(1 - Z_B) = V \cdot (1 - Y_B) + L \cdot (1 - X_B)$   
sustituyendo [1] en [2], resulta:

$$(L + V).Z_B = V.Y_B + L.X_B$$

$$L.Z_B + V.Z_B = V.Y_B + L.X_B$$

$$L(Z_B - X_B) = V(Y_B - Z_B)$$

De aquí:

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_B - Z_B}{Z_B - X_B}$$

Según tablas: a 200°F las presiones de vapor del benceno y tolueno son respectivamente:  $P_B = 1150$  mm Hg :  $P_T = 460$  mmHg

La ley de Dalton establece:  $P_{total} = P_B + P_T$

Por la ley de Raoult:

$$P_B = P_B^0 . X_B$$

$$P_T = P_T^0 . X_T$$

A su vez:

$$P_B = P_{total} . Y_B = P_B^0 . X_B$$

$$P_T = P_{total} . Y_T = P_T^0 . X_T$$

$$Y_B = \frac{P_B^0}{P_{total}} X_B = \frac{1150}{900} . X_B = 1,2777 X_B$$

$$Y_T = \frac{P_T^0}{P_{total}} . X_T = \frac{460}{900} . (1 - X_B) = 0,5111 (1 - X_B)$$

$$\text{Pero: } Y_B + Y_T = 1 = 1,2777 X_B + 0,5111 (1 - X_B)$$

$$X_B = 0,638 \quad X_T = 1 - X_B = 0,362$$

$$Y_B = 1,2777 . X_B = 1,2777 . 0,438 = 0,815$$

$$Y_T = 1 - Y_B = 0,185$$

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_B - Z_B}{Z_B - X_B} = \frac{0,815 - 0,750}{0,750 - 0,638} = 0,580$$

Si tomamos como base de cálculo : 100 moles tenemos como resultado:

$$L + V = 100 \text{ moles}$$

$$L = 36,7 \text{ moles}$$

$$V = 63,3 \text{ moles}$$

$$\frac{L}{V} = 0,580$$

c) Según tablas, a 100°F las presiones de vapor del benceno y tolueno, son respectivamente:

$$P_B = 155 \text{ mmHg}$$

$$P_T = 52 \text{ mmHg}$$

$$Y_B = \frac{P_B^0}{P_{\text{total}}} \cdot X_B = \frac{155}{900} \cdot X_B = 0,1722 X_B$$

$$Y_T = \frac{P_T^0}{P_{\text{total}}} \cdot X_T = \frac{52}{900} \cdot (1 - X_B) = 0,0577 (1 - X_B)$$

$$\text{Se deberá cumplir: } 0,1722 \cdot X_B + 0,0577 \cdot (1 - X_B) = 1$$

De donde:  $X_B = 8,123$  VALOR IMPOSIBLE, YA QUE  $X_B$  DEBE SER IGUAL O MENOR QUE LA UNIDAD.

Concluimos que a dicha temperatura y presión, la mezcla original queda totalmente líquida

### Problema 2 :

Se obtuvieron las siguientes presiones de vapor para los componentes:

A = Fenol

B = Ortocresol

Y suponiendo que se cumplen las leyes de Raoult y Dalton, dibujar los siguientes gráficos para la presión total de 10,00 kN/m<sup>2</sup>:

a) Temperatura en función de la composición

- b) Fracción molar del vapor (Y) en función de la fracción molar líquida (X)  
 c) Volatilidad relativa en función de la fracción molar del fenol en la fase líquida

TEMPERATURA [ °K]	Presión del vapor del orto cresol (B) [ kN/m <sup>2</sup> ]	Presión del vapor del fenol (A) [ kN / m <sup>2</sup> ]
387,0	7,70	10,00
387,9	7,94	10,40
388,7	8,21	10,80
389,6	8,50	11,20
390,3	8,76	11,60
391,1	9,06	12,00
391,9	9,40	12,40
392,7	9,73	12,90
393,3	10,00	13,30

Llamando: con  $P_A$  a la presión parcial del fenol ( el componente más volátil ), y con  $P_B$  a la presión parcial del ortocresol ( componente menos volátil, o más pesado ya que su presión de vapor es la menor a cada temperatura)

Ley de Dalton:

$$P_{total} = P_A + P_B$$

Ley de Raoult:

$$P_A = P_A^0 \cdot X_A = P_{total} \cdot Y_A$$

$$P_B = P_B^0 \cdot X_B = P_B^0 \cdot (1 - X_A) = P_{total} \cdot Y_B = P_{total} \cdot (1 - Y_A)$$

$$Y_A = \frac{P_A}{P_{total}} \cdot X_A \quad [1]$$

$$Y_B = 1 - Y_A = \frac{P_B^0 \cdot X_B}{P_{total}}$$

$$P_{Total} = P_A^0 \cdot X_A + P_B^0 (1 - X_A)$$

Reemplazando, obtenemos:

$$X_A = \frac{P_{Total} - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0} \quad [2]$$

Que nos da :  $X_A = f ( P_A^0 , P_B^0 )$  , es decir dándole a:  $P_A^0$  ,  $P_B^0$  los pares de valores correspondientes a cada temperatura podemos sacar:  $T = f ( X_A )$ . Es posible definir la VOLATILIDAD RELATIVA del componente más volátil respecto del menos volátil, por la expresión:

$$\alpha_{AB} = \frac{r_A}{R_A} = \frac{Y_A / Y_B}{X_A / X_B} = \frac{Y_A / (1 - Y_A)}{X_A / (1 - X_A)} = \frac{Y_A \cdot (1 - X_A)}{X_A \cdot (1 - Y_A)} \quad [3]$$

“ $r_A$ ” y “ $R_A$ ” son las abundancias relativas del componente A en las fases vapor y líquido respectivamente. Teniendo en cuenta la [1] y la [3], resulta:

$$\alpha_{AB} = \frac{\frac{P_A^0 \cdot X_A / P_{Total}}{P_B^0 \cdot X_B / P_{Total}}}{\frac{X_A}{X_B}} = \frac{P_A^0}{P_B^0} \quad [4]$$

La ecuación [4] nos da para cada temperatura :  $\alpha_{AB} = \phi ( P_A^0 , P_B^0 )$  , y significa esta ecuación que la volatilidad relativa entre dos componentes a una temperatura dada, es el cociente de las presiones de vapor a dicha temperatura, de los componentes puros.

A la temperatura de 387 °K ( 114°C ) , tomando los valores de los pares:  $P_A^0$  y  $P_B^0$  tendremos:

$$X_A = \frac{10 - 7,70}{10 - 7,70} = 1,00 \quad Y_A = \frac{10 \cdot 1,0}{10} = 1,00$$

$$\alpha = \frac{10,0}{7,7} = 1,300$$

A la temperatura: 387,9°K :

$$X_A = \frac{10 \cdot 7,94}{10,4 - 7,94} = 0,837 \quad Y_A = \frac{10,4 \cdot 0,837}{10,0} = 0,870$$

$$\alpha = \frac{10,4}{7,94} = 1,310$$

Repitiendo los cálculos se obtiene la siguiente tabla:

Temp. [°K]	X <sub>A</sub>	Y <sub>A</sub>	Y <sub>A</sub> calculado con: $\alpha_{AB}$	$\alpha_{AB}$
387,0	1	1,000	1,000	1,300
387,9	0,837	0,670	0,871	1,310
388,7	0,691	0,746	0,747	1,315
389,6	0,556	0,622	0,623	1,318
390,3	0,437	0,506	0,506	1,324
391,1	0,320	0,384	0,383	1,325
391,9	0,200	0,248	0,248	1,319
392,7	0,085	0,110	0,109	1,326
393,3	0,000	0,000	0,000	1,330

El valor promedio de las volatilidades es:

$$\alpha_{AB} = \frac{\sum \alpha_{AB}}{n} = \frac{11,867}{9} = 1,319$$

como:

$$\alpha_{AB} = \frac{Y_A \cdot (1 - X_A)}{X_A \cdot (1 - Y_A)} \quad \text{de aquí se deduce:}$$

$$Y_A = \frac{\alpha_{AB} \cdot X_A}{1 + (\alpha_{AB} - 1) \cdot X_A} \quad X_A = \frac{Y_A}{\alpha_{AB} - (\alpha_{AB} - 1) \cdot Y_A}$$

En nuestro caso:

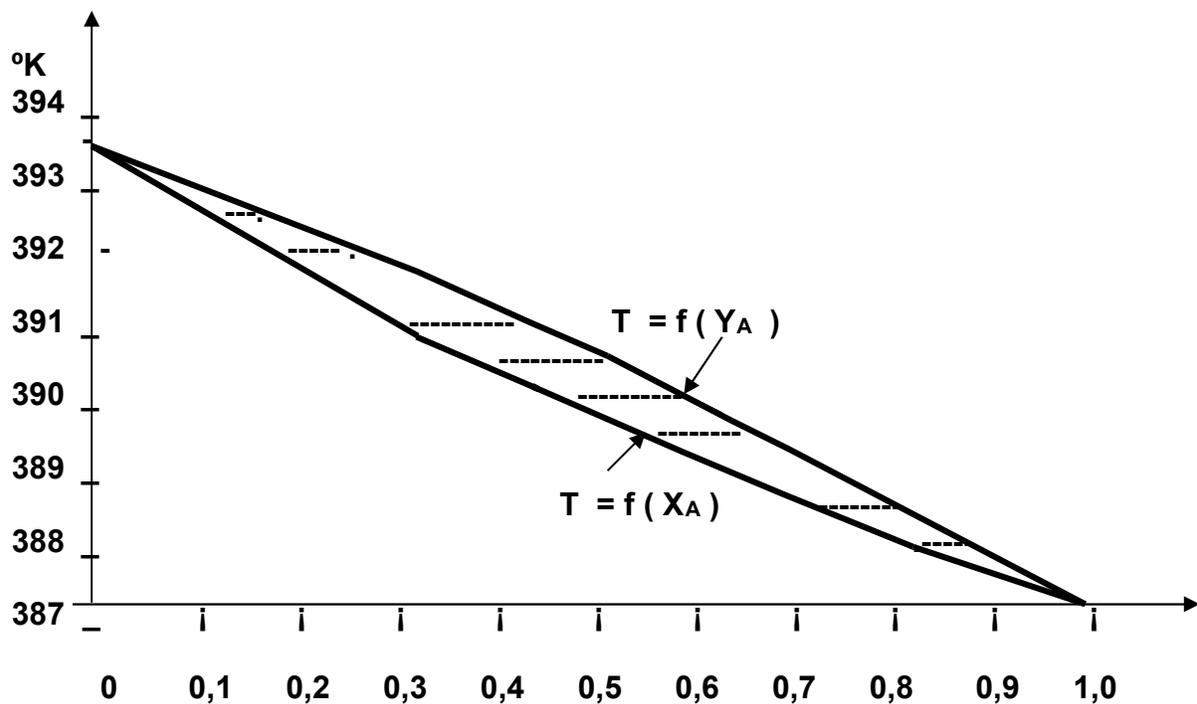
$$Y_A = \frac{1,319 \cdot X_A}{1 + 0,319 \cdot X_A}$$

luego tenemos:

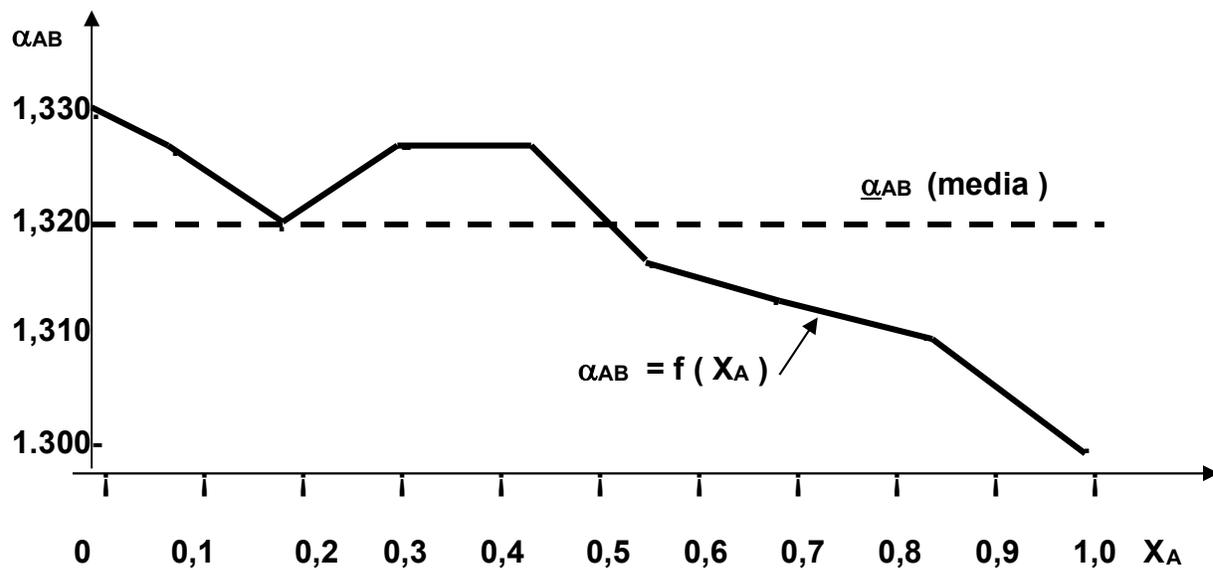
$$\text{para; } X_A = 1,000 \longrightarrow Y_A = 1,000$$

$$X_A = 0,837 \longrightarrow Y_A = 0,871 \text{ y así sucesivamente .....}$$

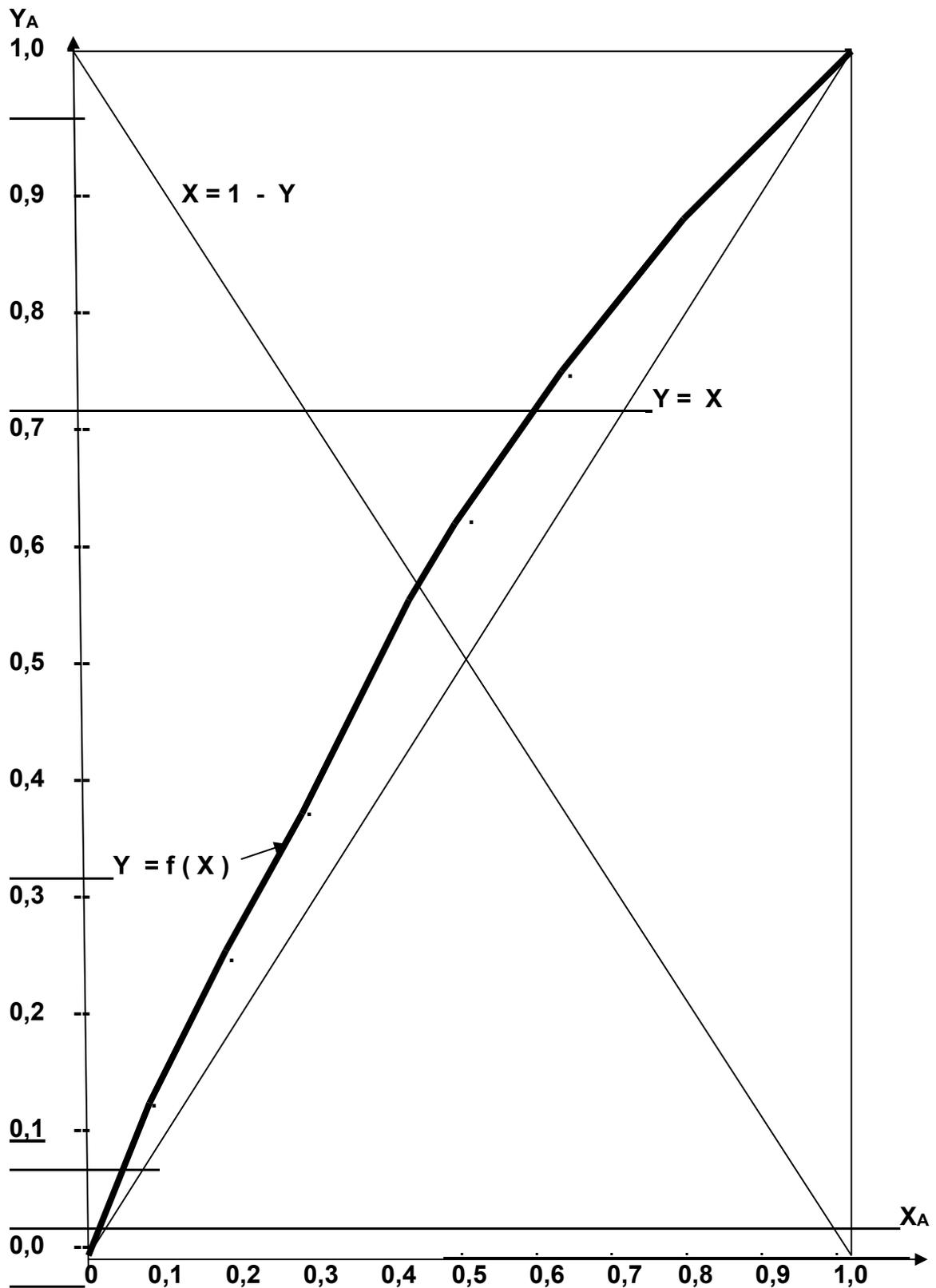
Es importante recalcar que los valores de fracción molar " Y " son siempre los de equilibrio con la fracción molar " X " , a una temperatura y presión dada, es decir : Y\* .



CURVAS : TEMPERATURA – FRACCIONES MOLARES  $X_A$  o  $Y_A$



CURVA: VOLATILIDAD RELATIVA – FRACCIÓN MOLAR  $x_a$



**DIAGRAMA FRACCIÓN MOLAR DEL VAPOR EN FUNCIÓN DE LA FRACCIÓN MOLAR DEL LIQUIDO**

## SISTEMAS NO IDEALES

Hasta ahora se han visto problemas de sistemas binarios ideales, es decir aquellos que cumplen las leyes de Dalton y Raoult . Sin embargo la desviación respecto de la idealidad es un hecho común y debe recurrirse a la utilización de datos de equilibrio experimentales.

Pueden utilizarse, cuando no se disponen de ellos, de los denominados **COEFICIENTES DE ACTIVIDAD** , que formalmente corrige las expresiones antes vistas:

$$P_{\text{Total}} \cdot Y_A = \chi_A \cdot P_A^0 \cdot X_A$$

$$P_{\text{Total}} \cdot (1 - Y_A) = \chi_B \cdot P_B^0 \cdot (1 - X_A)$$

Dividiendo miembro a miembro, resulta:

$$\frac{Y_A}{(1 - Y_A)} = \frac{\chi_A \cdot P_A^0}{\chi_B \cdot P_B^0} \cdot \frac{X_A}{(1 - X_A)} \quad \Rightarrow \quad \alpha_{AB} = \frac{\chi_A \cdot P_A^0}{\chi_B \cdot P_B^0}$$

Siendo : “  $\chi$  “ , el **COEFICIENTE DE ACTIVIDAD** . Este coeficiente varía con la composición y en menor grado con la temperatura. Se cuenta con datos para una gran cantidad de sistemas . Así pueden cumplirse las ecuaciones de Gibbs . Duhem , de Van Laar y Margules , para predecir la variación de estos coeficientes con la composición.

## DESTILACIÓN INSTANTÁNEA EN EQUILIBRIO (FLASH DISTILLATION )

En este proceso, una porción de líquido se calienta manteniéndose el vapor y el líquido en contacto hasta que las dos fases encuentran el equilibrio entre sí y luego se produce en un ambiente adecuado ( una torre por ejemplo ) el “ flash “ de la mezcla , y se elimina el vapor, el cual se condensa como un producto.

Denominando:

$F$  [ moles g / hora ] = Alimentación

$X_F$  = fracción molar del componente más volátil en la carga

$H_F$  [ Kcal / mol ] = entalpía molar

$Q$  = calor entregado para calentar la carga [ Kcal / hora ]

$f$  = fracción de la alimentación que se transforma en vapor ( varía entre 0 y 1 )

$D = F \cdot f$  = destilado

$Y_D$  = fracción molar del componente más liviano en el destilado

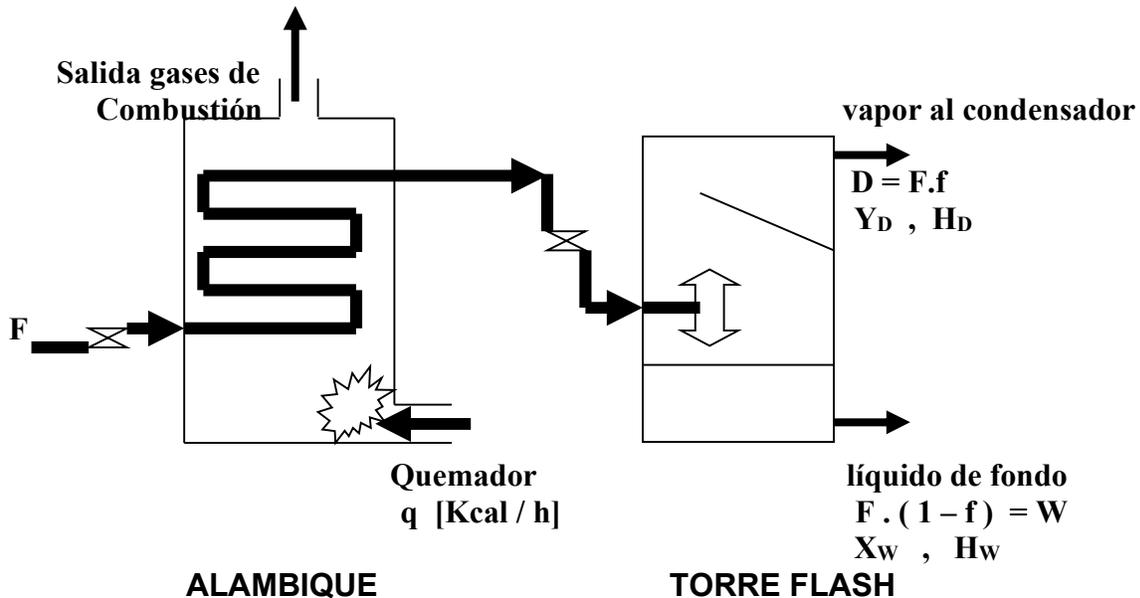
$H_D$  = entalpía del destilado

$F \cdot (1 - f) = W$  = cantidad de líquido del fondo de la torre flash

$X_W$  = fracción molar del componente más liviano en el liquido del fondo

$H_w$  = entalpía del líquido del fondo

El proceso se puede esquematizar de la siguiente manera:



Si se efectúa el balance de masa general:

$$F = F \cdot f + F \cdot (1 - f) = D + W \quad [1]$$

El balance de masa del componente más volátil será;

$$F \cdot X_F = F \cdot f \cdot Y_D + F \cdot (1 - f) \cdot X_W = D \cdot Y_D + W \cdot X_W \quad [2]$$

El balance de energía calorífica será:

$$F \cdot H_F + q = F \cdot f \cdot H_D + F \cdot (1 - f) \cdot H_w = D \cdot H_D + W \cdot H_w \quad [3]$$

Combinando estas tres ecuaciones podemos encontrar la relación : -  $W/D$ , o lo que es lo mismo: -  $F \cdot (1-f) / F \cdot f$  ( relación : residuo / destilado ).

Combinando primeramente [ 1 ] con [ 2 ] :

$$(D + W) \cdot X_F = D \cdot Y_D + W \cdot X_W \quad \text{desarrollando:}$$

$$D \cdot X_F + W \cdot X_F = D \cdot Y_D + W \cdot X_W \quad \text{sacando factor común:}$$

$$W (X_F - X_W) = D (Y_D - X_F) \quad \text{de aquí sacamos la relación:}$$

$$\frac{W}{D} = \frac{(Y_D - X_F)}{(X_F - X_W)} \quad \Rightarrow \quad \frac{W}{D} = \frac{Y_D - X_F}{X_W - X_F} \quad [4]$$

De la misma manera procediendo con la [ 1 ] y la [ 3 ] :  
 ( multiplicando y dividiendo por F en el primer miembro de la [ 3 ] :

$$F ( H_F + Q/F ) = D . H_D + W . H_w \quad \text{reemplazando ahora } F = D + W :$$

$$( D + W ) . ( H_F + Q/F ) = D . H_D + W . H_w \quad \text{desarrollando el primer miembro:}$$

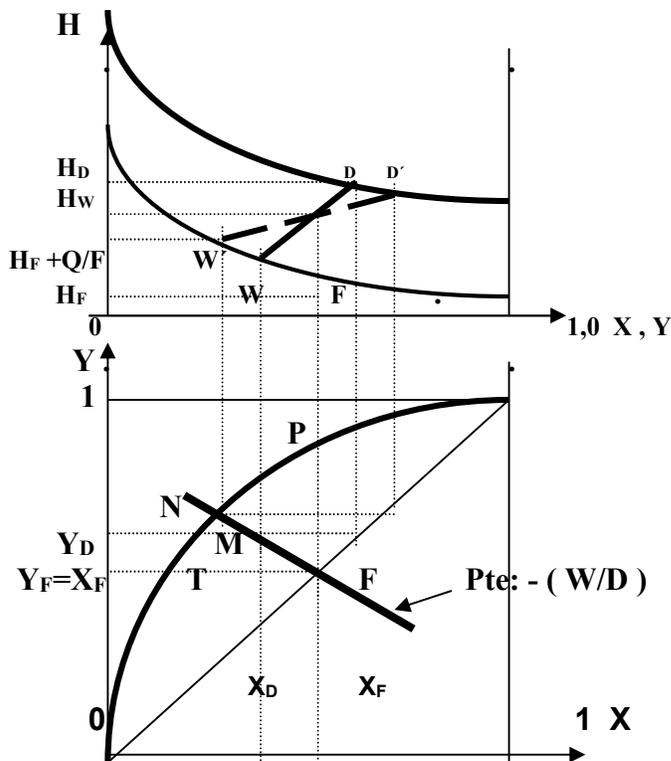
$$D . H_F + W . H_F + D . ( Q/F ) + W . ( Q/F ) = D . H_D + W . H_w \quad \text{y agrupando :}$$

$$W ( H_F - H_w + Q/F ) = D ( H_D - H_F - Q/F ) \quad \text{de aquí:}$$

$$\frac{W}{D} = \frac{[ H_D - ( H_F + Q/F ) ]}{[ H_F - H_w + Q/F ]} \quad \Rightarrow \quad \frac{W}{D} = \frac{H_D - ( H_F + Q/F )}{H_w - ( H_F + Q/F )} \quad [ 5 ]$$

Luego la [ 4 ] y [ 5 ] dan ...

$$-\frac{F \cdot (1-f)}{F \cdot f} = -\frac{W}{D} = \frac{Y_D - X_F}{X_w - X_F} = \frac{H_D - ( H_F + Q/F )}{H_w - ( H_F + Q/F )} \quad [ 6 ]$$



Representando dos diagramas:

1°) H,X,Y

2°) X,Y

La recta NF, representa la ecuación [6] y su pendiente negativa es  $-W/D$  en el diagrama X,Y mientras que en el H,X,Y, representa la recta: WD.

La recta DW representa la salida de las corrientes efluentes, cuando no están en equilibrio

El punto :  $( H_F+Q/F, X_F )$  es la alimentación a la salida del horno calentador. La recta DW rota hacia D'W', si la corriente D saliera en equilibrio, correspondiente al punto N de dicha curva.

Las curvas del diagrama ; H, X,Y, son las de los puntos de rocío y burbuja.

Como dijimos, los puntos D'W' corresponden a la recta de operación de una sola etapa, como es nuestro caso, cuando las corrientes salen en equilibrio

de la torre flash. Esta recta corresponde a la figura superior, y se corresponde con el punto D de la inferior.

Vemos que el vapor más rico, pero en cantidad infinitesimal sería el correspondiente al punto P, en el punto de burbuja de la mezcla de alimentación, y el líquido más pobre también en cantidad infinitesimal, es el correspondiente a T en el punto de rocío de la mezcla de alimentación.

Las composiciones de los productos reales estarán entre esos límites, según sea el grado de evaporación de la mezcla en el horno, y también de la eficiencia del proceso.

**PROBLEMA 3 :** Una mezcla equimolar de benceno – tolueno, se somete a una destilación flash o instantánea de equilibrio, en una torre de separación que opera a 1 atmósfera.

Representar las siguientes variables en función de la fracción de vaporización “ f ”.

- la temperatura del separador
- la composición del líquido que sale de la torre
- la composición del vapor que sale de la torre

Temperatura °K	Fracción molar fase líquida X	Fracción molar fase vapor Y
80,1	1,000	1,000
85,0	0,780	0,900
90,0	0,581	0,777
95,0	0,411	0,632
100,0	0,258	0,456
105,0	0,130	0,261
110,0	0,017	0,039
110,6	0,000	0,000

La ecuación del componente más volátil ( benceno ) nos da

$$F \cdot X_F = F \cdot f \cdot Y_D + F \cdot (1 - f) \cdot X_W$$

Vemos que para :  $f = 0$ , no hay vapor, entonces :  $X_F = X_W$

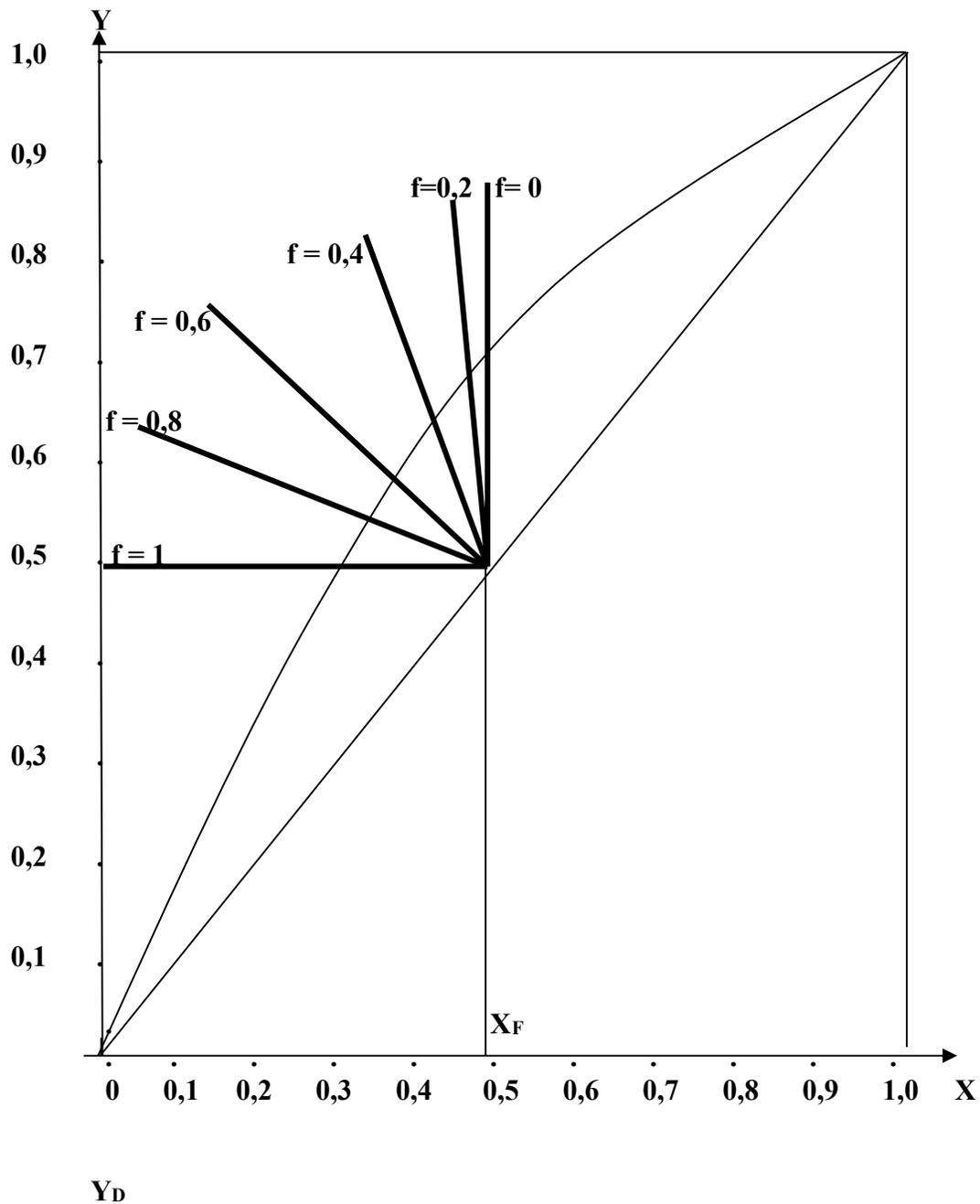
Cuando f es distinta de cero, despejamos  $Y_D$  :

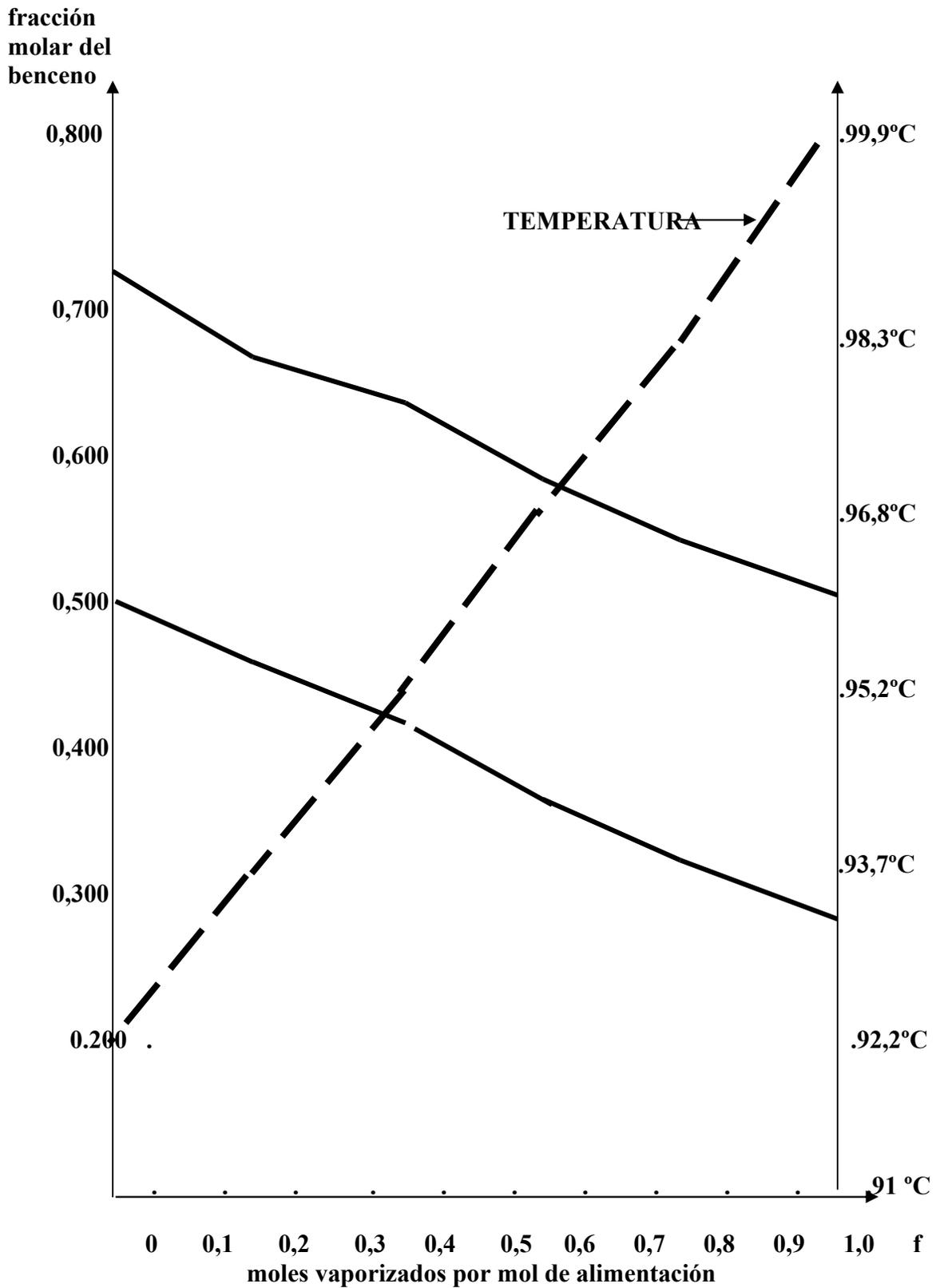
$$Y_D = \frac{-(1-f) \cdot X_W + X_F}{f}$$

Es la ecuación de una recta que pasa por :  $X_F = X_W$ , y su pendiente es :  $-\frac{f(1-f)}{f}$

En la siguiente tabla, se dan para distintos valores de “ f ”, las fracciones molares de las fases líquida y vapor, obtenidas del gráfico correspondiente, como así la temperatura de equilibrio.

Fracción vaporizada F	Pendiente: $-\frac{(1-f)}{f}$	Fracción molar - fase líquida $X_w$	Fracción molar fase vapor $Y_D$	Temperatura °C
0	$-\infty$	0,500	0,710	98,2
0,2	- 4,0	0,455	0,670	93,7
0,4	- 1,5	0,410	0,630	95,2
0,6	- 0,67	0,365	0,585	96,8
0,8	- 0,25	0,325	0,540	98,3
1,0	0	0,290	0,500	99,9





**PROBLEMA 4 :** ,debe destilarse en su punto de ebullición, para producir un destilado que contiene 25 g moles por ciento de amoníaco . En el equilibrio

la fracción molar del amoníaco en el vapor es 6,3 veces la del líquido. El flujo molar de alimentación es 0,1 Kmolg / s. Calcular el número de moles de destilado que puede obtenerse en una destilación de equilibrio instantánea

$$Y_D = 6,3 X_W, \text{ como : } Y_D = 0,25 \implies X_W = \frac{0,25}{6,3} = 0,0397$$

Para el amoníaco, el balance másico nos da:

$$F \cdot X_F = F \cdot f \cdot Y_D + F \cdot (1 - f) \cdot X_W$$

$$0,1 \text{ Kmolg/seg} \cdot 0,1 = D \cdot 0,25 + (0,1 \text{ Kmolg/seg} - D) \cdot 0,0397$$

$$D = \frac{0,00603 \text{ Kmolg/seg}}{0,2103} = 0,0287 \text{ Kmolg/seg}$$

### DESTILACIÓN DIFERENCIAL O ABIERTA

Consiste en llevar a ebullición la mezcla líquida en un destilador y eliminar condensando en forma continua el vapor que se forma, enriqueciéndose en el líquido remanente en el destilador en el componente menos volátil

### PROBLEMA 5 :

Se alimenta un destilador con 100 Kmolg de una mezcla líquida binaria A,B que contiene 50 mol g por ciento del componente A y se requiere un producto residual que contenga 5 mol g por ciento de A. Calcular la masa de producto obtenida. Los datos de equilibrio son:

X	0,50	0,40	0,30	0,20	0,10	0,05
Y	0,67	0,57	0,46	0,34	0,20	0,10

Si la alimentación inicial es  $F_0$  ( mol g ), de composición  $X_0$ , luego de un cierto tiempo " t " en el destilador, quedarán  $F$  ( mol g ) con composición  $X$ . Supongamos ahora que se vaporiza una pequeña cantidad de líquido:  $dF$ , de modo que la composición disminuyó en el líquido de  $X$  a:  $( X - dX )$  y su masa varía de  $F$  a

$( F - dF )$ , La masa molar de A que queda en el destilador será:

$$( F - dF ) \cdot ( X - dX )$$

y se habrán eliminado en el vapor:  $Y \cdot dF$  moles g de A, luego :

$$\cancel{X} \cdot F = ( X - dX ) \cdot ( F - dF ) + Y \cdot dF = \cancel{X} \cdot F - X \cdot dF - F \cdot dX + dX \cdot dF + Y \cdot dF$$

Despreciando el diferencial de orden superior :  $dX \cdot dF$

$$F \cdot dX = dF ( Y - X ) \quad \therefore \frac{dX}{Y - X} = \frac{dF}{F}$$

Integrando: 
$$\int_{X_0}^{X_w} \frac{dX}{(Y-X)} = \int_{F_0}^{F_w} \frac{d \ln F}{X_0}$$

$$\ln [F_0 / F_w] = \int_{X_w}^{X_0} \frac{dX}{(Y-X)}$$

Esta ecuación se la conoce como ECUACIÓN DE LORD RAYLEIGH .  
 Si se conoce la relación funcional entre Y y X, se puede integrar numéricamente. En caso contrario se recurre a la integración gráfica.  
 Hay casos en que:  $Y = a \cdot X$  ( ley de Henry ), lo que nos da:

$$\ln [F_0 / F_w] = 1 / (a - 1) \cdot \ln [X_0 / X_w]$$

O también :  $\frac{1}{(a-1)}$

$$\frac{F_0}{F_w} = \left( \frac{X_0}{X_w} \right)^{\frac{1}{(a-1)}}$$

en cambio si :

$Y = aX + b$ , se obtiene la fórmula:

$$\ln [F_0 / F_w] = 1 / (a - 1) \cdot \ln [ (a - 1) \cdot X_0 + b / (a - 1) X_w + b ]$$

Si en cambio:

$$Y = \frac{\alpha \cdot X}{1 + (\alpha - 1) \cdot X}$$

se obtiene:

$$\frac{F_0}{F_w} = \sqrt[\alpha-1]{\frac{X_0}{X_w} \left[ \frac{1 - X_w}{1 - X_0} \right]^\alpha}$$

En nuestro problema:

X	Y	Y - X	1 / (Y - X)
0,50 = $X_D$	0,67	0,17	5,88
0,40	0,57	0,17	5,88
0,30	0,46	0,16	6,25
0,20	0,34	0,14	7,14
0,10	0,20	0,10	10,0
0,05 = $X_w$	0,10	0,05	20,0

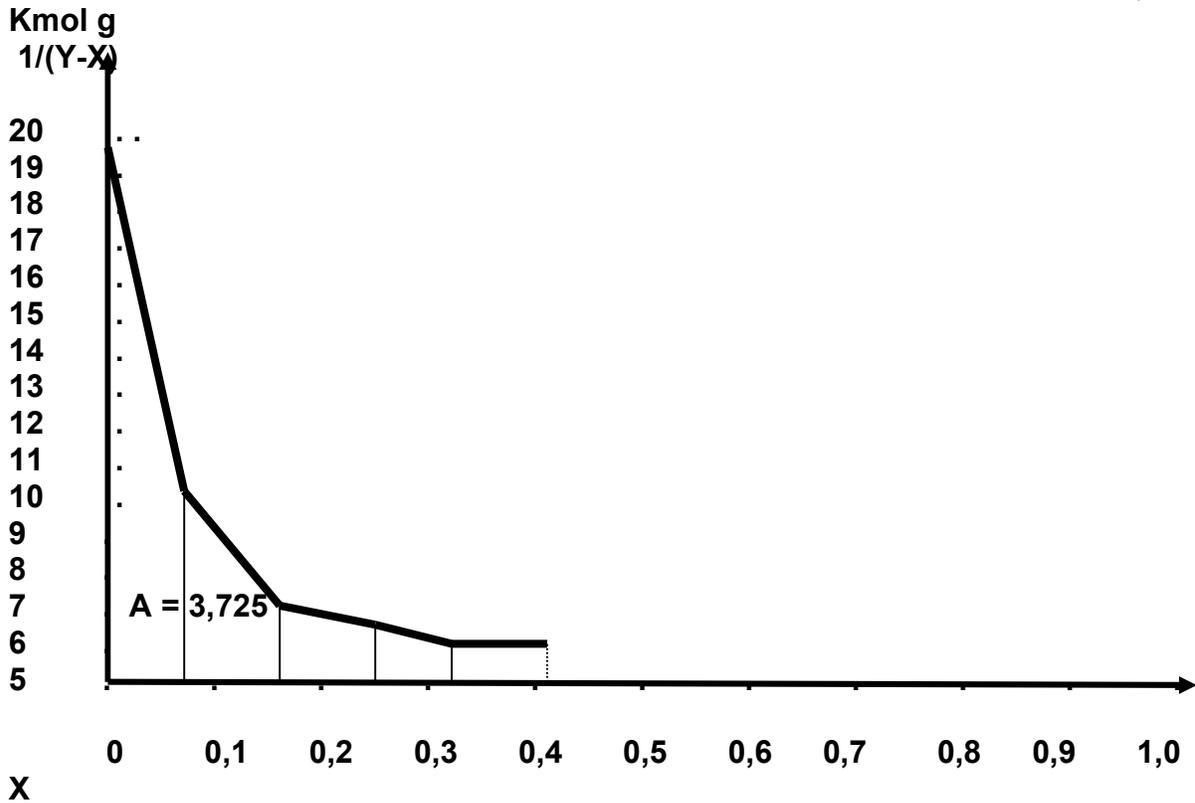
Representando:  $1 / (Y-X)$  , en función de X , el área debajo de la curva resulta ser: 3,725 , luego:

Fo

100 Kmol g

$$\ln \frac{F_o}{F_w} = 3,725 = \ln \frac{F_o}{F_w}$$

$$F_w = 2,41$$



**PROBLEMA 6 :**

Una mezcla benceno - tolueno de composición 0,4 en fracción molar de benceno se somete a una destilación diferencial o abierta, a la presión de 1 atmósfera. Si la destilación se interrumpe cuando se ha destilado el 65 % de los moles g iniciales, calcular:

- la composición del destilado
- la composición del residuo
- la masa en por ciento del benceno contenido en el destilado respecto del correspondiente a la carga inicial

La volatilidad relativa entre benceno – tolueno se adopta como: 2,5

$$\frac{F_o}{F_w} = \frac{X_o \left[ \frac{1 - X_w}{1 - X_o} \right]^{\alpha - 1}}{X_w}$$

tomando como base de cálculo  $F_o = 100 \text{ mol g}$

$$\frac{100}{100-65} = \sqrt[1,5]{\frac{0,4 \left[ \frac{1 - X_w}{1 - 0,4} \right]^{2,5}}{X_w}} \quad (1 - X_w)^{1,667} = 2,2466 \cdot X_w^{0,6667}$$

Para:  $X_w = 0,20$

0,6894                      0,7682

Para:  $X_w = 0,19$

0,7038                      0,7424

Para:  $X_w = 0,18$

0,7183                      0,7161

con buena aproximación es solución del problema

Para:  $X_w = 0,17$

0,7330                      0,6893

Balance de masa:

	INICIAL	FINAL	DESTILADO
Moles totales g	100	35	65
Benceno (mas Volátil)	$100 \times 0,4 = 40$	$35 \times 0,18 = 6,3$	$40 - 6,3 = 33,7$
Tolueno(menos Volátil)	$100 \times 0,6 = 60$	$35 - 6,3 = 28,7$	$60 - 28,7 = 31,3$
	100	35	65

$$X_D = 33,7 / 65 = 0,52$$

$$X_w = 0,18$$

$$\text{Masa benceno recuperado: } (\%) = (33,7 / 40) \cdot 100 = 83,3 \%$$

### PROBLEMA 7 :

Una mezcla de tetracloruro de carbono – tolueno de 60 moles g por ciento del primero, se somete a una destilación diferencial o abierta , a la presión atmosférica, interrumpiéndose la misma cuando se han separado la mitad de los moles g contenidos en la carga inicial.

Determinar:

1) composición global del destilado

- 2) composición del líquido residual  
 3) masa del tetracloruro de carbono expresado como porcentaje de la masa inicial que ha pasado al destilado.

X	Y	1 / (y - x)
0,00	0,00	∞
0,05	0,107	17,544
0,10	0,202	9,804
0,15	0,290	7,143
0,20	0,369	5,917
0,25	0,442	5,208
0,30	0,506	4,854
0,35	0,565	4,651
0,40	0,618	4,587
0,45	0,665	4,651
0,50	0,708	4,808
0,55	0,748	5,051
0,60	0,784	5,435
0,65	0,817	5,988
0,70	0,847	6,803
0,75	0,875	8,000
0,80	0,900	10,000
0,85	0,926	13,158
0,90	0,950	20,000
0,95	0,978	35,714
1,00	1,000	∞

$$\ln \frac{F_o}{F_w} = \int_{X_w}^{X_o} \frac{dX}{Y - X}$$

$$\ln \frac{100}{50} = \int_{X_w}^{0,60} \frac{dX}{Y - X} = 0,693$$

Representando gráficamente : 1 / ( Y - X ) versus X, se puede determinar por tanteos el valor límite Xw de la integral, de modo de obtener un área igual a: 0,693

Si suponemos: Xw = 0,40 el área resulta : 0,982

Si suponemos: Xw = 0,50 el área resulta 0,509

Si suponemos: Xw = 0,45 el área resulta 0,745

Interpolando resulta Xw = 0,461

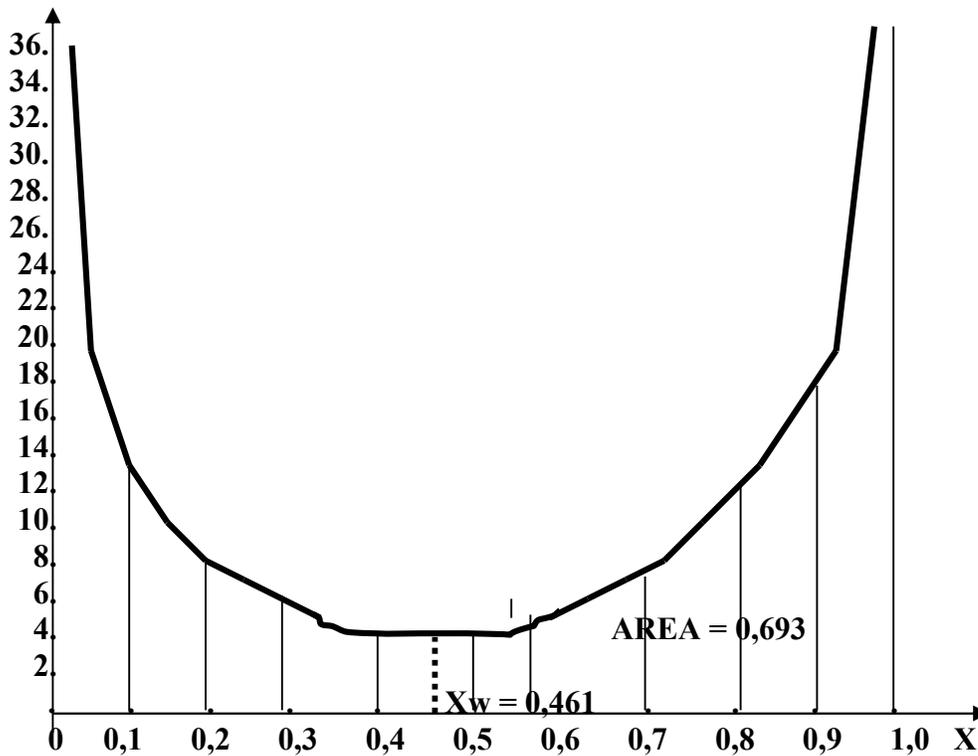
**Balance de masa:**

	Inicial	Final	Destilado
Moles totales	100	50	50
Componente más volátil ( $\text{Cl}_4\text{C}$ )	60	$50 \times 0,461 = 23$	$60 - 23 = 37$
Componente menos volátil ( $\text{C}_6\text{H}_5\text{—CH}_3$ )	40	$50 - 23 = 27$	$40 - 27 = 13$
	100	60	50

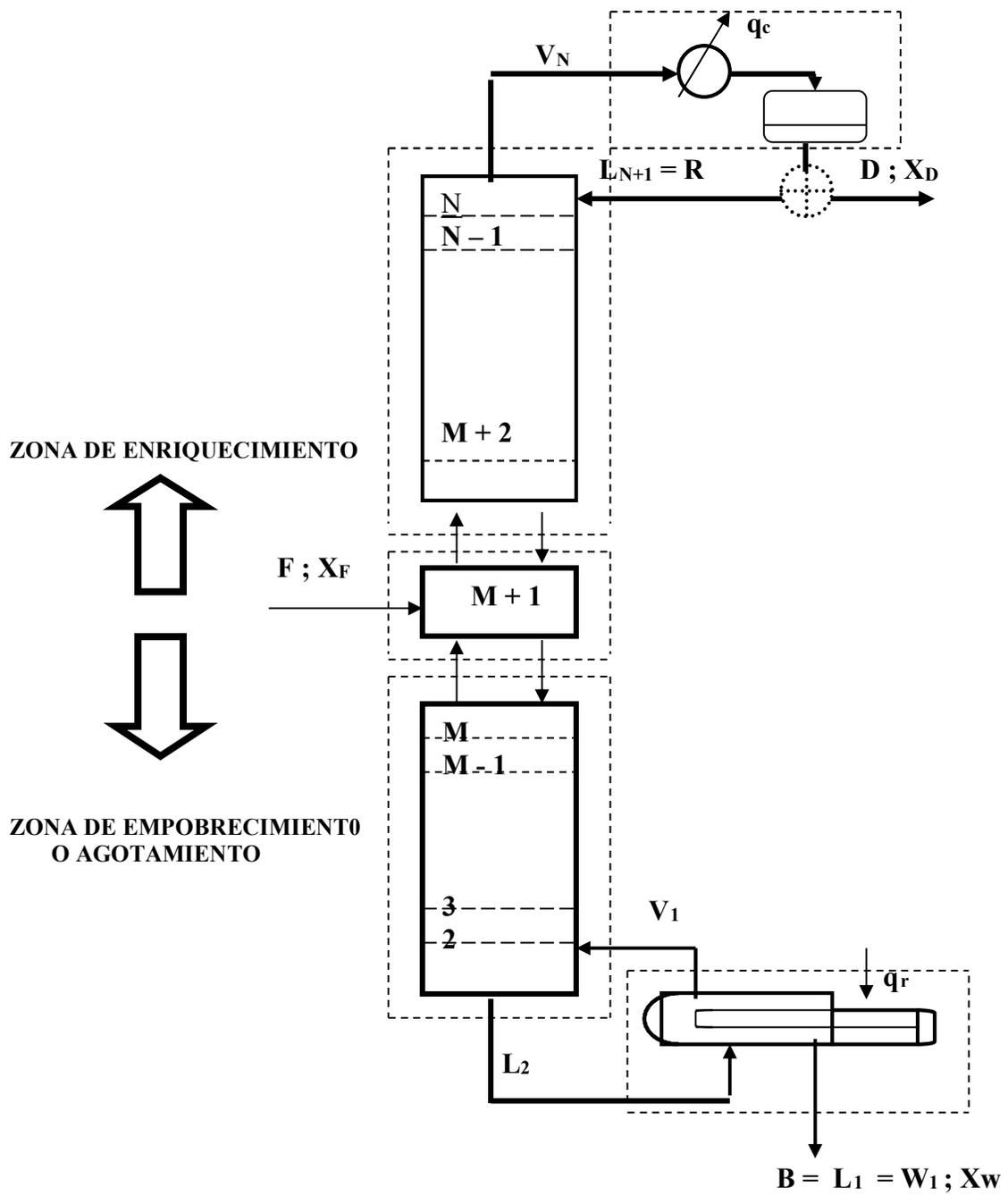
**Masa  $\text{Cl}_4\text{C}$  destilado % respecto a la masa inicial:**

$$( 37 / 60 ) \cdot 100 = 61,7 \% \quad \therefore X_D = 37 / 50 = 0,740$$

$1 / (Y - X)$



**DESTILACIÓN CONTINUA:**



## COLUMNA O TORRE DE RECTIFICACIÓN CON UNA ALIMENTACIÓN, CONDENSADOR TOTAL Y REHERVIDOR PARCIAL

En el caso de una columna de platos o bandejas perforadas se cuentan los mismos desde el fondo hacia la cabeza ( de abajo hacia arriba, correspondiendo al rehervidor el número 1, el total de platos serán N, el de la alimentación:  $M + 1$  . Esta forma de numeración es arbitraria, y puede adoptarse otra cualquiera ( por ejemplo a la inversa ). Lo que sí luego de adoptada se deberá ser coherente con ella en todo el desarrollo.

### VARIABLES DE DISEÑO :

Para procesos de separación será posible una solución de diseño, si el número de ecuaciones independientes es igual al numero de incógnitas:

$$N_i = N_v - N_c$$

Donde:

$N_v$  = número total de variables ( incógnitas que se incluyen en el proceso)

$N_c$  = número de restricciones existentes ( ecuaciones independientes )

$N_i$  = número de variables de diseño

En analogía con el análisis de la regla de las fases,  $N_i$ , recibe siempre el nombre de “ grados de libertad “ ó “ varianza “.

Se trata del número de variables que debe especificar el diseñador para definir una operación única ( solución ) del proceso . Las variables  $N_i$  en que se debe interesar el diseñador de un proceso de separación, son las siguientes:

- 1) concentraciones de las corrientes o flujos
- 2) temperaturas
- 3) presiones
- 4) flujos
- 5) variables de repetición  $N_r$

Las tres primeras , son variables intensivas . La cuarta es extensiva . La quinta no es variable intensiva ni extensiva, sino que es el único grado de libertad que utiliza el diseñador, cuando especifica la frecuencia con que se repetirá un elemento dado en una unidad.

Por ejemplo una sección de columna de destilación, se compondrá de una serie de etapas de equilibrio, y cuando el diseñador especifica el número de etapas que contendrá la sección, utilizará el único grado de libertad representado por la variable de repetición (  $N_r = 1,0$  ) . Si la columna de destilación contiene más de una sección ( por ejemplo por encima y por debajo de la etapa de alimentación ), se deberá especificar el número de etapas de cada sección y existirán tantas variables de repetición , como secciones : es decir  $N_r = 2,0$

Las diversas relaciones restrictivas  $N_c$  , se pueden dividir en los siguientes tipos:

- 1) restricciones inherentes
- 2) restricciones de balances de masa
- 3) restricciones de balances de energía
- 4) restricciones de distribución de fases
- 5) restricciones de equilibrio químico

Las restricciones inherentes , son por lo común el resultado de definiciones, y toman la forma de identidades. Por ejemplo, el concepto de las etapas de equilibrio incluye las restricciones inherentes :  $T^V = T^L$  y  $P^V = P^L$  , en donde los supraíndices : V ( vapor ) y L ( líquido ) se refieren a las corrientes de salida en equilibrio

Las restricciones del balance de masas, son los balances C que se escriben para los componentes presentes en el sistema ( puesto que se analizan mezclas no reactivas cada componente químico presente es un componente en la regla de las fases ).

Una alternativa consiste en escribir ( C – 1 ) balances por componente , y un balance global de masa.

Las restricciones de los balances de energía, son los balances que se escriben para las corrientes en juego dentro del proceso de destilación.

Las restricciones de distribución de fases reflejan el requisito de que:  $f_i^V = f_i^L$  en equilibrio. En los sistemas: vapor – líquido , se debe reconocer siempre que todos los componentes aparecen hasta cierto punto en las dos fases, y habrá esta restricción para todos y cada uno de los componentes del sistema.

En sistemas: vapor – líquido – líquido , cada componente tendrá 3 de esas restricciones, pero sólo 2 son independientes.

En general, donde los componentes están en todas las fases, el número de relaciones restrictivas que se deben al fenómeno de distribución será :  $C \cdot ( N_p - 1 )$

En donde  $N_p$  es el número de fases presentes. Las restricciones de equilibrio químico no interesan, puesto que se analiza sólo sistemas no reactivos.

#### Análisis de elementos :

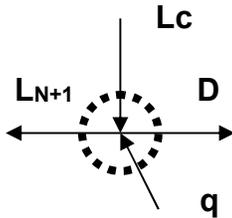
Un elemento se define como parte de una unidad más compleja. La unidad puede ser el total o solo una parte del proceso completo. El elemento más simple que debe diseñar el encargado del proyecto es una corriente homogénea única. Las variables necesarias para definirla en un punto cualquiera, son las siguientes:

$N_v$  ( número de variables del elemento )

Concentraciones	C – 1
Temperatura	1
Presión	1
Flujos	1

-----  
Total :      C + 2

Un divisor de corrientes separa simplemente una corriente en dos o más. En el caso



Un divisor de corrientes, separa simplemente una corriente en dos o más. En el caso de la figura, se incluyen tres corrientes de masa y una de energía, por lo tanto :

$$N_v = 3 \cdot (C + 2) + 1 = 3C + 7$$

Las restricciones independientes son :

Inherentes : Nc

Identities de T y P entre  $L_{N+1}$  y D 2

Identities de concentraciones entre  $L_{N+1}$  y D C - 1

Balances de masa C

Balances de energía 1

Restricciones de distribución 0

---

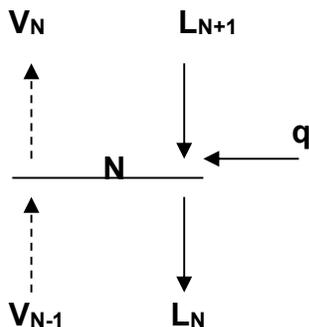
Total 2C + 2

El número de variables de diseño para el elemento

$$N_i = N_v - N_c = (3C + 7) - (2C + 2) = C + 5$$

La especificación de la corriente de alimentación  $L_c (C + 2)$ , la relación  $L_{N+1} / D$ , la pérdida de calor  $q$  ( o ganancia ), la presión del divisor, utilizan esas variables de diseño y definen una operación única del divisor de corrientes.

Otro caso sería una etapa de equilibrio simple ,sin alimentación ni salidas laterales:



Vemos que hay cuatro corrientes de masa y una de energía, por lo tanto:

$$N_v = 4 (C + 2) + 1 = 4C + 9$$

Las corrientes  $V_N$  y  $L_N$  están en equilibrio entre sí por definición ( etapa de eficiencia del 100% ) por

consiguiente están a la misma temperatura y presión. Estas dos identities inherentes cuando se suman a  $C$  balances por componente, un balance de energía y las  $C$  relaciones de distribución, dan :

$$N_c = 2C + 3, \text{ luego :}$$

$$N_i = N_v - N_c = (4C + 9) - (2C + 3) = 2C + 6$$

Estas variables de diseño se pueden utilizar como sigue:

Especificaciones	Ni
Especificaciones de $L_{N+1}$	C + 2
Especificaciones de $V_N$	C + 2
Presión de la etapa	1
Pérdida de calor	1

Total : 2 C + 6

A continuación damos las variables de diseño para varios elementos:

ELEMENTOS	Nv	Nc	Ni
Corriente homogénea	C + 2	0	C + 2
Divisor de corriente	3 C + 7	2 C + 2	C + 5
Mezclador de corrientes	3 C + 7	C + 1	2 C + 6
Bomba	2 C + 5	C + 1	C + 4
Calentador	2 C + 5	C + 1	C + 4
Enfriador	2 C + 5	C + 1	C + 4
Condensador total	2 C + 5	C + 1	C + 4
Rehervidor total	2 C + 5	C + 1	C + 4
Condensador parcial	3 C + 7	2 C + 3	C + 4
Rehervidor parcial	3 C + 7	2 C + 3	C + 4
Etapa de equilibrio simple	4 C + 9	2 C + 3	2 C + 6
Etapa de alimentación	5 C + 11	2 C + 3	3 C + 8
Etapa de corriente lateral	5 C + 11	3 C + 4	2 C + 7
Sep. Instantáneo de Vap. en equilibrio	3 C + 6	2 C + 3	C + 3

### Análisis de Unidades :

Una unidad se define como una combinación de elementos, puede constituir o no el proceso completo. Por definición:

$$Nv = Nr + \sum Ni \quad \text{y} \quad Ni = Nv - Nc$$

En donde : Nc se refiere a los nuevas relaciones restrictivas ( identidades ) que se presentan cuando se consideran los elementos Nc. No incluye ninguna de las restricciones que se tomaron en consideración al calcular los Ni para los diversos elementos. Incluye solo las identidades de corrientes que existen en cada intercorriente entre los elementos.

Las variables de las inter corrientes ( C + 2 ) se contaron en cada uno de los dos elementos, al calcular sus respectivos Ni. Por consiguiente se deben contar ( C + 2 ) nuevas relaciones restrictivas para cada inter corriente, en la combinación de elementos para evitar redundancias.

En el esquema de la columna de destilación se encierran con líneas segmentadas los seis elementos o unidades que la constituyen. Las variables  $N_v$  que se deben tomar en consideración en el análisis de todo el proceso son la suma de los  $N_i$  para dichos seis elementos:

Elemento	$N_v = \sum N_i$
Condensador total	$C + 4$
Divisor de reflujo	$C + 5$
$N - (M + 1)$ etapas de equilibrio	$2C + 2(N - M + 1) + 5$
Etapas de alimentación	$3C + 8$
$(M - 1)$ etapas de equilibrio	$2C + 2(M - 1) + 5$
Rehervidor parcial	$C + 4$
	$10C + 2N + 27$

La combinación de los elementos crea nueve intercorrientes, por consiguiente:

$$N_c = 9(C + 2) = 9C + 18$$

Las variables de diseño a disposición del proyectista son:

$$N_i = N_v - N_c = (10C + 2N + 27) - (9C + 18) = C + 2N + 9$$

Un conjunto de especificaciones particularmente útil para solución mediante computadoras es:

Especificaciones	$N_i$
Presiones de etapas (incluyendo rehervidor)	$N$
Presión en el condensador	$N - 1$
Pérdida de calor en el divisor de flujo	$1$
Alimentación	$C + 2$
Temperatura de reflujo	$1$
Número total de etapas $N$	$1$
Número de etapas por debajo alimentación $M$	$1$
Razón de destilado ( $D / F$ )	$1$
Razón máxima permisible de vapor ( $V / F$ )	$1$
Total	$C + 2N + 9$

Otras especificaciones que se utilizan con frecuencia en lugar de una o más de las cuatro últimas, son la relación de reflujo externo:  $(L_{N+1} / D)$ , la recuperación de un componente en  $D$  ó  $B$ , o la concentración de un componente en  $D$  ó  $B$ .

El vapor que sale del plato  $N$  se condensa totalmente, y una parte regresa a la columna como reflujo:  $L_{N+1}$ , ó  $R$ , y la otra parte forma el destilado  $D$ . Un balance de masa global nos dá:

$$F = W + D \quad [ 1 ]$$

Y para el componente más volátil:

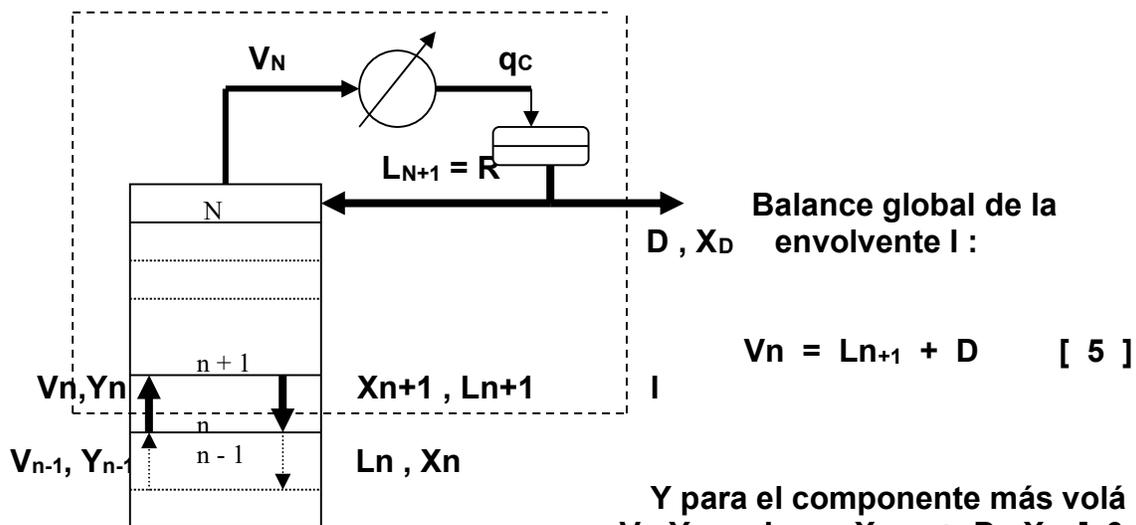
$$F \cdot X_F = W \cdot X_W + D \cdot X_D \quad [ 2 ]$$

Y combinando estas dos expresiones anteriores, resulta:

$$D = F \frac{(X_F - X_W)}{(X_D - X_W)} \quad [ 3 ]$$

$$W = F \frac{(X_D - X_F)}{(X_D - X_W)} \quad [ 4 ]$$

Haciendo los balances en el entorno I:



Y para el componente más volátil

$$V_n Y_n = L_{n+1} \cdot X_{n+1} + D \cdot X_D \quad [ 6 ]$$

Dividiendo esta último por  $V_n$ :

$$Y_n = \frac{L_{n+1}}{V_n} X_{n+1} + \frac{D}{V_n} \cdot X_D \quad [ 7 ]$$

Si se supone un flujo molar constante de destilado, es decir si el calor de vaporización de cada componente tienen valores muy cercanos entre ellos, puede escribirse:

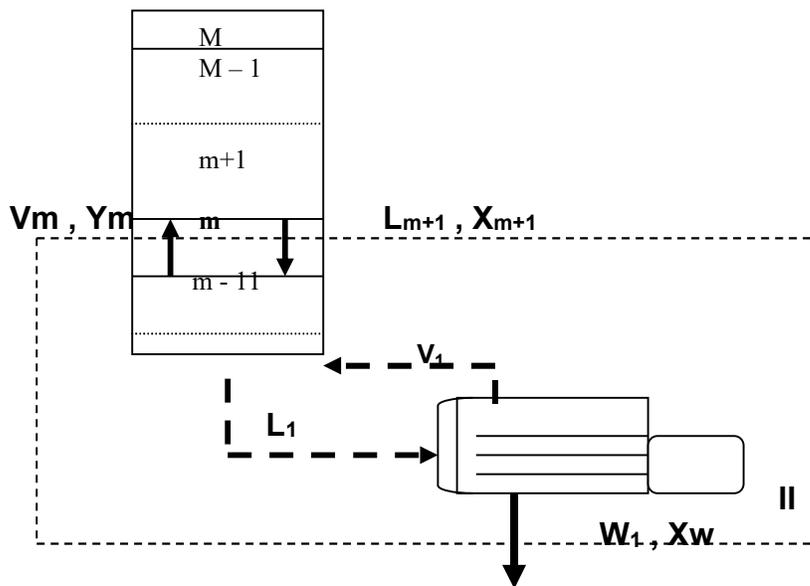
$$L_{n+1} = L_n \quad \text{luego:}$$

$$Y_n = \frac{L_n}{V_n} \cdot X_{n+1} + \frac{D}{V_n} X_D \quad [ 8 ]$$

Ecuación de una recta pasante por el punto fijo : (  $X_D$  ,  $Y_D$  ) y cuya pendiente es:

(  $L_n / V_n$  ) , denominada RECTA DE OPERACIÓN DE LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO .

Análogamente para la zona de empobrecimiento, haciendo los balances similares para el entorno II:



$$V_m = L_{m+1} - W \quad [ 9 ]$$

$$V_m \cdot Y_m = L_{m+1} \cdot X_{m+1} - W \cdot X_w \quad [ 10 ]$$

$$Y_m = \frac{L_{m+1}}{V_m} X_{m+1} - \frac{W}{V_m} X_w \quad [ 11 ]$$

Considerando como en el caso anterior un flujo molar constante:  $L_{m+1} = L_m$

$$\begin{array}{|c|c|} \hline L_m & W \\ \hline \end{array}$$

$$Y_m = \frac{L_m}{V_m} X_{m+1} - \frac{W}{V_m} X_w \quad [ 12 ]$$

Que también es la ecuación de una recta pasante por el punto fijo : (  $X_w$  ,  $Y_w$  ) y pendiente: (  $L_m / V_m$  ) , denominada : RECTA DE OPERACIÓN DE LA ZONA DE EMPOBRECIMIENTO O AGOTAMIENTO.

Es posible definir la Relación de Reflujo externa por:

$$r = \frac{R}{D} \quad [ 13 ]$$

Que podrá variar entre:

- para  $D = 0$  ( no hay producción )  $\longrightarrow r = \infty$
- para  $R = 0$  ( no hay reflujo )  $\longrightarrow r = 0$

Teniendo en cuenta la [ 13 ], la [ 8 ] se transforma:

Si  $N = n$  ( número de platos )

$$V_N = R + D ; \quad V_n = V_N ; \quad R = L_{N+1} = L_{n+1} \cong L_n$$

$$\frac{L_n}{V_n} = \frac{R}{R+D} = \frac{r}{r+1}$$

$$\frac{D}{V_n} = \frac{D}{R+D} = \frac{1}{r+1}$$

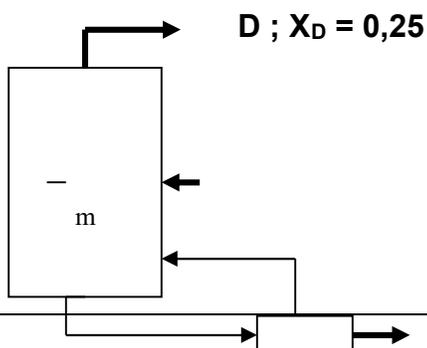
Con lo que queda;

$$Y_n = \frac{r}{r+1} X_{n+1} + \frac{1}{r+1} X_D \quad [ 15 ]$$

### Problema 8 :

En un caso de destilación continua con un plato ideal y sin reflujo, el vapor que se encuentra por encima del plato tiene una composición :  $Y_m = 0,25$  , mientras que el liquido en el plato tiene una composición :  $X_m = 0,0397$  .

Calcular el flujo molar del destilado , si la alimentación es  $F = 0,1$  Kmol g / s siendo la fracción molar del componente más volátil : 0,1



$$Y_m = \frac{L_m}{V_m} X_{m+1} - \frac{W}{V_m} X_w$$

$$F = 0,1 \text{ Kmol g/s} \quad X_F = 0,1 \quad m$$

$$F = 0,1 \text{ Kmol g/s}$$

$$W ; X_w \quad Y_{m-1} = \frac{L_m}{V_m} X_m - \frac{W}{V_m} X_w$$

En este caso:  $L_m = F = 0,1 \text{ Kmol g/s}$

Y como hay un solo plato :

$$V_m = V_n = D \text{ luego : } F = W + D$$

$$Y_{m-1} = \frac{F}{D} X_m - \frac{(F-D)}{D} X_w$$

$$Y_{m-1} = \frac{0,1}{D} \cdot 0,0397 - \frac{0,1 - D}{D} X_w$$

En el rehervidor:

$$Y_{m-1} = \frac{0,25}{0,0397} X_w = 6,3 X_w$$

$$6,3 X_w = \frac{0,1}{D} \cdot 0,0397 - \frac{0,1 - D}{D} X_w$$

De donde:

$$X_w = \frac{0,00397}{5,3 D + 0,1} \quad (A)$$

Por otra parte:  $F \cdot X_F = D \cdot X_D + (F - D) \cdot X_w$

$$0,1 \text{ Kmol g/s} \cdot 0,1 = D \cdot 0,25 + (0,1 \text{ Kmol g/s} - D) X_w$$

$$X_w = \frac{0,01 - 0,25 D}{0,1 - D} \quad [D \text{ en Kmolg/s}] \quad (B)$$

igualando ) A ) y ) B ) :

$$D^2 - 0,0241 D - 0,000455 = 0$$

Resolviendo:

$$D = \frac{0,0241 \pm \sqrt{(0,0241)^2 - 4 \cdot 0,000455}}{2}$$

$$D = \frac{0,0241 \pm 0,0490}{2} \begin{matrix} \nearrow 0,03655 \text{ (solución)} \\ \searrow -0,01245 \end{matrix}$$

luego:

$$D = 0,0366 \text{ Kmol g / s}$$

### BALANCE CALORIFICO EN LA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN:

Si  $q_r$  es el flujo calorífico agregado en el rehervidor ( KW ) ,  $q_c$  es el flujo calorífico extraído en el condensador de cabeza ( KW ),  $H$  es la entalpía molar del vapor ( kJ / kmol g ) , y  $h$  es la entalpía del líquido ( kJ / kmol g ) , y suponiendo que el sistema es adiabático, se tiene:

$$F \cdot h_F + q_r = D \cdot h_D + W \cdot h_W + q_c \quad [ 1 ]$$

$$V_N = R + D \quad [ 2 ]$$

$$V_N \cdot Y_N = R \cdot X_R + D \cdot X_D \quad [ 3 ]$$

$$V_N \cdot H_N = q_c + R \cdot h_R + D \cdot h_D \quad [ 4 ]$$

Si se utiliza un condensador total:

$$Y_N = X_R = X_D \quad ; \quad h_R = h_D \quad \text{De la ecuación [4] :}$$

$$Q_C = V_N \cdot H_N - (R + D) \cdot h_D \quad [ 5 ]$$

Pero por la [ 2 ] :

$$q_c = (R + D) \cdot (H_N - h_D) \quad [ 6 ]$$

$$\frac{q_c}{D} = (r + 1) \cdot (H_N - h_D) \quad [ 7 ]$$

Vemos que la ecuación [ 7 ] permite calcular  $q_r$  mediante las ecuación [ 1 ]

### Problema 9:

Una columna de rectificación debe separar una mezcla binaria, operando a la presión atmosférica. El flujo molar de alimentación es de 0,1 Kmol g / seg,

encontrándose la misma en su punto de ebullición, y posee una fracción molar de 0,4 respecto al componente más volátil.

Las fracciones molares del destilado y residuo son 0,95 y 0,05 respecto del componente más volátil, respectivamente. La relación de reflujo extrema es de 3 Kmol g / K mol g . El reflujo entra a la columna en su punto de ebullición.

Dados los siguientes datos entálpicos, calcular el calor extraído en el condensado, y el calor entregado en el rehervidor.

$$h_F = 10300 \text{ kJ / kmol g} \quad ; \quad h_D = 3340 \text{ kJ / kmol g}$$

$$H_N = 27000 \text{ kJ / l mol g} \quad ; \quad h_w = 14700 \text{ kJ / kmol g}$$

$$D = F \frac{(X_F - X_w)}{(X_D - X_w)} = 0,1 \text{ (kmol g / s)} \cdot \frac{(0,4 - 0,05)}{(0,95 - 0,05)} = 0,0389 \text{ kmol g / s}$$

$$W = F - D = 0,1 \text{ kmol g / s} - 0,0389 \text{ kmol g / s} = 0,0611 \text{ kmol g / s}$$

$$\frac{q_c}{D} = (R/D + 1) \cdot (H_N - h_D) = (3,0 + 1) \cdot (27000 - 3340) =$$

$$= 94640 \text{ kJ / kmol g}$$

$$q_c = 94640 \text{ (kJ / kmol g)} \cdot 0,0389 \text{ kmol g / s} = 3680 \text{ KW}$$

$$q_r = D \cdot h_D + W \cdot h_w + q_c - F \cdot h_F =$$

$$= 0,0389 \text{ (kmol g / s)} \cdot 3340 \text{ (kJ / kmol g)} + 0,0611 \text{ kmol g / s} \cdot 14700 \text{ kJ / kmol g}$$

$$+ 3680 \text{ KW} - 0,1 \text{ (kmol g / s)} \cdot 10300 \text{ kJ / kmol g} = 3678 \text{ KW}$$

### LA CONDICION DE LA ALIMENTACIÓN EN LA COLUMNA DE RECTIFICACION

Para Obtener una relación entre  $L_n$  y  $L_m$  ( flujos molares ), en las zonas de enriquecimiento y empobrecimiento, respectivamente, se realiza un balance de energía calorífica alrededor del plato de alimentación (  $M + 1$  ).

Si la alimentación es un líquido en su punto de ebullición del plato (M+1):

$$L_m = L_n + F$$

Pero si la temperatura está por debajo del punto de ebullición, parte del vapor que viene del plato inferior, se condensará para llevar la alimentación

a su punto de ebullición. Si  $h_F$  es la entalpía molar de alimentación ( en kJ / kmol g ) y  $h_{Fb}$  es la entalpía de la alimentación en su punto de ebullición ( kJ / kmol g ) , el calor por unidad de tiempo requerido para llevar a la alimentación a SU PUNTO DE EBULLICIÓN , será:

$$F \cdot ( h_{Fb} - h_F ) \text{ ( en KW )}$$

Y si  $\lambda$  es el calor latente de vaporización ( en kJ / kmol g ) de la alimentación, los kmoles g de vapor que habrán de condensarse serán :

$$F \cdot ( h_{Fb} - h_F ) / \lambda$$

Luego:

$$L_m = L_n + F + \frac{F \cdot ( h_{Fb} - h_F )}{\lambda} = L_n + \frac{F \cdot ( \lambda + h_{Fb} - h_F )}{\lambda}$$

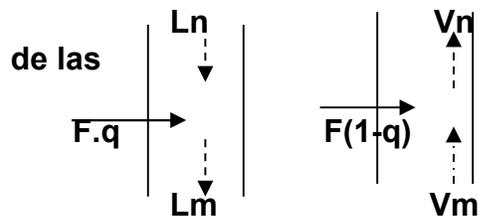
q

q = se lo suele llamar factor o coeficiente de vaporización

$$L_m = L_n + F \cdot q \quad [ A ]$$

Haciendo el mismo análisis para el vapor tendremos:

$$V_m = V_n - F \cdot ( 1 - q ) \quad [ B ]$$



y teniendo presente las ecuaciones

Rectas de operaciones de las zonas de enriquecimiento y empobrecimiento, ya Vistas:

$$V_n \cdot Y = L_n \cdot X + D \cdot X_D \quad [ C ]$$

PARA LIQUIDO

PARA VAPOR

$$V_m \cdot Y = L_m \cdot X - W \cdot X_w \quad [ D ]$$

Ya que X e Y son solución común de la intersección de las rectas de operación, podemos restar [ C ] y [ D ], resultando:

$$Y ( V_n - V_m ) = X ( L_n - L_m ) + \underbrace{D \cdot X_D + W \cdot X_w}_{= F \cdot X_F}$$

$$Y ( V_n - V_m ) = X ( L_n - L_m ) + F X_F \quad [ E ]$$

De: [ A ]:  $L_n \cdot L_m = -F \cdot q$

De: [ B ]:  $V_n - V_m = F \cdot ( 1 - q )$  y sustituyendo en [ E ]:

$$Y \cdot F \cdot (1 - q) = - X_F \cdot q + F \cdot X_F$$

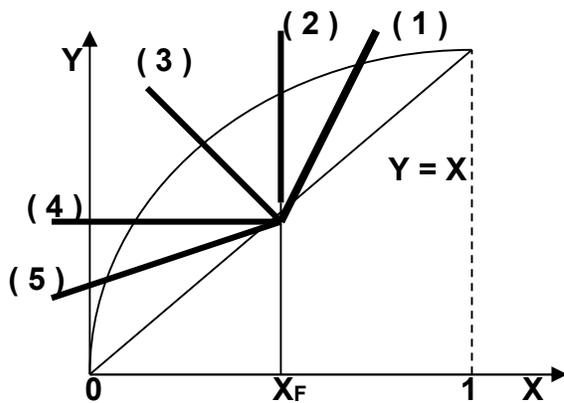
$$Y = \frac{q}{(q - 1)} \cdot X - \frac{1}{(q - 1)} \cdot X_F$$

[ F ]

Esta expresión corresponde a la de una ecuación de una recta que pasa por:  $(X_F, Y_F)$ , y su pendiente es:

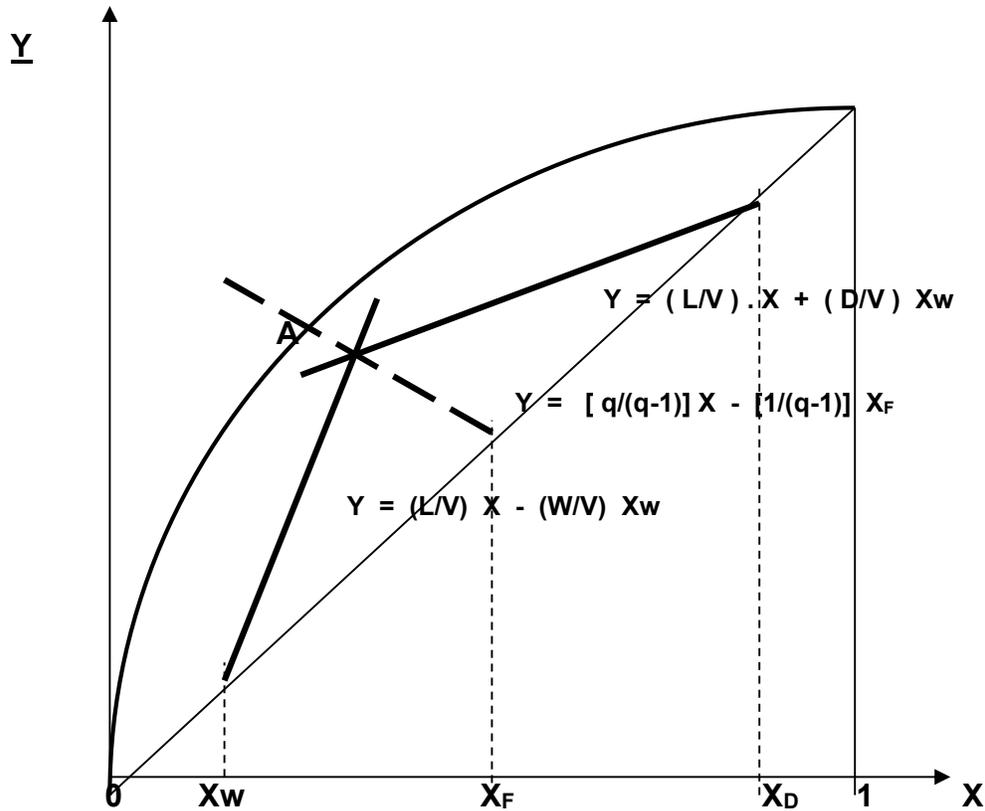
$$\frac{q}{q - 1}$$

Esta pendiente tiene una gran importancia, ya que hace variar el número de platos y afecta el suministro de calor del rehervidor, en el caso de que la alimentación esté debajo o por encima del punto de ebullición



- (1) ;  $q > 1$  alimentación líquida por debajo del pto de ebullición
- (2) :  $q = 1$  alimentación líquida en su punto de ebullición
- (3) :  $q < 1$  alimentación parcialmente vaporizada
- (4) :  $q = 0$  alimentación totalmente vaporizada ( vapor saturado )
- (5) :  $q < 0$  alimentación vapor sobrecalentado

Para el caso ( 5 ) es decir cuando la carga es un vapor sobrecalentado, la situación es análoga a que si el vapor fuera de un plato de abajo <<8 que son los de mayor temperatura ), y en consecuencia el número de platos de la zona de enriquecimiento será mayor. El mismo análisis podría hacerse si observamos la condición ( 1 ) ( líquido subenfriado ), en que aumentaría el número de platos de la zona de agotamiento



En la figura anterior se ha representado la intersección de las dos rectas de operación, para el caso de la carga entrante parcialmente vaporizada.

### Condiciones de operación límite de una torre

- 1) observamos que la recta de operación de la zona de rectificación tiene una pendiente máxima posible de :  $L/V = 1$ , es decir cuando pasa por el punto:

$X_F = Y_F$ , y no se obtiene producto D. **EL NÚMERO DE ETAPAS ES MÍNIMO.** Se observa que la ecuación pasa a ser :  $Y = X$ . Como no se saca destilado ( producto ) el reflujo es total.

Volviendo a la ecuación:

$$Y_n = [ r / (r+1) ] X_{n+1} + [ 1 / (r+1) ] X_D \longrightarrow \text{y como } D = 0 \longrightarrow r = \infty$$

$Y_n = 1 \cdot X_{n+1} + 0 \cdot X_D \longrightarrow Y_n = X_{n+1} \longrightarrow$  coincide con:  $Y = X$   
 Otra forma de decirlo, es que como no hay destilado D , a lo largo de toda la columna se cumplirá :  $L = V$  por lo que las pendientes de ambas

rectas de operación serán iguales a la unidad y sus ordenadas al origen iguales a cero

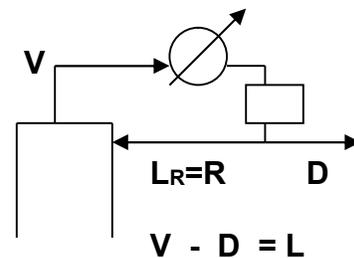
Por ser  $D = W = 0 \rightarrow$  esto equivale a:  $Y = X$

Además cuando la alimentación es con un líquido en el punto de ebullición, el valor  $q = 1$  y su recta ( de la ecuación correspondiente , [F] ) es una vertical.

2) También observamos que la recta de operación de la zona de agotamiento tendrá una pendiente mínima cuando como en el caso anterior:  $L / V = 1$  .En este caso no se retira corriente de fondo  $W$

3) La relación de reflujo  $L/D$  puede expresarse matemáticamente:

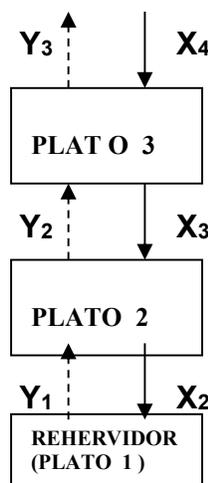
$$\frac{R}{D} = \frac{(L/V)}{(1 - L/V)}$$



El reflujo será mínimo, cuando el numerador  $L/V$  sea mínimo, y la menor pendiente posible que podrá tener la recta de la zona de rectificación es la correspondiente el punto A de la última figura ya que no es posible que este punto esté por arriba de la curva de equilibrio.

El número de etapas será máxima ( infinita ) .

### ECUACIÓN DE FENSKE. COLUMNA OPERANDO CON RELACIÓN DE REFLUJO EXTERNO INFINITA



En este caso :  $r = \infty ; D = 0$

Por lo que no hay alimentación continua.

Plato 1:

$$\frac{Y_1}{(1 - Y_1)} = \frac{\infty \cdot X_w}{(1 - X_w)}$$

$$\frac{Y_2}{(1 - Y_2)} = \frac{\infty \cdot X_2}{(1 - X_2)}$$

Pero :  $Y_1 = X_2$  luego:

$$\frac{Y_2}{(1 - Y_2)} = \frac{\alpha \cdot X_w}{(1 - X_w)} = \frac{\alpha^2 \cdot X_w}{(1 - X_w)}$$

para el plato 3 :

$$\frac{Y_3}{(1 - Y_3)} = \frac{\alpha \cdot X_3}{(1 - X_w)}$$

pero también :  $Y_2 = X_3$

$$\frac{Y_3}{(1 - Y_3)} = \frac{\alpha^3 \cdot X_w}{(1 - X_w)}$$

y así, para el plato N será:

$$\frac{Y_N}{(1 - Y_N)} = \frac{\alpha^N \cdot X_w}{(1 - X_w)} = \frac{Y_D}{(1 - Y_D)} = \frac{X_D}{(1 - X_D)}$$

tomando logaritmos y despejando N

$$N = \frac{\text{Log} \frac{X_D \cdot (1 - X_w)}{X_w \cdot (1 - X_D)}}{\text{Log } \alpha}$$

Que es la denominada Ecuación de FENSKE .

En estas condiciones, se tiene el número de platos ideales mínimo ( comprendido el rehervidor ), es decir : ( n platos + 1 rehervidor ) . Como la cantidad sublogarítmica del numerador de la fórmula ( que denominaremos : a ) es el enriquecimiento producida en la columna, finalmente la fórmula adopta la forma:

$$n = \frac{\text{Log } a}{\text{Log } \alpha} - 1$$

Vemos que cuando :  $\alpha \rightarrow 1$  se tendrá :  $n \rightarrow \infty$   
 Es decir número de platos infinito.

**Problema 10 :**

Calcular el número de platos mínimos teóricos requeridos para separar una mezcla binaria con los siguientes valores:

$X_D = 0,95$  ;  $X_w = 0,1845$  ;  $\alpha = 1,01$  ;  $\alpha = 1,02$  ;  $\alpha = 1,05$

$$N = \frac{\text{Log} \frac{0,95 \cdot (1 - 0,1845)}{0,1845 \cdot (1 - 0,95)}}{\text{Log} 1,01} = \frac{\text{Log} 81}{\text{Log} 1,01} = 442 \text{ ¡!!}$$

$$N = \frac{\text{Log} 81}{\text{Log} 1,02} = 222 \text{ ¡!!}$$

$$N = \frac{\text{Log} 81}{\text{Log} 1,05} = 90 \text{ ¡!!}$$

**Problema 11 :**

Una columna de rectificación se alimenta con una mezcla : benceno – tolueno en su punto de ebullición y cuya composición molar es 35 mol g por ciento de benceno. El producto de cabeza o destilado debe contener 95 moles g por ciento, en tanto que el del fondo o residuo no debe contener más que 5 moles g por ciento de benceno. . La relación de reflujo externa es de 3. Determinar gráficamente el número de platos teóricos, así como la ubicación de la alimentación, si se dispone de los siguientes datos de equilibrio:

X	0	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,80	0,90	1,00
Y	0	0,23	0,38	0,50	0,60	0,70	0,78	0,92	0,97	1,00

Se recurre al método gráfico de McCabe Thiele y con los datos de equilibrio se construyen las rectas de operación correspondientes

La recta “ q “ , es vertical para nuestro caso ( alimentación líquida en punto de ebullición ) y se traza a partir de  $X_F = 0,35$ . La recta de operación en la zona de rectificación se traza pasando por:

$$X_D = Y_D = 0,95 \quad \text{y su pendiente es :}$$

$$\frac{r}{r+1} = \frac{3}{4} = 0,75$$

$$\text{siendo: } Y_n = [r / (r+1)] \cdot X_{n+1} + [1 / (r+1)] \cdot X_D$$

$$\text{Para: } X_{n+1} = 0 \longrightarrow Y_n = 0,95 / 4 = 0,238 \quad (\text{ordenada al origen})$$

La recta de operación de la zona de agotamiento se traza por los puntos.

$$X_w = Y_w = 0,05$$

y la intersección de la recta “ q “ con la de operación de la zona de enriquecimiento, y luego se pasa a trazar el escalonamiento. Se obtienen así 11 platos, un rehervidor, cinco platos de la zona de agotamiento y cinco de la zona de enriquecimiento. La alimentación se realiza en el plato séis. Si la columna trabaja con relación de reflujo externo infinito, el número de platos ( mínimo ) será de seis .

### Problema 12 :

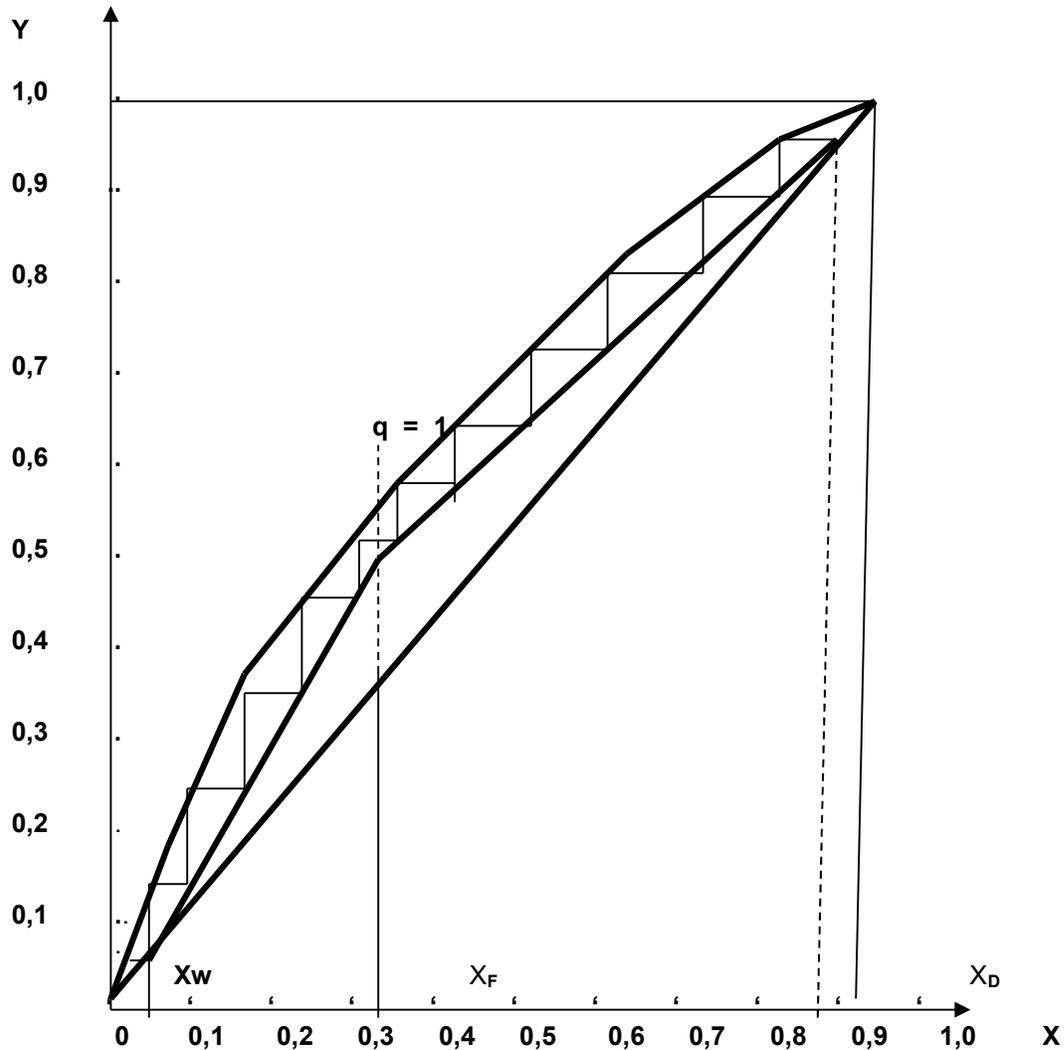
Se destila una alimentación formada por 50 mol g / hora de una sustancia A y 50 mol g / hora de otra sustancia B, para recuperar el 90% de la sustancia A con una pureza del 95 %. La alimentación está vaporizada en un 50% y la volatilidad relativa de A respecto de B es 2. Suponiendo que la solución es ideal ,

¿ cuántos platos teóricos se requieren en una columna de rectificación que opera en una relación de reflujo externo de 1,25 veces el valor mínimo

Recordando la definición de volatilidad y aplicándola a nuestro caso :

$$\alpha = \frac{Y_A}{1 - Y_A} = \frac{Y_A \cdot (1 - X_A)}{\quad} \quad \text{desarrollando y generalizando:}$$

$$\frac{X_A}{1 - X_A} \qquad X_A \cdot (1 - Y_A)$$



**GRÁFICO CORRESPONDIENTE AL PROBLEMA 11**

$$\alpha \cdot X - \alpha \cdot X \cdot Y = Y - Y \cdot X \longrightarrow \alpha X = Y \cdot (1 - X + \alpha X)$$

$$Y = \frac{\alpha \cdot X}{1 + X(\alpha - 1)} \quad ; \quad (\text{si } \alpha = 2) \longrightarrow Y = \frac{2X}{1 + X}$$

Dando valores a X entre 0 y 1, calculamos los correspondientes valores de Y (de equilibrio):

X	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
Y	0	0,18	0,33	0,46	0,57	0,65	0,75	0,82	0,88	0,94	1,0
		2	3	2	1	7	0	4	9	7	

$$D = 50 \text{ moles g / hora sustancia A} \cdot 0,9 = 45 \text{ moles g / h sustancia A}$$

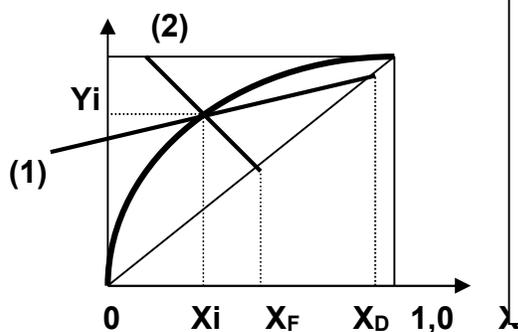
$$0,95 = \frac{45 \text{ moles g / h sust. A}}{45 \text{ moles g / h sust. A} + X \text{ moles g / h sust. B}}$$

$$X = 2,368 \text{ moles g / h sustancia B}$$

$$D = 45 \text{ moles g / h sust. A} + 2,368 \text{ moles g / h sust. B} = 47,368 \text{ moles g / h}$$

$$W = 5 \text{ moles g / h sust. A} + (50 - 2,368) \text{ moles g / h sust. B} = 52,632 \text{ mol g/h}$$

$$X_w = 5 / 52,632 = 0,095$$



La recta de operación (1) de la zona de enriquecimiento tiene por pendiente:

$$\frac{r_{\min}}{r_{\min} + 1} = \frac{Y_D - Y_i}{X_D - X_i}$$

La pendiente de la recta q (2) es:

$$\frac{q}{q - 1} = \frac{0,5}{0,5 - 1} = -1$$

por lo que la recta "q" es perpendicular a la recta:  $Y = X$ , y según el gráfico:  $X_i = 0,5858$   
 $Y_i = 0,4142$

$$\text{por lo tanto: } \frac{r_{\min}}{r_{\min} + 1} = \frac{0,95 - 0,5858}{0,95 - 0,4142} = 0,680$$

$$\text{de donde: } r_{\min} = 2,125 \quad \therefore r = 1,25 \cdot r_{\min} = 1,25 \cdot 2,125 = 2,656$$

Luego la recta de operación de la zona de enriquecimiento será de pendiente:

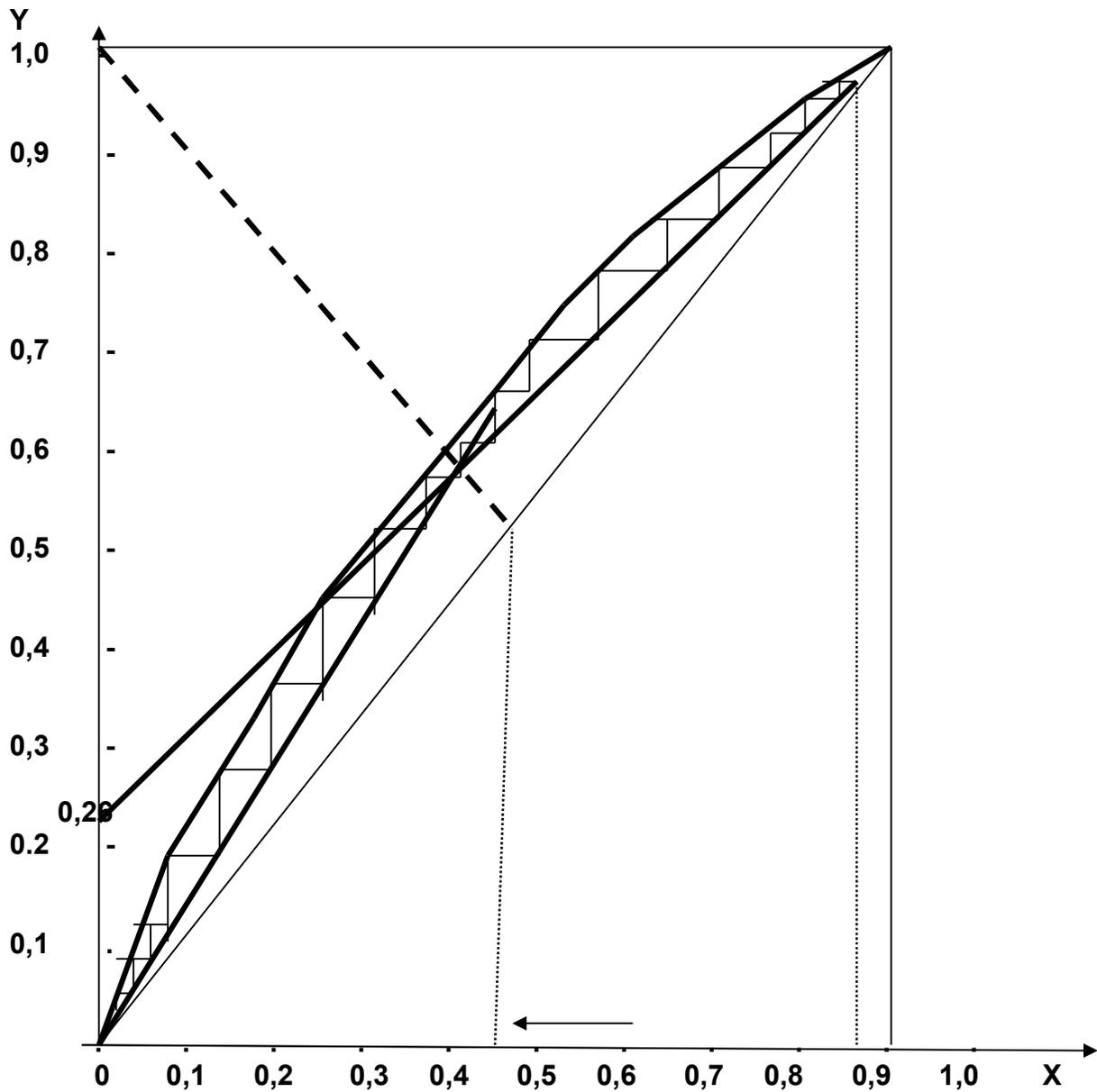
$$\frac{r}{r + 1} = \frac{2,656}{3,656} = 0,726$$

y la ordenada al origen:

$$\frac{1}{r + 1} X_D = \frac{1}{3,656} \cdot 0,95 = 0,26$$

La columna tiene de acuerdo a la construcción de McCabe Thiele, 17 platos y 1 rehervidor, y la alimentación se realiza en el plato 8 (9 si se incluye el rehervidor).

Las coordenadas del punto (  $X_i$  ;  $Y_i$  ) , se pueden calcular mediante el siguiente sistemas de ecuaciones :



$$Y = \frac{\alpha X}{1 + (\alpha - 1) X}$$

$$Y_i = \frac{2 \cdot X_i}{1 + X_i}$$

$$Y = \frac{q}{(q-1)} \cdot X - \frac{1}{(q-1)} \cdot X_F \quad Y_i = -X_i + 2 \cdot X_F$$

igualando:

$$\frac{1 \cdot X_i}{1 + X_i} = -X_i + 1 \longrightarrow X_i^2 + X_i + 1 = 0$$

$$X_i = -1 \pm \sqrt{1 + 1} = -1 \pm 1,4142 = \begin{matrix} \nearrow + 0,4142 \\ \searrow - 2,4142 \text{ (sin significado)} \end{matrix}$$

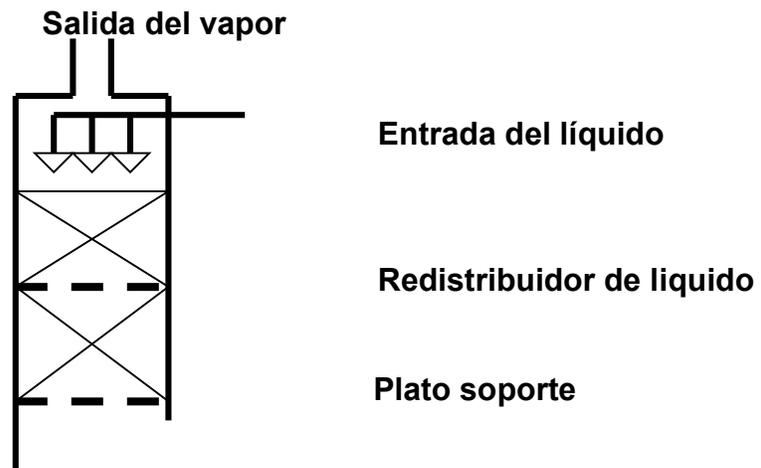
$$Y_i = -0,4142 + 2 \cdot 0,5 = 0,5858$$

### COLUMNAS RELLENAS:

Son dispositivos simples en comparación de columnas de platos o bandejas. Típicamente consisten en una carcasa o casco cilíndrico que contiene un plato de soporte para el material de relleno, un dispositivo de distribución de líquido, diseñado para proporcionar la irrigación efectiva del relleno. Se pueden agregar dispositivos para proporcionar una redistribución del líquido. Es posible utilizar varios lechos de relleno en una misma columna. Comercialmente, hay muchos tipos de rellenos, cada uno de los cuales poseen ventajas específicas para el contacto : líquido – gas, a partir de los aspectos del costo, disponibilidad de superficie específica, regeneración interfacial , caída de presión, peso, resistencia a la corrosión, etc ( anillos Raschig, anillos Lessing, sillas de Berl, etc )

Las condiciones que favorecen la utilización de columnas de relleno, son :

1) Para las columnas de menos de  $D = 0,60$  mts. , los rellenos suelen ser más baratos que los platos, a menos que se necesiten rellenos de aleaciones metálicas especiales





2) Los ácidos y muchos otros productos corrosivos se pueden manejar en columnas de relleno, ya que el relleno puede ser cerámico, carbón, u otros materiales resistentes.

3) Con frecuencia los rellenos tienen características convenientes de eficiencias y caídas de presión para destilaciones críticas al vacío

4) Los líquidos con tendencia a formar espuma se pueden manejar mejor en las columnas de relleno, debido al grado relativamente bajo de agitación del líquido por el vapor.

4) La retención del líquido puede ser muy baja en columnas de relleno, lo cual constituye una ventaja, cuando el líquido es térmicamente sensible.

Las condiciones desfavorables para las columnas de relleno, son :

1) Si hay partículas sólidas en el líquido o en el vapor, las columnas de platos se pueden diseñar para permitir la limpieza con mayor facilidad

2) Algunos materiales de relleno se rompen con facilidad durante la inserción en la columna, o como resultado de las dilataciones y/o contracciones térmicas.

3) Con frecuencia los flujos elevados de líquido se pueden manejar en forma más económica en columnas de platos, que en las de relleno.

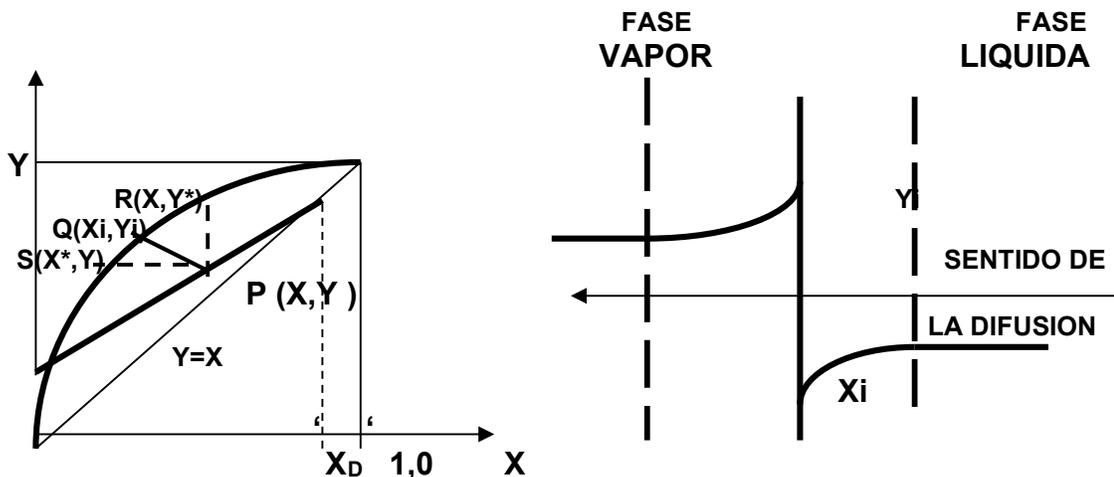
4) Se pueden incluir serpentines de enfriamiento con mayor facilidad en los dispositivos de platos o bandejas.

5) Los flujos bajos de líquido llevan al humedecimiento incompleto de los rellenos de las columnas lo que hace disminuir la eficiencia global de la columna.

6) Las columnas de relleno tienen intervalos o rangos de operación más estrechos que las de platos de flujos cruzados.

En el contacto : líquido – vapor se demuestra la existencia de dos capas de difusión separadas por una capa de interfaz en la que el líquido y el vapor tienen composiciones de equilibrio. Las concentraciones en el seno de ambas fases vendrán representadas por un punto  $P ( X, Y )$ , en la recta de operación. Sin embargo las composiciones del vapor, tiende hacia la del equilibrio en el líquido  $X$ , representada por el punto  $R ( X, Y^* )$ , y simultáneamente la del líquido tiende hacia la del equilibrio con el vapor,  $Y$ , representada por el punto  $S ( X^*, Y )$ .

Como resultado de ambas tendencias, las concentraciones de la interfaz :  $X_i$ ,  $Y_i$ , tendrán valores intermedios entre los puntos  $R$  y  $S$ . Representando las concentraciones del líquido y vapor a lo largo de las capas de difusión, hace que los gradientes de concentración provoquen el paso del componente más volátil desde el líquido al vapor



La ley de difusión establece la proporcionalidad directa entre la masa de sustancia transportada en la unidad de tiempo, el área de la superficie de contacto, y la diferencia entre las concentraciones de aquella a ambos lados de las capas de difusión.

Las constantes de proporcionalidad que incluyen el espesor desconocido de la capa de difusión, se representa por  $k_v$  y  $k_L$ , luego

$$k_L \cdot dA \cdot (X - X_i) = k_v \cdot dA \cdot (Y_i - Y)$$

En nuestro caso no conocemos el área de contacto, pero podemos suponer que para un material de relleno determinado, es proporcional al volumen del mismo. La constante de proporcionalidad "a" (superficie por unidad de volumen), hará que para una altura:  $dZ$  de columna tenga una superficie:  $dA = a \cdot S \cdot dZ$ , siendo  $S$ , la sección normal de la columna.

$k_L$  y  $k_v$  se expresan en:  $[\text{moles g} / \text{m}^2 \cdot \text{hora}]$  (equivalen a un flujo molar específico = densidad de flujo molar). Reemplazando se tiene:

$$k_v \cdot a \cdot S \cdot dZ (Y_i - Y) = k_L \cdot dA \cdot (X - X_i)$$

además debe verificarse:

$$V \cdot dY = L \cdot dX$$

$$V \cdot dY = k_v \cdot a \cdot S \cdot dZ (Y_i - Y)$$

$$L \cdot dX = k_L \cdot a \cdot S \cdot dZ (X - X_i)$$

ó:

$$(V/S) \cdot dY = G_v = k_v \cdot a \cdot dZ (Y_i - Y)$$

$$(L/S).dX = G_L = k_L \cdot a \cdot dZ (X - X_i)$$

integrando:

$$\int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{(Y_i - Y)} = \frac{k_v \cdot a \cdot Z}{G_v} = N_v$$

( número de elementos transferencia para la fase vapor ) ( NTU )<sub>v</sub>

$$\int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{(X - X_i)} = \frac{k_L \cdot a \cdot Z}{G_L} = N_L$$

( número de elementos transferencia para la fase líquida ) ( NTU )<sub>L</sub>

Y las alturas correspondientes a un elemento de transferencia ( HTU ) serán :

$$H_v = \frac{Z}{N_v} = \frac{G_v}{k_v \cdot a} \quad [ 1 ]$$

$$H_L = \frac{Z}{N_L} = \frac{G_L}{k_L \cdot a} \quad [ 2 ]$$

Esto nos permite en teoría, el cálculo de la altura de una columna de relleno, mediante el producto:

$$(HTU)_v \cdot (NTU)_v \quad \text{ó} \quad (HTU)_L \cdot (NTU)_L$$

La altura del elemento de transferencia no puede calcularse en general por el segundo miembro de las ecuaciones [ 1 ] y [ 2 ] , ya que en ellas aparecen magnitudes difíciles de evaluar, pero pueden determinarse experimentalmente para cada tipo de relleno.

En la práctica surge la imposibilidad de intentar calcular los elementos de transición , por ser desconocidas las concentraciones de la interfaz ; X<sub>i</sub> ; Y<sub>i</sub>

Las diferencias : ( Y<sub>i</sub> - Y ) y ( X - X<sub>i</sub> ) , son proporcionales a las resistencias a la difusión en las capas del vapor y del líquido. Si ambas resistencias fuesen de un orden de magnitud aproximado, las diferencias mencionadas serían del mismo orden y las concentraciones de equilibrio, estarían representadas por un punto próximo al Q ( X<sub>i</sub> ; X<sub>i</sub> ) . En los casos en que predomine la resistencia a la difusión en la capa de líquido o de vapor, el punto representativo se desplaza hacia R ó S respectivamente. Aunque ello no puede establecerse con carácter general, pues faltan datos a este

respecto, se considera que en muchos casos de destilación, predomina la resistencia debida a la capa de vapor sobre la del líquido. De acuerdo con esto puede suponerse con suficiente aproximación, que ésta es la que determina el fenómeno de intercambio de componentes en el contacto líquido – vapor y sustituir:

$$G_v \cdot dY = k_v \cdot a \cdot dZ \cdot (Y_i - Y) \quad \text{por} \quad G_v \cdot dY = k_v \cdot a \cdot dZ \cdot (Y^* - Y)$$

Que integrada nos dá :

$$\int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{(Y^* - Y)} = \frac{k_v \cdot a \cdot Z}{G_v} \quad [ 3 ]$$

Llamando :  $N_{ov}$  al número de elementos de transferencia referido al vapor y  $H_{ov}$

A la altura del relleno correspondiente a cada elemento:

$$H_{ov} = \frac{G_v}{K_v \cdot A}$$

Se establece que:

$$Z = H_{ov} \cdot N_{ov} \quad [ 4 ]$$

El desarrollo de la ecuación [ 3 ] no es rigurosamente exacta, ya que al integrar se ha supuesto que  $k_v$  no varía con la fracción molar . En realidad no es así, ya que no es una constante de difusión, sino una magnitud arbitraria que solo coincidirá con aquella cuando :  $Y^* = Y_i$  . Sin embargo y con fines prácticos, los valores medios de  $H_{ov}$  , determinados experimentalmente con arreglo a la ecuación [ 4 ] , se aplican para obtener las alturas de relleno necesarias para la separación de mezclas análogas a las estudiadas experimentalmente.

### Problema 13:

Se desea separar una mezcla de d-citronelal (  $C_{10} H_{18} O$  ) y citronelol (  $C_{10} H_{20} O$  ), en productos de una pureza del 98 % en masa. El flujo másico de alimentación es de 14 Kg/hora , con un 70 % en masa de d- citronelal. Para evitar la descomposición térmica de los componentes, la temeperatura de la columna de rectificación con relleno, no deberá pasar de los 150°C.

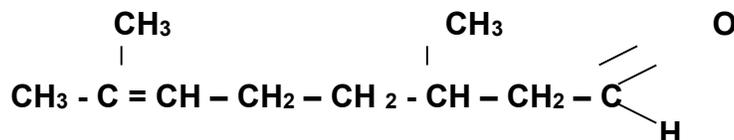
1) elegir la presión de trabajo de la columna y calcular los datos de equilibrio.

- 2) Balance másico, elegir la relación de reflujo externo y calcular los datos de operación de la columna
- 3) Selección del tipo de relleno, y estimación del diámetro de la columna
- 4) HTU y NTU
- 5) Caída de presión , cálculo definitivo del diámetro y elección final de la columna

Del manual Perry obtenemos:

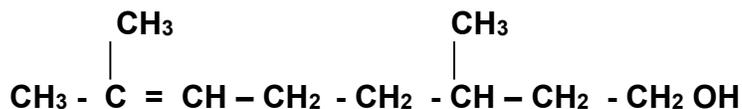
P (mmHg)	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760
t°C d-citronela I	44,0	71,4	84,8	99,8	110,1	120,2	140,1	160,0	183,8	206,5
T°C citronelol	66,4	93,6	107,0	121,5	137,2	147,2	159,8	179,8	201,0	221,5

D – citronelal:



Pto E.Normal: 206,5°C ; densidad: 0,848 Gr/cm<sup>3</sup> ; P.M. : 154,26 g / mol

Citronelol:



Pto E. Normal: 221,5°C ; densidad: 0,848 g/cm<sup>3</sup> ; P.M. : 156,27 g/mol

A presión atmosférica normal las temperaturas de ebullición son: 206,5°C y 221,5°C para el d-citronelal y citronelol respectivamente. Puesto que la temperatura de la mezcla a destilar no debe sobrepasar los 150°C debido a la posible alteración térmica