

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA.
FACULTAD DE INGENIERIA.
ESCUELA DE QUIMICA.
PROCESOS DE SEPARACION.

PROYECTO:
DESTILACIÓN DEL SISTEMA PROPANO-PROPILENO

Prof. SALVATORE, Valentino
Prof. CEPEDA, David

CHEN, WILLIAM.
CI 16.113.714
MARIÑO, MARYERI.
CI 15.758.951
RODRIGUEZ, NELIANA.
CI 14.021.544

CARACAS, JULIO DE 2004.

RESUMEN.

El propileno es uno de los principales insumos de la industria petroquímica, su uso esta contemplado en una gran variedad de procesos. La etapa final de purificación en la producción de propileno es casi siempre la separación de propano por destilación, por ello se estudia a continuación su obtención a través de una columna de destilación (ya diseñada) la cual se requiere opere a ciertas condiciones para alcanzar las composiciones de destilado demandadas.

Pese a la similitud existente entre ambos compuestos, el diseño final para la separación de ellos por destilación requiere de una determinación rigurosa de temperaturas, presiones, flujos de las corrientes y composiciones. Esta determinación se realiza resolviendo los balances de materia y energía, y relaciones de equilibrio para cada etapa. Desafortunadamente, estas relaciones son ecuaciones algebraicas no lineales que interaccionan entre sí fuertemente. En consecuencia, los métodos de resolución se vuelven complejos y tediosos. Sin embargo, una vez que estos métodos de resolución han sido programados para un ordenador, las soluciones se alcanzan de forma rápida y casi rutinaria.

Por otro lado, los métodos gráficos son muy ampliamente utilizados para visualizar las relaciones existentes entre un conjunto de variables y, por tanto, de uso general en Ingeniería Química. Resultan útiles en el diseño de sistemas de contacto por etapas debido a que los sistemas de cálculo implican la resolución simultánea de relaciones de equilibrio y balances de materias y entalpías. Su uso en forma adecuada, permite resolver gráficamente los problemas de diseño. Análogamente, cualquier problema resoluble por técnicas gráficas, puede resolverse también analíticamente.

Esta ventaja que proporcionan los métodos gráficos, se utilizará en el presente informe conjuntamente con ayuda del simulador PROII y el programa de diseño AutoCad, para hallar solución al proyecto de separación de propano y propileno, basando las estrategias de solución en el método gráfico Mc Cabe-Thiele.

Se determina en primer lugar, los perfiles de operación (T y P) bajo los cuales debe trabajar la columna para conseguir con el número de etapas ideales obtenidas en el programa de diseño AutoCad, las especificaciones dadas en el destilado; igualmente se definen todas las corrientes del sistema (T, P y composiciones) y se determina la

eficiencia global de las etapas (Casol). Los resultados obtenidos fueron:

Tabla I.- Resultados del Casol

Corriente	Temperatura(°F)	Presión(psia)	Comp en Propileno
F	Líquido saturado	312,74	0.52
D	123,66	290,42	0.95
W	142,38	313,06	0.05

Nº de etapas ideales obtenidas: 71 etapas.

Eficiencia global: 0.77

En segundo lugar, se estudia el caso de aumentar la pureza de destilado en la columna de la cual se dispone, bien sea analizando un cambio en la etapa de alimentación o acoplando una segunda torre para aumentar la zona de enriquecimiento de la torre existente. Aunque con la primera opción es posible aumentar la pureza del destilado, no se logra la composición deseada del mismo por lo que se estudia el diseño de la nueva columna que proporcionará las etapas necesarias para alcanzar los porcentajes de propileno esperados en el destilado (Caso II). Los resultados obtenidos fueron:

Tabla II.- Resultados del CasolI

Columna	Nº etapas.
Original	70
Nueva	68

Por último, se analiza otro método de obtención de propileno a partir de craqueo térmico de hidrocarburos saturados. En este proceso se forman pequeñas cantidades de propino y propadieno que son altamente perjudiciales si aparecen en el producto de destilado; una vez obtenidos los platos mínimos requeridos para poner en marcha la separación se observa que se requieren un número de etapas mayor al que se tiene en las dos columnas diseñadas en el caso II, por lo que se enfoca en el análisis de procesos alternativos que permitan la separación de una mezcla que posea un punto azeotrópico en su equilibrio.

Finalmente, se espera que este informe sea de ayuda para el análisis de este tipo de separación en futuros trabajos.

ENUNCIADO DEL PROYECTO DE PROCESOS DE SEPARACIÓN.

El propileno es uno de los principales insumos de la industria petroquímica, su uso esta contemplado en una gran variedad de procesos, tales como, producción de polipropileno, iso-propanol y óxidos de propilenos. La etapa final de purificación en la producción de propileno es casi siempre la separación de propano por destilación.

Caso I:

Si el flujo de alimentación que se desea tratar es de 530 barriles/día y está como líquido saturado con una composición de 52% molar de propileno e ingresa al plato 45 de una torre de destilación que contiene 90 platos y un $Lo/D = 21.5$, se pregunta:

1. Si la pureza del propileno obtenido en el destilado es de 95% molar y la composición de fondo de propano es de 91.12% molar, se desea saber cuál será la presión de operación de la columna. Explique los criterios empleados para estimarla.
2. Con estas composiciones, estimar la temperatura de fondo y tope de la torre, explique los criterios empleados para determinar estas temperaturas.
3. Determinar la eficiencia global de las etapas (etapas de equilibrio observadas/etapas reales) que presenta la columna. Los datos de equilibrio del sistema propileno-propano, reportados por Reamer y Sage⁽¹⁾, se muestran en la tabla N°1.

Tabla N°1: Datos de equilibrio del sistema propileno-propano⁽¹⁾

$X_{C_3H_6}$	$\alpha_{C_3H_6-C_3H_8}$
0.0	1.166
0.2	1.153
0.4	1.141
0.6	1.130
0.8	1.119
1	1.109

4. Determinar la altura y el diámetro de la columna, si los platos usados son de tipo válvula, con 4 pasos.

Caso II:

Se desea ahora aumentar la pureza del propileno a 99.7% molar aumentando la destilación de propano-propileno descrita en el caso I. Las consideraciones a usar son:

- Ubicar la composición en una etapa diferente a la del caso I.
- Construcción de una segunda torre para aumentar la zona de enriquecimiento de la torre existente, tal como se aprecia en la Figura N° 1:

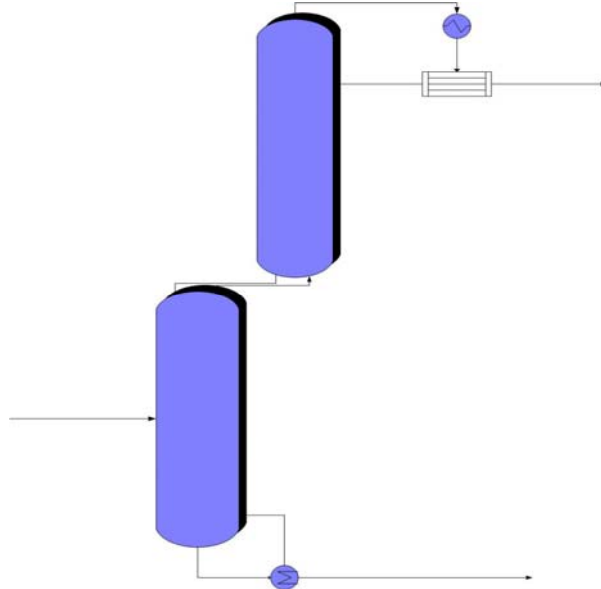


Figura N° 1: Esquema de separación de Propano-Propileno.

El porcentaje de pérdidas de propileno en el residuo y la razón de flujo no varían con respecto al caso I. Se pregunta:

1. Discuta los perfiles de concentración de propileno y propano en la columna al cambiar la etapa de alimentación.
2. Discuta cómo afecta el cambio de la etapa de alimentación en la composición del producto de tope. Apoye su discusión en un gráfico de composición contra etapa de alimentación.
3. ¿Está localizada la alimentación en su posición óptima? Si no, ¿qué pureza del propileno obtenido puede lograrse variando la posición de la alimentación sin construir una columna adicional?
4. ¿Cuántos platos se requieren en la nueva torre, para lograr la pureza deseada del producto, si la alimentación a la primera columna se coloca en el punto óptimo?

5. Si se hace necesaria la segunda columna, obtener los perfiles de temperatura, composición y flujos de vapor y líquido. Discutir los resultados apoyándose en gráficas.

Caso III:

Una forma común de obtener propileno es a partir de craqueo térmico de hidrocarburos saturados. En este proceso se forman pequeñas cantidades de propino (metilacetileno) y propadieno y estas serían altamente perjudiciales si aparecen en el producto propileno.

Hill, McCormick, Barton y Fenske⁽²⁾ divulgaron los datos de equilibrio líquido-vapor para pequeñas cantidades de estas dos sustancias en mezclas propileno-propano. La interpolación de sus datos en función a los datos de Reamer y Sage⁽¹⁾ (caso I) muestra que el propino es la especie que fácilmente puede presentarse en el producto propileno, afectando el equilibrio del sistema propileno-propano según los datos de volatilidad relativa tal como se muestra en la tabla N°2.

Tabla N°2: Datos de equilibrio del sistema Propileno-Propano, afectado por la presencia de contaminantes⁽²⁾.

$X_{C_3H_6}$	$\alpha_{C_3H_6-C_3H_8}$
0.0	1.17
0.2	1.12
0.4	1.07
0.6	1.02
0.8	0.97
1	0.92

La concentración de propino en la alimentación de Propileno-Propano suele ser aproximadamente del orden del 0.4% molar. El propileno grado polimérico (99.7%) puede contener como mucho 20 ppm de propino.

1. ¿Pueden las torres de destilación del caso II cumplir con estas especificaciones? Discuta apoyándose en los resultados apropiados.
2. Muestre cómo se ven afectadas las condiciones de operación de las columnas, con la presencia de propino en la alimentación.
3. Obtenga un perfil de composiciones, en este caso, para las dos columnas.

MARCO TEORICO

Los métodos gráficos son muy ampliamente utilizados para visualizar las relaciones existentes entre un conjunto de variables y, por tanto, de uso general en ingeniería química. Resultan útiles en el diseño de sistemas de contacto por etapas debido a que los procedimientos de cálculo implican la resolución simultánea de relaciones de equilibrio y balances de materia y entalpía. Mediante una elección de las coordenadas y de las construcciones geométricas se pueden resolver gráficamente los problemas de diseño. Por otra parte, cualquier problema resoluble por técnicas gráficas, puede resolverse también analíticamente. De hecho, la creciente disponibilidad de calculadoras de elevada velocidad han dejado, tal vez, un tanto anticuados los métodos gráficos de cálculo para fines de diseño riguroso. Sin embargo, siguen siendo útiles para diseños preliminares y sobre todo para una fácil visualización de las relaciones entre las variables.

Unos de los métodos gráficos más utilizados es el de McCabe-Thiele. Este método, aunque menos riguroso que el de Ponchon y Savarit, es muy útil, puesto que no requiere datos detallados de entalpía. Si estos datos se tienen que aproximar a partir de información fragmentaria, se pierde mucha de la exactitud del método de Ponchon-Savarit, en cualquier caso. Excepto cuando las pérdidas de calor o los calores de solución son extraordinariamente grandes, el método de McCabe-Thiele se adecua a la mayoría de los fines. Su adecuación depende de que aproximación, las líneas de operación sobre el diagrama xy puedan considerarse rectas para cada sección de un fraccionador entre puntos de adición o eliminación de corrientes.

Método de McCabe-Thiele

- Aplica para sistemas binarios.
- Es un método gráfico simplificado que solo toma en cuenta balances de materia.
- Supone flujos constantes de vapor y líquido en cada sección de la columna.
- Se trabaja en el diagrama composición-composición.

1. Análisis de la sección enriquecedora.

Esta sección la conforman las etapas que están entre la etapa de alimentación y el condensador. El condensador elimina todo el calor

latente de vapor principal, pero no enfría más líquido resultante. Por lo tanto, los productos del reflujo y destilado son líquidos en el punto de burbuja y $Y_1 = X_D = X_0$. Puesto que el líquido, L (moles/h), que cae de cada plato y el vapor, V (moles/h), que asciende de cada plato son constantes si se mantienen las suposiciones simplificadoras usuales, no se necesitan los subíndices para identificar la fuente de estas corrientes. Sin embargo, las composiciones cambian. Los platos que se muestran son platos teóricos, de forma que la composición Y_n del vapor del plato n -simo está en equilibrio con el líquido de composición X_n que sale del mismo plato. Por lo tanto, el punto (X_n, Y_n) sobre coordenadas X, Y , cae sobre la curva en el equilibrio.

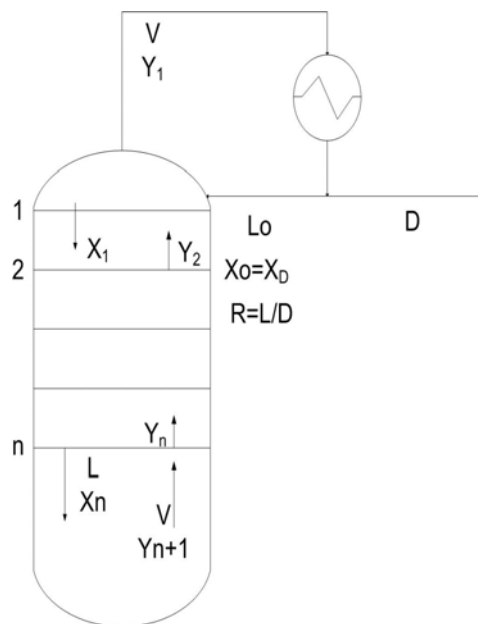


Figura N° 2: sección de enriquecimiento.

Un balance total de materia para el entorno en la figura N° 2 es

$$V = L + D = D \times (R + 1) \quad [I]$$

Donde:

V: Flujo de Vapor.

L: Flujo de líquido.

D: Flujo de destilado.

Para el componente A,

$$V \times Y_{n+1} = L \times X_n + D \times X_D \quad [II]$$

Donde:

Y_{n+1} : Composición de A en la fase Vapor.
 X_n : Composición de A en la fase líquida.
 X_D : Composición de A en el destilado.

De donde la línea de operación de la sección de enriquecimiento es

$$Y_{n+1} = \frac{L}{V} \times X_n + \frac{D}{V} \times X_D \quad [III]$$

$$Y_{n+1} = \frac{R}{R+1} \times X_n + \frac{X_D}{R+1} \quad [IV]$$

Donde:

R: Relación de reflujo.

Esta es la ecuación de la recta de operación sobre coordenadas X,Y de pendiente $L/V = R/(R+1)$ y con corte en el eje Y igual a $X_D/(R+1)$. Haciendo $X_n = X_D$ se tiene $Y_{n+1} = X_D$, de manera que la línea pasa a través del punto $Y=X=X_D$ sobre la diagonal a 45° , este punto, junto con el punto de corte en el eje Y, permite construir fácilmente la línea. Se ve que la construcción usual de "escalera" entre la línea de operación y la curva de equilibrio proporciona la variación teórica de la concentración del plato.

Al graficar la curva de equilibrio, generalmente se supone que la presión es constante en toda la torre. Si es necesario, se puede permitir la variación de la presión de plato a plato después de determinar el número de platos reales, pero este requiere de un procedimiento de prueba y error. Generalmente no es necesario, excepto para la operación a presiones muy bajas.

Por otra parte, los condensadores generalmente son intercambiadores de calor de tubo y coraza. Convencionalmente el refrigerante va por dentro de tubos. El condensador se puede colocar arriba del nivel de la torre para que el reflujo fluya por gravedad, pero por facilidad de limpieza y construcción es más fácil ubicarlo a nivel del suelo. El medio de enfriamiento más utilizado es agua aunque para destilados muy volátiles se utilizan refrigerantes a bajas temperaturas.

Existen dos posibles esquemas de operación para la parte superior de la columna, dependiendo del tipo de condensador utilizado.

(a) Condensador Total.

Un condensador total remueve todo el calor latente del vapor destilado, de tal manera que el reflujo y el destilado son líquidos en el punto de burbuja o ligeramente sub-enfriados. Como su nombre lo indica, en este modo de operación, *todo el vapor* que entra al condensador cambia de fase. Una vez hecho esto, se separa la fracción de flujo que se desea recircular y el resto sale como producto del destilado.

Debido a que en el condensador total el vapor cambia de fase totalmente, el proceso ocurre a composición constante, por lo tanto:

$$Y_1 = X_D = X_0.$$

(b) Condensador Parcial.

Los condensadores parciales se utilizan cuando se desea tener un destilado en fase vapor, o bien cuando la mezcla a destilar tiene un bajo punto de ebullición que hace difícil la condensación. Como su nombre lo indica, en este modo de operación, *parte el vapor* que entra al condensador cambia de fase. Solamente se condensa lo que se va a recircular y el destilado sale en fase vapor.

Como en el condensador parcial hay un contacto entre las fases líquido y vapor, el proceso ocurre a temperatura constante, y hay un equilibrio líquido-vapor en el aparato, por lo tanto:

$$Y_D \text{ está en equilibrio con } X_0.$$

1. Análisis de la sección de agotamiento.

La sección agotadora está formada por los platos inferiores al plato de alimentación y el rehervidor. Nuevamente, los platos son platos teóricos. Los flujos de \bar{L} y \bar{V} son constantes de plato a plato, pero no necesariamente iguales a los valores en la sección de enriquecimiento.

Un balance total de materia:

$$\bar{L} = \bar{V} + W \quad [V]$$

Donde:

W: Flujo de residuo.

\bar{L} : Flujo de líquido.

\bar{V} : Flujo de vapor.

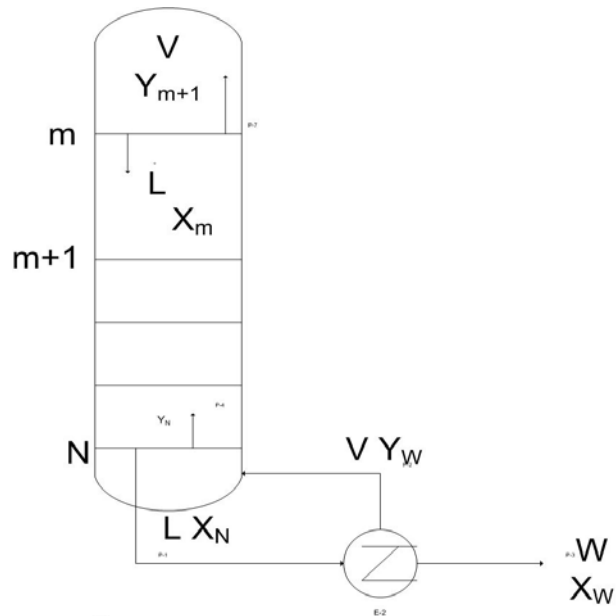


Figura N° 3: Sección de agotamiento.

Para el componente A:

$$\bar{L} \times X_m = \bar{V} \times Y_{m+1} + W \times X_W \quad [VI]$$

Donde:

Y_{m+1} : Composición de A en la fase Vapor.

X_m : Composición de A en la fase líquida.

X_W : Composición de A en el residuo.

Estas ecuaciones proporcionan la ecuación de la recta de operación de la sección de agotamiento,

$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} \times X_m - \frac{W}{\bar{V}} \times X_W \quad [VII]$$

$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W} \times X_m - \frac{W}{\bar{L} - W} \times X_W \quad [VIII]$$

Esta es una línea recta de pendiente $\bar{L}/\bar{V} = \bar{L}/(\bar{L} - W)$ y puesto que cuando $X_m = X_W$, $Y_{m+1} = X_W$, esa línea pasa a través de $X=Y=X_W$ sobre la diagonal a 45° . Si el vapor rehevado Y_W está en equilibrio con el residuo X_W , el primer escalón en la construcción de la escalera representa al rehervidor.

La caldera o rehervidor, es el equipo que proporciona la energía necesaria para producir vapor y realizar la separación. Sus formas son muy variadas, por ejemplo para plantas piloto pueden ser tanques con una chaqueta pero el área para la transferencia de calor que proporciona es muy pequeña, para proporcionar un área mayor se puede utilizar un intercambiador de calor de tubo y coraza. Para destiladores de gran tamaño se utilizan reboilers externos. Estos aparatos pueden ser calentados por medio de vapor, aceite u otros fluidos calientes, para algunos líquidos de alto punto de ebullición puede ser calentado directamente con una flama. Al igual que en la sección enriquecedora se tienen dos esquemas de operación según el tipo de rehervidor utilizado.

a) Rehervidor Total.

Como su nombre lo indica, en este caso, *todo el líquido* que entra al rehervidor se evapora. Primeramente se separa la fracción que se desea recircular en forma de vapor y el resto sale como producto del fondo o residuo.

En el rehervidor total el líquido cambia totalmente de fase, el proceso ocurre a composición constante (similar al condensador total), por lo tanto:

$$X_n = X_W = Y$$

(b) Rehervidor Parcial.

Como su nombre lo indica, en este caso, *parte del líquido* que entra al rehervidor se evapora. El líquido no evaporado sale como producto del fondo, mientras que el vapor producido se recircula.

En el rehervidor parcial hay un contacto entre las fases líquido y vapor, el proceso ocurre a temperatura constante, y hay un equilibrio líquido-vapor en el equipo, por lo tanto:

$$X_W \text{ está en equilibrio con } Y_{n+1}.$$

3. Análisis del plato de alimentación.

(a) Condición de Alimentación.

En el método de McCabe-Thiele la condición de la alimentación se puede interpretar como la fracción de la alimentación que aparece como líquido en L' . También cuando la alimentación es una mezcla

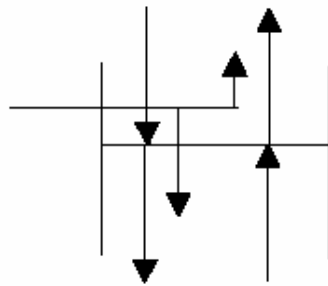
líquido vapor se interpreta como la fracción de líquido en la misma. A la condición de la alimentación también se le conoce como condición termodinámica de la alimentación.

$$q = \frac{L' - L}{F} \quad [\text{IX}]$$

Donde:

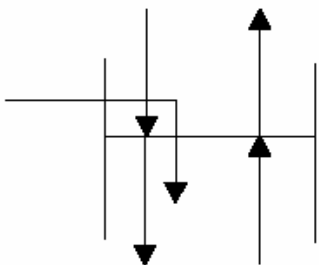
- q: Fracción licuada.
- F: Flujo de alimentación.
- L: Flujo de líquido antes de la alimentación.
- L': Flujo de Líquido después de la alimentación.

En un esquema sobre el plato de alimentación se puede ver que:

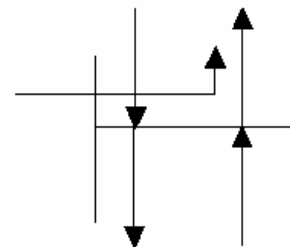


Se pueden considerar cinco casos de la condición de la alimentación, estos son cuando la alimentación es:

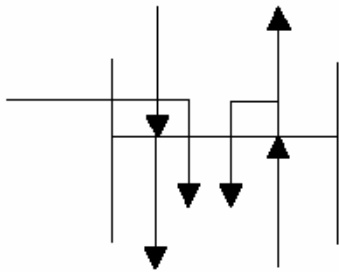
Líquido Saturado



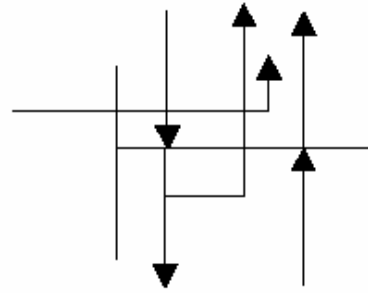
Vapor Saturado



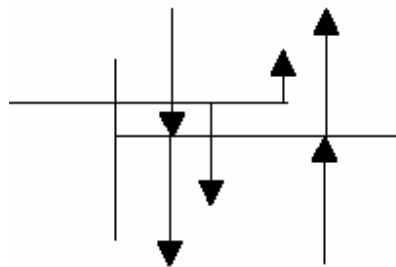
Líquido sub-enfriado



Vapor Sobrecalentado



Mezcla Líquido-Vapor



(b) Línea de Alimentación.

Así como existe una ecuación que describe el comportamiento de la sección enriquecedora y agotadora, también existe una ecuación para el plato de alimentación. El procedimiento para encontrar esta ecuación es similar a los anteriores, se plantean balances de materia sobre el plato de alimentación, resultando:

$$Y = \frac{q}{q-1} \times X - \frac{Z_F}{q-1} \quad [X]$$

Donde:

q: Fracción licuada.

ZF: Composición del Flujo de alimentación.

Se puede ver que la ecuación anterior representa una recta con pendiente de $q/(q-1)$ e intercepto igual a $Z_F/(q-1)$. Se puede demostrar que esta línea cruza a la recta $y = x$ en el punto (X_F, Y_F) . A esta ecuación se le conoce como *recta de alimentación* o *recta de las intersecciones*.

Condiciones límite.

(a) Número mínimo de etapas – Reflujo total.

Conforme el reflujo aumenta, la pendiente de las rectas de operación se modifica de tal manera que éstas se alejan de la curva de equilibrio. Si se conserva la misma composición del destilado, la intersección con el eje baja hacia el origen y el número de etapas disminuye. En el límite, si el reflujo tiende a infinito, la pendiente de la línea enriquecedora tiende a 1. Esto implica que las líneas de operación coinciden con la línea diagonal de 45° , y a cierta composición de destilado, se tiene un *mínimo número de etapas*. Este número mínimo de etapas se determina gráficamente dibujando escalones entre la línea de equilibrio y la recta de 45° desde la composición del destilado hacia la del residuo.

(b) Reflujo mínimo – Número infinito de etapas.

Otro extremo de operación de la columna sucede cuando el reflujo se disminuye. Esto acerca las rectas de operación hacia la curva de equilibrio y eventualmente alguna de las rectas tocará la línea de equilibrio. Esta situación generalmente ocurre en tres formas:

- Las rectas de operación tocan la línea de equilibrio exactamente sobre la recta de alimentación.
- La recta de la sección enriquecedora toca primero la línea de equilibrio.
- La línea de equilibrio es tocada primero por la recta de la sección agotadora.

Cualquiera de estas situaciones genera un *número infinito de etapas* si la composición de los productos se mantiene.

El craqueo térmico o pirólisis de presión de hidrocarburos saturados se desarrolló en un esfuerzo por aumentar el rendimiento de la destilación. Éste proceso consiste en la ruptura de las cadenas carbonadas y acción de calor a una temperatura de entre $400 - 650^\circ\text{C}$, de esta ruptura se obtienen parafinas cortas, olefinas, naftalenos o aromáticos.

METODOLOGIA

El procedimiento empleado para la resolución de este proyecto es el siguiente:

- 1. Revisión bibliográfica:** Se realizó una lectura detallada previa del proceso de destilación de un sistema de componentes, los métodos termodinámicos que se pueden emplear para la simulación de la separación propano-propileno y ecuaciones a emplear.
- 2. Trazado de las etapas (Método de McCabe-Thiele):** Para diseñar una columna de destilación se requiere del trazado de las etapas ideales, el cual permite conocer el número de platos requeridos para llevar a cabo la separación deseada. Conociendo el estado térmico de la corriente de alimentación, composición de destilado, composición de residuo y relación de reflujo se procedió a determinar las rectas de operación de la zona de agotamiento y rectificación.

Con los valores de la constante de volatilidad y composición líquida de propileno; se determinó la composición de vapor de propileno que está en equilibrio con la composición de la fase líquida, aplicando la siguiente ecuación:

$$Y = \frac{\alpha \times X}{1 + X \times (\alpha - 1)} \quad [1]$$

Donde:

X: Composición Líquida de Propileno.
Y: Composición Vapor de Propileno.
 α : Volatilidad Relativa.

Para determinar la recta de operación de la sección de rectificación se emplea la siguiente ecuación:

$$Y = \frac{R}{R+1} \times X + \frac{Y_D}{R+1} \quad [2]$$

Donde:

X: Composición Líquida de Propileno.
Y: Composición Vapor de Propileno.
R: Relación de Reflujo Externo.

Se empleó una herramienta de dibujo avanzada llamada AutoCAD 2005, para llevar a cabo el trazado de las etapas ideales. El uso de la herramienta de dibujo permitió que el proceso de trazado se llevara a cabo con mayor facilidad y precisión.

Con las composiciones obtenidas en equilibrio (X, Y), se emplearon como pares de coordenados para dibujar la curva de equilibrio; una vez dibujada se procedió a ubicar las composiciones de propileno de las corrientes destilado, residuo y alimentación y el estado térmico de la alimentación, que en este caso es líquido saturado, lo cual implica que la fracción licuada (q) es igual a la unidad, por lo que la pendiente de la recta de alimentación tiende al infinito (línea vertical). Con la ecuación de la recta de operación de la zona de rectificación se procedió a dibujarla y con el punto intersección de ésta con la recta de alimentación y la composición de residuo se trazó la recta de operación de la zona de agotamiento.

Con todo lo mencionado anteriormente se trazó las etapas, alimentando en la etapa adecuada.

3. Determinación de los flujos externos: Aplicando la 1° Ley de la Termodinámica, se tiene :

Balance de masa Global:

$$F = D + W \quad [3]$$

Balance de masa por Componente:

$$Z_F \times F = Y_D \times D + X_W \times W \quad [4]$$

Donde:

F: Flujo molar de la corriente de Alimentación.

D: Flujo molar de la corriente de Destilado.

W: Flujo molar de la corriente de Residuo.

Z_F : Composición de Propileno en la corriente de Alimentación.

Y_D : Composición de Propileno en la corriente de Destilado.

X_W : Composición de Propileno en la corriente de Residuo.

Para realizar los balances de masa se convirtió el flujo volumétrico conocido a flujo molar; esto se realizó mediante la definición de densidad y peso molecular promedio. Conociendo las composiciones en base molar, se transformó éstas a una base másica usando:

$$X_i = \frac{\left(\frac{W_i}{M_i}\right)}{\sum_{i=1}^n \frac{W_i}{M_i}} \quad [5]$$

Donde:

- X_i : Composición Molar de i .
- W_i : Composición Másica de i .
- M_i : Peso Molecular de i (Kg/Kmol)..
- N : Número de componentes.

Se calculó la densidad promedio y peso molecular promedio mediante:

$$\frac{1}{\bar{\rho}} = \sum_{i=1}^n \left(\frac{W_i}{\rho_i}\right) \quad [6]$$

Donde:

- $\bar{\rho}$: Densidad Promedio (Kg/m³).
- W_i : Composición Másica de i .
- ρ_i : Densidad de i (Kg/m³).

$$\bar{M} = \sum_{i=1}^n X_i \times M_i \quad [7]$$

Donde:

- \bar{M} : Peso Molecular Promedio (Kg/Kmol).
- X_i : Composición Molar de i .
- M_i : Peso Molecular de i (Kg/Kmol).

Por último se calculó el flujo molar de la corriente de alimentación por la siguiente relación:

$$N = \frac{Q \times \bar{\rho}}{\bar{M}} \quad [8]$$

Donde:

N: Flujo Molar (Kgmol/h).

Q: Flujo Volumétrico (caudal) (m³/h).

\bar{M} : Peso Molecular Promedio (Kg/Kmol).

$\bar{\rho}$: Densidad Promedio (Kg/m³).

4. Determinación de las presiones de las corrientes externas:

Para determinar las presiones se aplicó el algoritmo que se presenta en el Henley-Seader⁽³⁾, que se ha formulado para alcanzar, si es posible, una presión P_D en el tambor de reflujo comprendida entre 0 y 415 psia para una temperatura mínima de 120°F, con el fin de utilizar agua como líquido refrigerante del condensador de cabeza. Los límites de presión y temperatura son solamente orientativos y dependen de factores económicos. Se supone que las caídas de presión por plato son de 0,15 psia, en el condensador y el tambor son de 7 y 5 psia respectivamente (tomado del Henley-Seader⁽³⁾).

Este procedimiento consiste en calcular la presión de burbuja de la corriente de destilado a una temperatura de 120°F mediante el uso de la ecuación de Rachford-Rice:

$$\sum_{i=1}^n \frac{(K_i - 1) \times Z_i}{1 + \psi(K_i - 1)} = 0 \quad [9]$$

Donde:

Z_i: Composición.

K_i: Coeficiente de equilibrio.

Ψ: Fracción Vaporizada.

n: Número de componentes.

Siendo:

$$K_i = \frac{P_i^{vapor}}{P} \quad [10]$$

Donde:

P_i^{vapor}: Presión de vapor a la temperatura de la corriente.

P: Presión de la corriente (psia).

$$\ln \left(\frac{P_i^{vapor}}{P_{ic}} \right) = A_1 - \frac{A_2}{T + A_3} \quad [11]$$

Donde:

P_i^{vapor} : Presión de vapor a la temperatura de la corriente.

P_{ic} : Presión crítica i (psia).

A_1, A_2, A_3 : Constantes de Antoine.

T: Temperatura absoluta (K).

Si la presión obtenida es menor a 215 psia se utiliza un condensador total y si es mayor a 215 psia se utiliza un condensador parcial. Luego se calcula la presión de rocío a 120°F de la corriente de destilado, si ésta presión es mayor a 365 psia, se tiene que elegir un refrigerante para emplear condensador parcial a 415 psia, sino se procede a estimar la presión del fondo conociendo la caída de presión por plato y la presión de tope, la cual se obtiene sumando a la presión de destilado, la caída de presión del condensador y la del tambor.

Se calcula la temperatura de burbuja del fondo a la presión estimada anteriormente, si la temperatura calculada es mayor que la crítica se debe bajar la presión de destilado de manera apropiada, sino la presión calculada es la correcta.

Finalmente, se determinó que para el proceso estudiado, el condensador a utilizar es de tipo parcial; por lo que se calculó la presión de rocío a 120°F y el resto de las presiones se calcularon siguiendo el procedimiento anterior.

La próxima presión a determinada era la que correspondía a la corriente de alimentación, la cual se obtuvo a partir del promedio de la presión de tope y de fondo sumando cinco psi.

$$P_{Alm} = \frac{(P_{tope} + P_{fondo})}{2} + 5 \quad [12]$$

5. Determinación de las temperaturas de las corrientes

externas: Una vez obtenidas las presiones correspondientes a cada una de las corrientes y aplicando la ecuación de Rachford-Rice [9], se determinó las temperaturas de cada corriente; ya que la presión de vapor es dependiente de la temperatura, por lo que se tiene una ecuación con una incógnita.

6. Determinación de la eficiencia:

Con el número de etapas obtenidas idealmente del diagrama realizado en el paso dos, y el número de etapas reales se tiene:

$$\eta = \frac{N^{\circ}_{\text{EtapasIdeales}}}{N^{\circ}_{\text{EtapasReales}}} \quad [13]$$

Donde:

η : Eficiencia global de la columna.

7. **Diseño de la columna en un programa de simulación:** La herramienta o programa de simulación empleado es PROII 6.0. Una vez ejecutado el programa PROII, se procedió a seleccionar el equipo que permite la simulación de la destilación, esta es "Destillation", en donde se definió el número de etapas ideales, el cual fue obtenido mediante el trazado de las etapas en el paso dos; los componentes a separar, el sistema termodinámico a emplear, composiciones de las corrientes externas, temperatura y flujo molar de la alimentación, el plato de alimentación, el perfil de presiones, relación de reflujo, y las especificaciones que permitan obtener el rango de separación deseado. Una vez introducida todos los parámetros, necesarios para que la separación se dé, se procedió a correr la simulación.
8. **Determinación de la altura y diámetro de la columna:** Unos de los parámetros más importantes para el diseño de una columna de destilación son la longitud de la columna, es decir, la altura; y el diámetro de la misma la cual está definida por el diámetro de los platos. Una vez exitosa la simulación se procedió a generar el reporte, el cual se encuentra toda la información operacional de la columna de destilación. En éste se halla el espaciado y el diámetro de cada plato de la columna. El diámetro que se escogió fue el próximo mayor del plato con diámetro más grande.
9. **Evaluación de los perfiles:** Para obtener los perfiles de concentración, temperatura, flujos de vapor y líquido a lo largo de la columna se empleó la función de generar gráficas en PROII "Generate Plot" en output, el cual realiza el estudio del comportamiento de los factores antes mencionado con respecto al número de etapas de la columna.

El estudio o análisis de sensibilidad de como afecta la variación de un parámetro, en este caso la etapa de alimentación, con respecto a una propiedad de la columna (composición de propileno en el destilado) es muy importante para obtener la mejor operación del equipo.

Para hacer este estudio se utilizó la función que posee el programa PROII, que es el "CaseStudy" el cual nos facilita la comprensión del los comportamientos de operación de la columna y las composiciones de los componentes empleados en la separación. Para ejecutar esta función se debe primero especificar los datos del Casestudy, mediante el Casestudy Data en las opciones de input.

Luego se debe definir un parámetro, el cual es la variable que se irá alterando según un paso; se puede identificar la variable introduciéndole un nombre de gusto, luego se define la propiedad que se irá variando, a partir de un determinado valor introducido, con respecto a un paso definido, tantas veces o ciclos se introduzca. Después se debe introducir la variable definida en Result o la propiedad que se va a ver afectada por el parámetro definido. Realizado todo lo anterior, se tiene dos opciones de Casestudy que se puede ejecutar, estos son: Plot (Graficar) o Tables (Tablas); los cuales se deben configurar antes de poder obtenerlos. Para poder graficar, se deben establecer los ejes de coordenadas a los cuales van a estar la variable de parámetro y de resultados. Para realizar el estudio de la sensibilidad de un parámetro respecto a otro, se leyó el valor de reflujo proporcionado por PROII en el reporte, y se procedió a mantenerlo constante durante el análisis de sensibilidad.

- 10. Determinación del mínimo de platos requeridos para obtener una separación determinada cuando se tiene un contaminante.** Para determinar los platos necesarios para que se lleve a cabo la separación deseada, se empleo la función de "ShortCut" de PROII, el cual permite conocer de forma rápida y sencilla los requerimientos mínimos necesarios en la configuración de la columna para obtener los resultados requeridos. De esta forma se especificaron la presión de alimentación que es la misma que para el caso 1, las composiciones de cada uno de los componentes, la relación reflujo mínimo de la columna, el componente liviano y pesado, las composiciones de destilado y residuo.

Seguidamente, se generó el reporte en el cual se leyó el valor mínimo de platos requeridos y el la relación de reflujo que debe poseer la columna. A partir de estos datos se compararon la cantidad de platos requeridos con el número de platos que se tienen en las dos columnas del caso II.

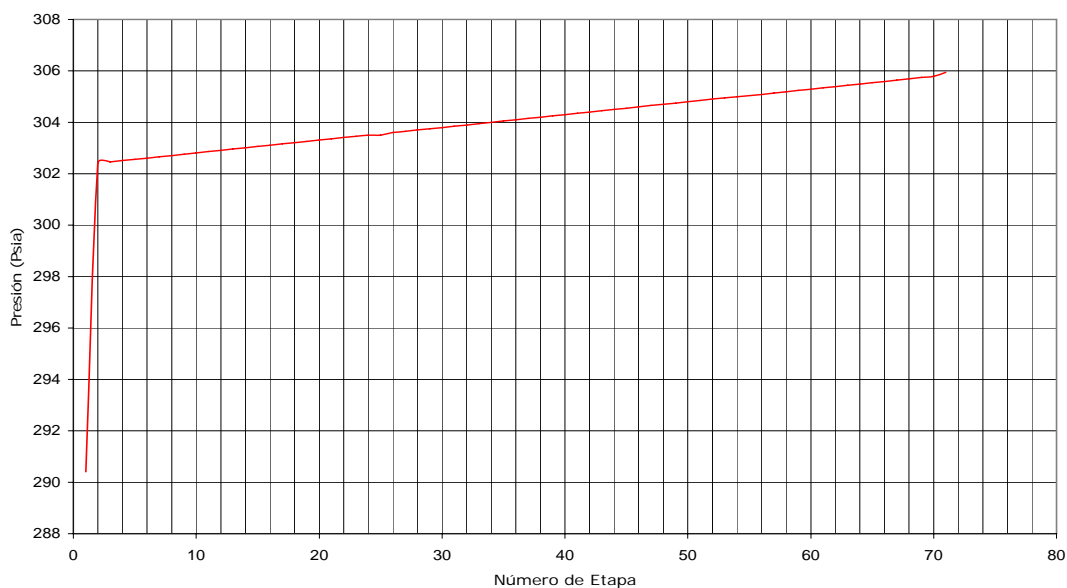
ANALISIS DE RESULTADOS

Caso I:

- Presión de operación de la columna.

Utilizando la composición proporcionada en la corriente de destilado, la cual es $Y_D^{\text{propileno}} = 0.95$, se calculó la presión del punto de burbuja del destilado a 120°F por cálculo iterativo a partir de la ecuación [9] como se mostró en la sección de los cálculos tipo. Este procedimiento conduce a una presión en la corriente de destilado igual a 291.02 psia. Por tanto, está indicando que se debe calcular la presión de rocío a 120°F, en donde se obtiene $P_D = 290.42$ psia, lo que indica que se debe utilizar un condensador parcial. Dejando una caída de presión de 7 y 5 psi para el condensador y tambor, debido a que son los valores recomendados en la bibliografía (Henley-Sider⁽³⁾), la presión en la parte superior de la columna es $P_{\text{Tope}} = 302.41$ psia; y dejando una caída de presión de 0.15 por plato para la columna; debido a que es el valor más común en la caída de presión por plato, la presión en el fondo de la columna es 313.06 psia. La presión de la corriente de alimentación es calculada mediante el promedio de la presión de tope y fondo sumándole 5 psia, debido a que el flujo de alimentación debe poseer mayor presión que la que está circulando por el plato de alimentación, ya que estas presiones son similares, pero cuando llega a entrar la alimentación esta pierde presión originando una caída aproximadamente de 5 psia.

Presión Vs Número de Etapa



Gráfica N° 1: Perfil de Presión obtenido en el Caso I.

En la Gráfica N°1, salvo en el caso de la etapa 1 no se aprecian desviaciones significativas del perfil, éste aumenta gradualmente en forma lineal; el comportamiento obtenido era el esperado ya que la caída de presión por plato se mantiene constante (0,15 psi). Es por ésta diferencia de presión, presente en la columna, lo que produce que los vapores de la zona inferior se desplacen al tope por una diferencia de densidad, permitiendo un equilibrio distinto en cada plato.

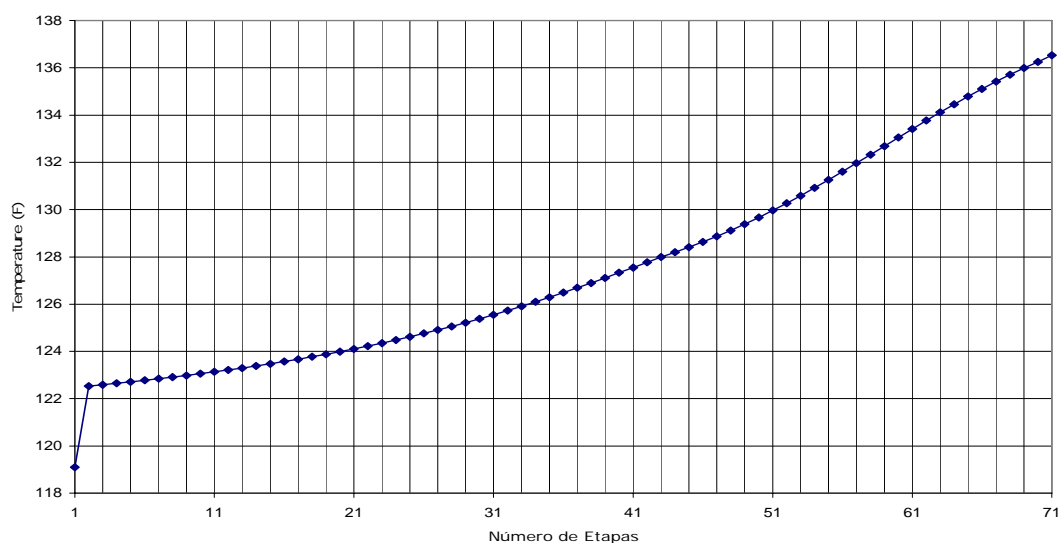
Es importante considerar que el comportamiento que muestra el perfil en la etapa 1, se debe a la caída de presión que hay que es producido por el condensador y el tambor de separación

- Temperatura de fondo y de tope de la torre.

Utilizando las presiones obtenidas de tope y fondo se calcularon las temperaturas correspondientes a estas dos zonas, partiendo de un cálculo iterativo con la ecuación [9], como se mostró en los cálculos tipos. Para el tope se cálculo la temperatura de rocío, ya que el vapor que sale de la columna se encuentra como vapor saturado, lo que significa que la fracción vaporizada es igual a la unidad, por lo que se obtuvo una temperatura de tope igual 123.66°F.

Para el cálculo de la temperatura de fondo se tiene que el líquido que sale de la columna se encuentra saturado por lo que la fracción vaporizada es igual a cero, teniéndose como resultado una temperatura de fondo igual a 142.38°F.

Temperatura Vs Número de Etapas



Gráfica N° 2: Perfil de Temperatura obtenido en el Caso I.

De los resultados obtenidos se observa que $T_{\text{Tope}} < T_{\text{Fondo}}$, lo cual corresponde al perfil de temperaturas de una columna de destilación (Gráfica N° 2), es decir, mientras se desciende de la misma aumenta la temperatura.

Adicionalmente se observa en la Gráfica N° 2 que la temperatura de las etapas muestra un comportamiento no lineal en relación con el número de etapas. Un aumento particularmente brusco tiene lugar en el paso del condensador al plato uno debido al retiro de calor en el condensador parcial.

- Eficiencia global de las etapas.

La eficiencia más comúnmente utilizada para cálculos rápidos y aproximado es la eficiencia global definida simplemente como la razón del número de etapas de equilibrio necesarias para una calidad especificada de separación y el número de etapas reales de la columna.

Para alcanzar dicha separación entre los dos componentes estudiados (Propileno y Propano), se requiere el número de etapas teóricas, para así a su vez determinar la eficiencia global de las etapas correspondiente a una columna de 90 platos reales.

Para ello se determinó el número de etapas teóricas utilizando un adecuado método gráfico, como lo es el de McCabe-Thiele con la ayuda de una herramienta de dibujo (AutoCAD). Del trazado resulto un número de etapas teóricas igual a 71, por lo que la eficiencia global de las etapas es igual a 0.77.

Este valor obtenido es consistente con los tabulados:

"Una regla común en la industria de refinados de petróleo, es decir que la eficiencia global para la destilación de hidrocarburos a temperatura ambiente y superiores es aproximadamente 60%"⁽⁴⁾.

Puesto que la temperatura de operación de la columna es mucho mayor que la atmosférica y pese a que se está destilando un corte de hidrocarburos de propiedades similares, la variación entre el valor tabulado y el obtenido es aceptable.

- Altura y diámetro de la columna.

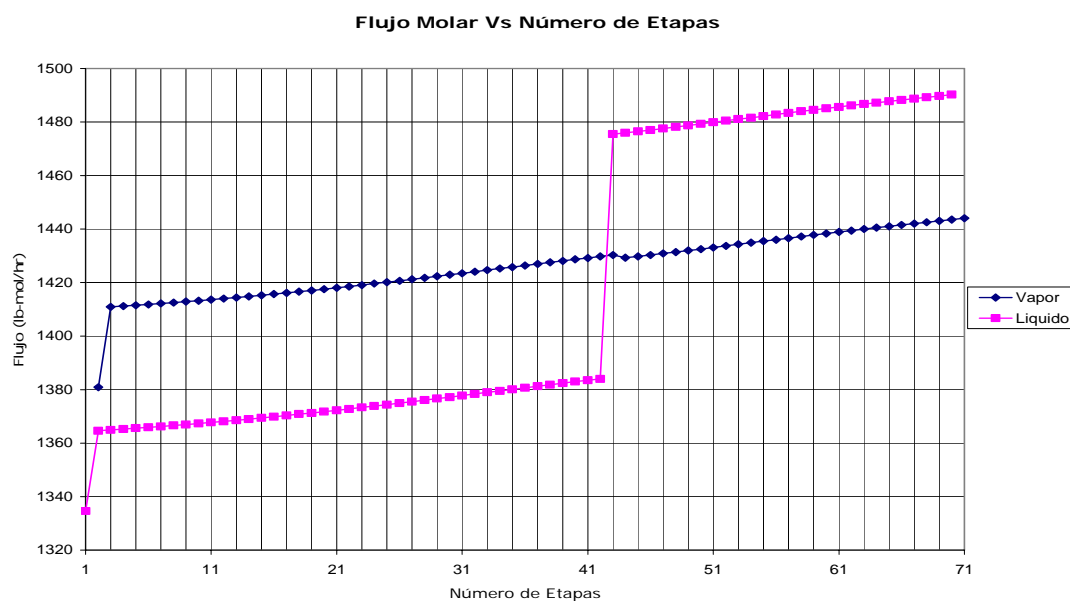
Tomando como base el número de platos obtenidos por el diagrama de McCabe-Thiele y el espaciado entre los platos, se puede

calcular la altura de la columna entre los platos de cabeza y cola. Adicionando 4 pies (48 in) por encima del plato superior para separar el líquido arrastrado y 10 pies (120 in) por debajo del plato de la cola para disponer de suficiente capacidad de remansamiento, se puede estimar la altura total de la columna.

La altura obtenida fue de 1896,97 in (equivalente a 69 platos), lo que indica que es posible su construcción sin necesidad de adicionar una segunda columna, debido que "para alturas mayores a 2544 in se recomienda acoplar dos o más columnas en serie en vez de una sola columna".⁽³⁾

El diámetro de la columna y, en consecuencia, su área transversal debe ser lo suficientemente grande para manejar el flujo de vapor y de líquido dentro de la región de operación, de igual forma, este puede disminuirse utilizando un mayor espaciamento entre platos, de tal manera que el costo de la columna, que depende tanto de la altura como del diámetro, se vuelva mínimo con un cierto espaciamento óptimo. El diámetro obtenido para las especificaciones dadas (platos de tipo válvula de 4 pasos) que satisfacen las condiciones anteriores fue de 54 in (4,5 ft) con un espaciamento entre platos de 24-26 in, lo que concuerda con los valores recomendados que se encuentran tabulados en la referencia 4, estos son: para un diámetro comprendido entre 4-10 ft el espaciamento correspondiente debe ser de 24 in.

- Perfiles de Flujo



Gráfica N° 3: Perfil de Flujos Molares Líquido y Vapor obtenidos en el Caso I.

En la Gráfica N°3 se observa que la suposición de flujo molar constante inter etapas (en la cual se basa el Método de McCabe-Thiele) no se mantiene constante. Tanto los flujos de líquido como de vapor aumentan a medida que se desciende desde la etapa de cabeza hacia el fondo de la columna. Debido a que la alimentación es un líquido saturado, el flujo de vapor a penas varía en la etapa de alimentación, no cumpliéndose esto en el flujo del líquido por lo que presenta esa variación abrupta, puesto que en esta etapa el flujo de líquido aumenta en una cantidad casi igual al flujo de alimentación.

Caso II:

- Perfiles de Concentración de Propileno y Propano en la columna al cambiar la etapa de alimentación.

En este proyecto, se realiza la separación entre propileno y propano. Estos dos componentes pueden ser designados como clave ligero y clave pesado, respectivamente.

Cada uno de estos componentes muestra diferentes tipos de perfil de composición, tal como se observa en las gráficas N° 15 y 16. Las fracciones molares para el propileno, tanto en fase líquida como en fase vapor, disminuye de forma uniforme y continúa de cabeza a cola; el caso inverso ocurre para el propano.

Por otro lado, se observa que independientemente de la etapa donde se introduce la corriente de alimentación, las fracciones molares de ambos compuestos presentan un comportamiento similar (aumentan o disminuyen gradualmente de forma no lineal), sin embargo la composición de la corriente de destilado obtenida difiere con respecto a la ubicación de la alimentación, esto es, si se alimenta cerca del tope de la columna o del fondo de la misma, se obtiene un producto de destilado de menor composición que si se alimenta en la zona intermedia de la columna.

Los puntos de inflexión que se presentan en las curvas, son debido a la diferencia de composición que hay entre la corriente de alimentación y la etapa en que ésta se introduce, originando este comportamiento característico de una alteración en el equilibrio.

- Sensibilidad de la composición del producto de Tope con el cambio de la etapa de Alimentación.

En el caso de problemas donde se especifican el flujo de destilado y el número de etapas teóricas, es difícil especificar la localización de la etapa de alimentación que conduce al máximo grado de separación. Sin embargo, una vez que los resultados de los cálculos rigurosos se encuentran disponibles, se puede construir una gráfica para determinar si la alimentación está localizada en la etapa óptima o si por el contrario, debería trasladarse.

En la Gráfica N°17, se observa que se obtiene una mayor composición del producto de tope al alimentar en la zona intermedia de la columna (entre las etapas 40 y 60), teniendo como máxima composición la proporcionada al alimentar en la etapa 46 donde $Y_{\text{Propileno}} = 0.9515$.

Este resultado indica que al mantener la alimentación en la etapa 43 no se obtiene la mayor composición de destilado, por lo tanto no se esta alimentando en la etapa óptima.

De la Gráfica N° 17, también se observa que con la columna original no es posible obtener la especificación de composición deseada de 0.997 en el destilado aún cambiando la etapa de alimentación, por lo tanto, es necesario acoplar dos columnas en serie para alcanzar dicho resultado. Con este fin, aplicando el método gráfico de Mc Cabe-Thiele para las especificaciones dadas (producto de tope obtenido de 0.997 en composición de propileno, 0.52 en composición molar de propileno en la alimentación y la razón de reflujo constante e igual a 28,83 (obtenido del caso I)) se trazaron las etapas para determinar el número de platos que se requiere para diseñar la columna a acoplar.

El resultado obtenido indica que se debe disponer de una columna de 138 etapas ideales para poder alcanzar la composición deseada de propileno. Puesto que se cuenta con una columna de 71 etapas ideales equivalentes a 69 platos y un condensador y rehervidor ambos parciales, la nueva columna debe tener la diferencia de etapas necesarias para alcanzar los resultados esperados.

Al acoplar las dos columnas, se requiere eliminar el condensador de la primera (A) de forma tal que se pueda alimentar la segunda (B) con el flujo de vapor que sale del primer plato de A, y esta última alimentándose en el punto óptimo obtenido por el método de Mc Cabe-Thiele (plato 40) y a la cual le entra el flujo de líquido obtenido de la

última etapa de B. Esto implica que se dispone ahora de 70 etapas ideales en A (69 platos y un rehervidor parcial) por lo tanto la segunda columna debe tener entonces, 68 etapas ideales equivalentes a 67 platos y un condensador parcial. La figura N°4, es una representación de los resultados obtenidos que indica el número de etapas correspondiente a cada columna.

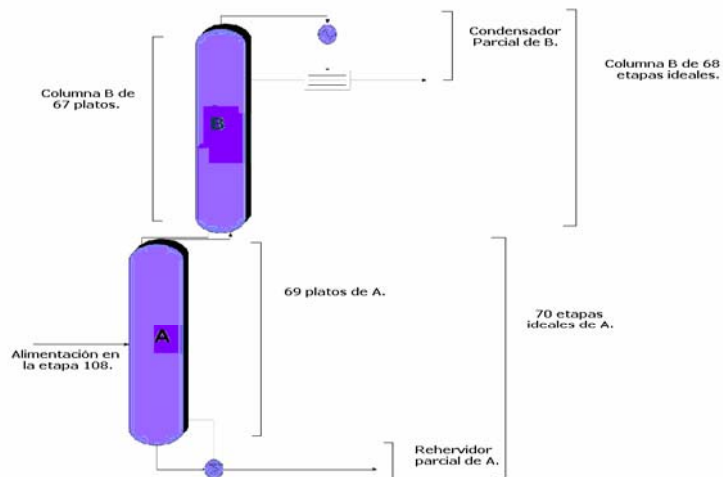


Figura N°4: Resultados obtenidos del diseño de la nueva columna para la separación de Propano-Propileno con 0.997 de pureza en propileno.

- Perfil de temperatura, composición y flujo de vapor y líquido de las columnas.

Con la instalación de la nueva columna, los perfiles de temperatura, composición y flujo de vapor-líquido varían con relación al sistema original. La composición de destilado es ahora más pura porque aumenta el número de etapas en la zona de enriquecimiento de la antigua columna. El comportamiento observado en cada variable fue:

La Gráfica N°7 representa el perfil de temperatura en la primera columna, se observa que este aumenta de cabeza a cola de forma gradual y con un comportamiento no lineal (un ajuste polinómico de segundo orden indica un valor de $R^2 = 0,999$) debido a la presencia de la alimentación lateral, mientras que para la segunda columna (ver Gráfica N°8), se observa que la temperatura aumenta de forma lineal (un ajuste lineal proporciona un valor $R^2 = 0,998$) de tope a fondo.

Temperatura Vs Número de etapas

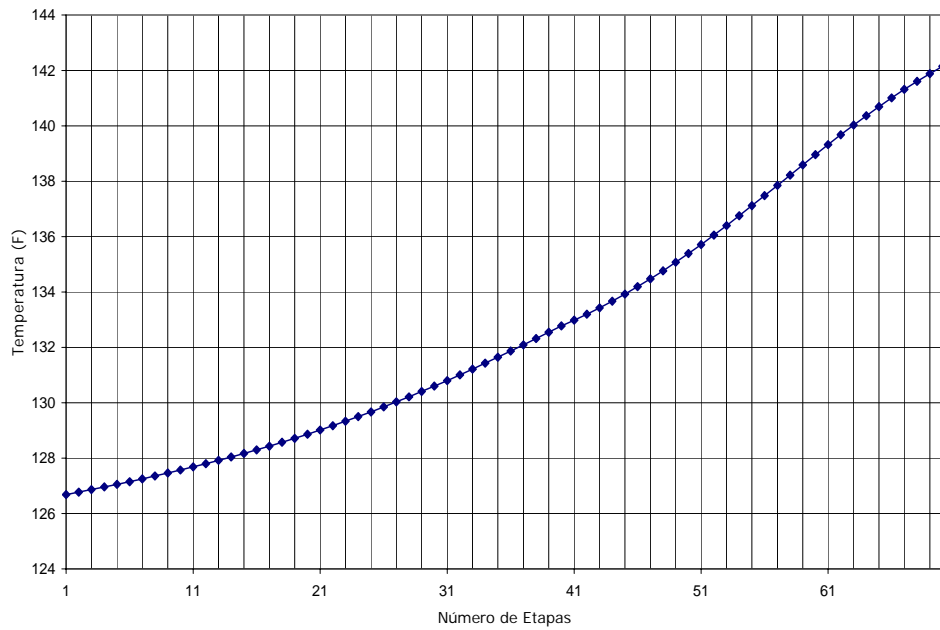


Gráfico N° 7: Perfil de Temperatura obtenidos del Caso II para la columna de 70 etapas.

Temperatura Vs Número de Etapas

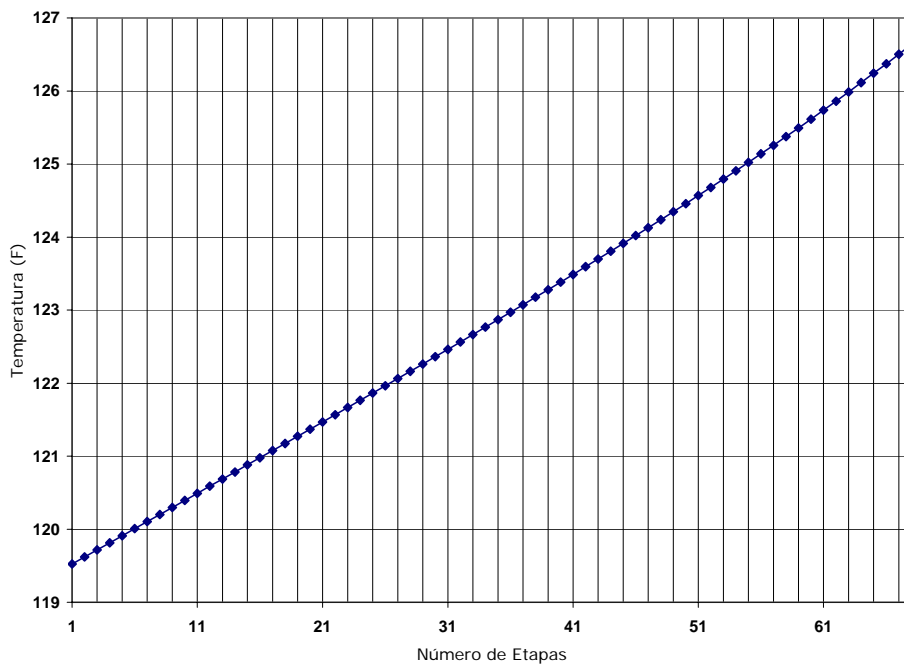


Gráfico N° 8: Perfil de Temperatura obtenidos del Caso II para la columna de 68 etapas.

Los perfiles de composición para el propano y propileno vienen dado por las gráficas N° 9 y 10 para las columnas de 70 y 68 etapas respectivamente. En la primera se observa que la composición de propileno disminuye gradualmente a medida que se desciende en la columna, un comportamiento opuesto presenta el propano. La composición de propileno que se obtiene en la primera columna es de 0.907 la cual sigue aumentando de forma no lineal en la segunda columna hasta alcanzar la composición deseada.

De igual forma, la composición de propano que se obtiene en la primera columna es de 0.092 la cual sigue disminuyendo de forma no lineal en la segunda columna hasta alcanzar la composición de 0.003.

El punto de intersección que se presenta en la gráfica N°9 se debe a la amplia variación de composiciones que existe en la primera torre para ambos compuestos siendo similares incluso en la etapa 46, mientras que para la segunda torre puesto que la variación en las composiciones es muy poca, no se obtiene punto de intersección.

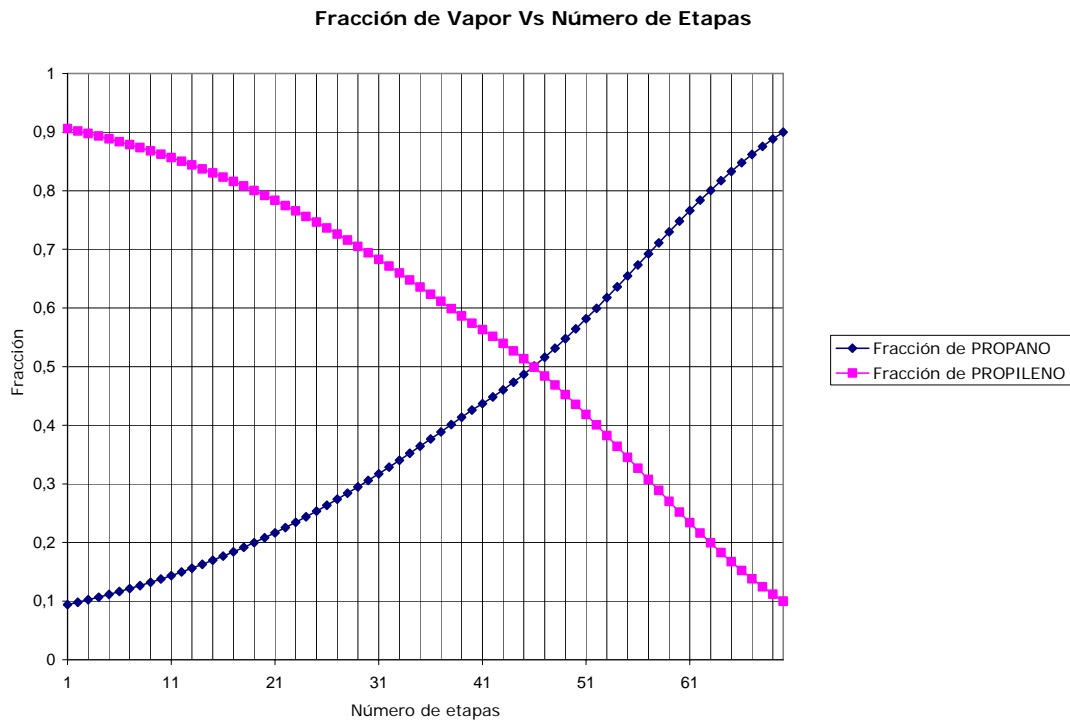


Gráfico N° 9: Perfiles de Composiciones obtenidos del Caso II para la columna de 70 etapas.

Fracción de Vapor Vs Número de etapas

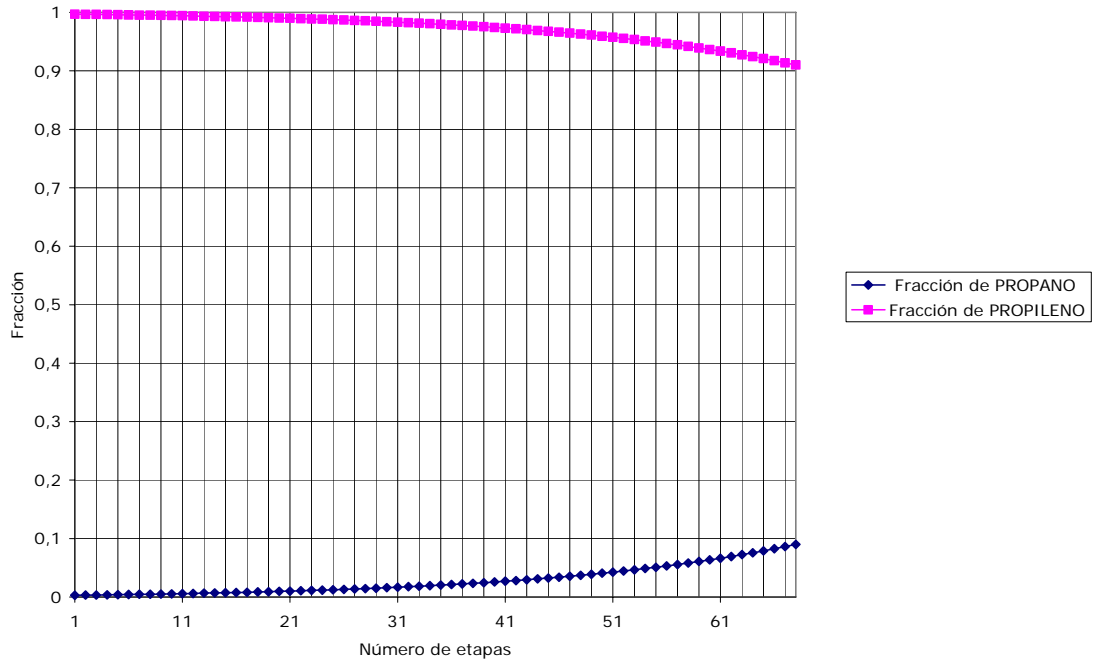


Gráfico N° 10: Perfiles de Composiciones obtenidos del Caso II para la columna de 68 etapas.

Con relación a los perfiles de composiciones para la fase líquida, se tiene un comportamiento similar al analizado para las composiciones del flujo de vapor, esto puede verse en las graficas anexas 11 y 12.

Fracción Líquida Vs Número de Etapas

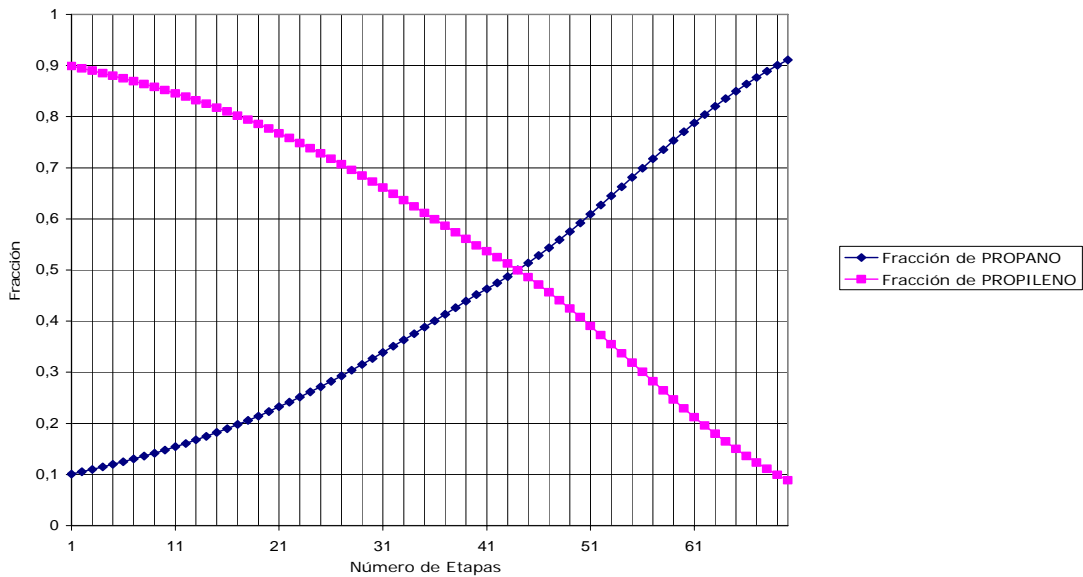


Gráfico N° 11: Perfiles de Composiciones obtenidos del Caso II para la columna de 70 etapas.

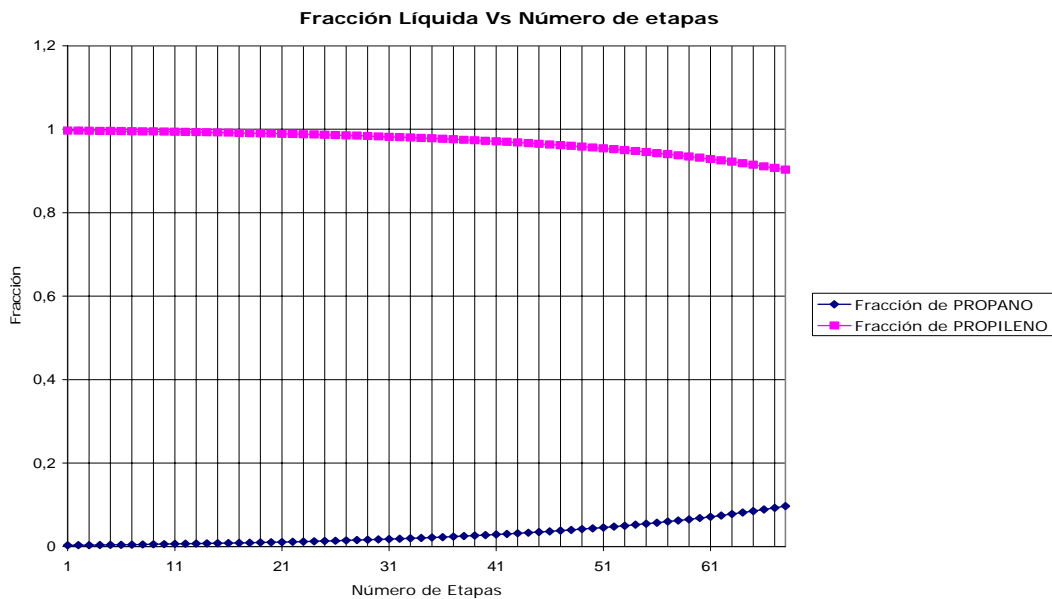


Gráfico N° 12: Perfiles de Composiciones obtenidos del Caso II para la columna de 68 etapas.

En las gráficas 13 y 14 se observa que la suposición de flujo molar constante ínter etapas no se mantiene constante. Tanto los flujos de líquido como de vapor aumentan a medida que se desciende desde la etapa de cabeza hacia el fondo de ambas columnas. Debido a que la alimentación es un líquido saturado, el flujo de vapor a penas varía en la etapa de alimentación de la primera columna como se observa en la gráfica N° 13, no cumpliéndose esto en el flujo del líquido por lo que presenta esa variación abrupta, puesto que en esta etapa el flujo de líquido aumenta en una cantidad casi igual al flujo de alimentación.

Como en la segunda columna no existe alimentación lateral, no hay irregularidades en el comportamiento de los flujos, tanto el líquido como el vapor aumentan linealmente (un ajuste lineal proporciona un $R^2=0.999$) a medida que se desciende en la columna en igual proporción por ello ese comportamiento paralelo.

Flujos Vs Número de Etapas

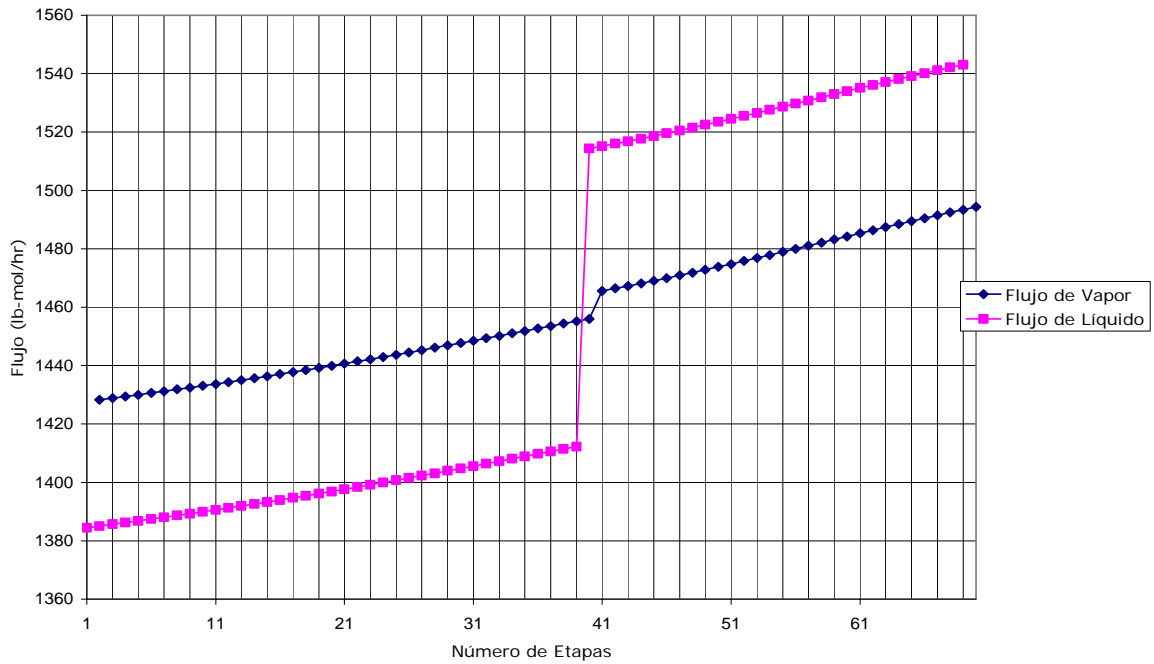


Gráfico N° 13: Perfiles de Flujos obtenidos del Caso II para la columna de 70 etapas.

Flujos Vs Número de etapas

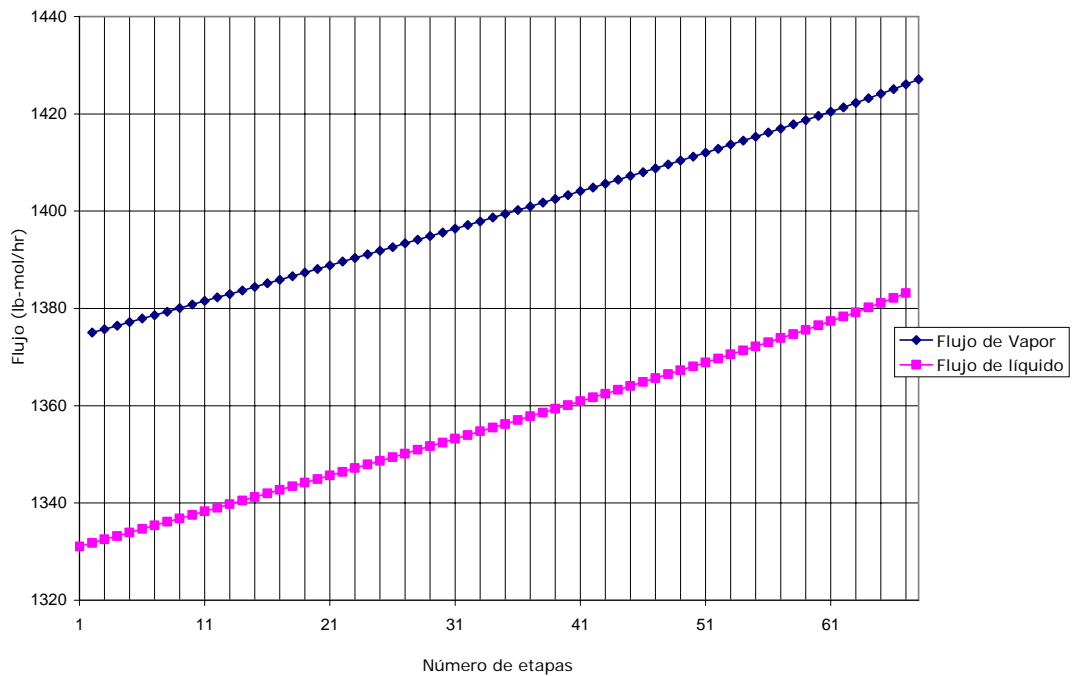


Gráfico N° 14: Perfiles de Flujos obtenidos del Caso II para la columna de 68 etapas.

Perfil de Concentración de Propano y Propileno en la Fase Vapor Vs Número de Plato

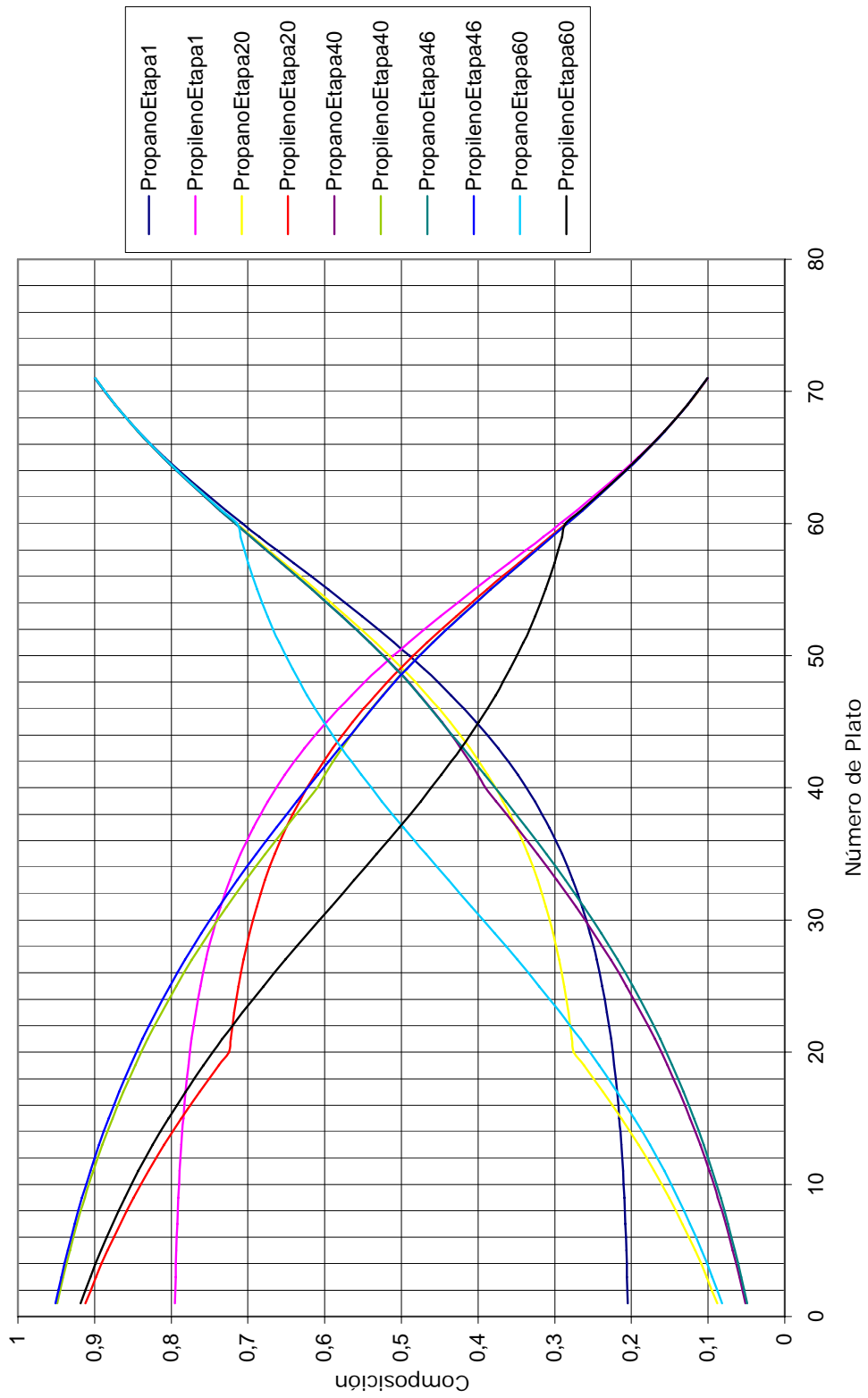
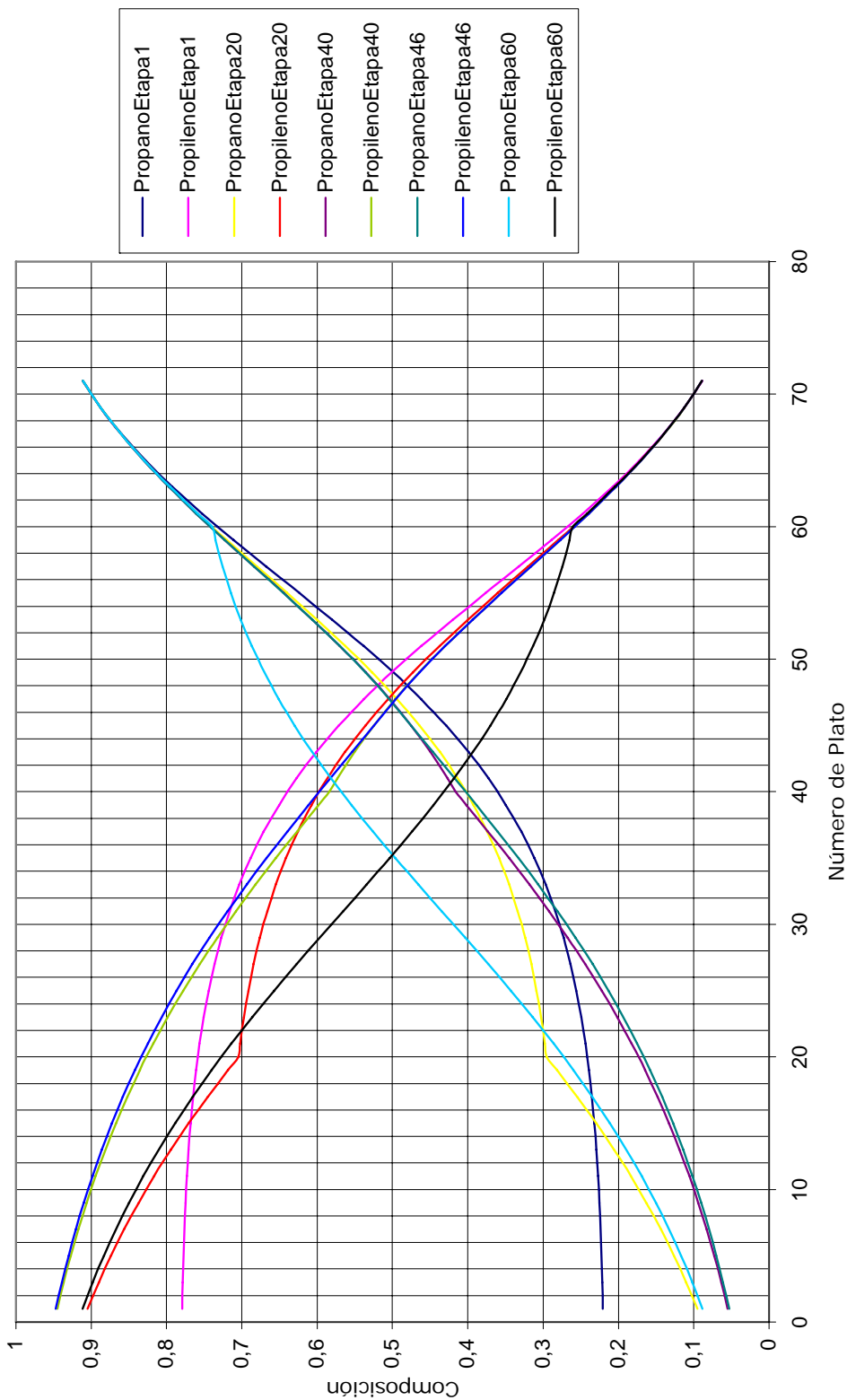
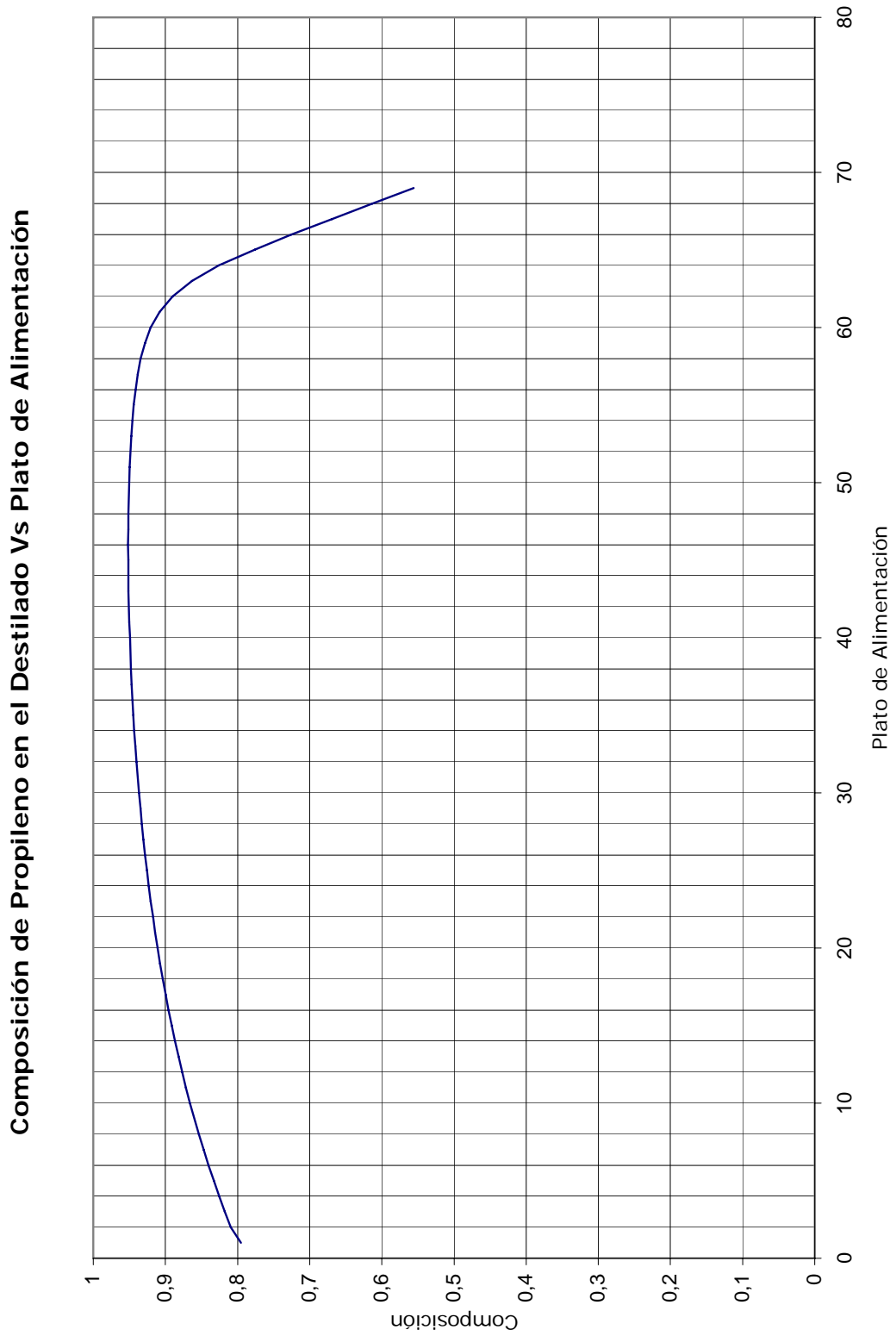


Gráfico N° 15: Perfiles de Concentración de Vapor obtenidos del Caso II al cambiar la Etapa de Alimentación.

Perfil de Concentración de Propano y Propileno en la Fase Líquida Vs Número de Plato



Gráfica N° 16: Perfiles de Concentración de Líquido obtenido del Caso II al cambiar la Etapa de Alimentación.



Gráfica N° 17: Sensibilidad de Composición del Propileno en el Destilado con respecto a la Etapa de Alimentación

Caso III:

Cuando se emplea el método de craqueo térmico o pirólisis de presión para la obtención de propileno se forman generalmente pequeñas cantidades de propino (metilacetileno) y propadieno, y la presencia de estos componentes en los productos de propileno es una situación altamente no deseada.

A partir de los datos de equilibrio del sistema propileno - propano, presentados en la referencia 1, se tiene la formación de un punto azeotrópico en la zona donde la composición tiene un valor de 0.7 como se presenta en la Figura N° Este inconveniente no se presenta en el caso I, ya que no se tenían presente las dos sustancias consideradas contaminantes. Cuando se presenta un punto de azeotropía en un sistema multi-componente dado, la destilación simple de estos componentes se verá limitada a un rango de separación ya que no es posible cruzar o saltar el problema presentado por el punto azeotrópico. Esto es, será imposible obtener dos productos de composiciones que caigan en lados opuestos de la composición azeotrópica.

Se obtuvo mediante PROII que la torre que se tiene en el caso II, las dos columnas, no funcionarán para la separación de la mezcla propano – propileno con el contaminante, ya que se necesitan 142 platos en la columna, y solo se tiene 130 platos, por lo que no será viable la separación de esta mezcla con estas dos columnas. Adicionalmente la relación de reflujo leída en el reporte es de 21,95.

La existencia este problema, y específicamente en un sistema propano – propileno, es un indicativo de que la mezcla no se comporta idealmente, lo que indica de que existe una desviación de la ley de Raoult, y esto ocurre especialmente cuando los componentes poseen temperatura de ebullición muy próximo. Existen diversas y variadas maneras para solucionar éste problema, entre estos están la modificación adecuada de las condiciones de operación de la columna de destilación, empleo de un solvente adicional al proceso de separación, destilación híbrido y una opción adicional es la separación por adsorción.

Modificación de las condiciones de operación de la columna:

Cuando se decide por la opción de modificar las condiciones de operación de la columna, se debe primero evaluar en qué magnitud se van a variar las condiciones y como afectará éste cambio al factor

económico. En nuestro caso de estudio la mezcla que se va a tratar de separar, para obtener una composición de pureza de 99,7%, forma un punto azeotrópico; por lo cual se debe analizar la forma como se comporta el sistema, es decir el punto azeotrópico, cuando se cambia las condiciones de operación de la columna. Como la composición de pureza deseada es tan alta, los costos que puede producir la variación necesitada para que se pueda dar la separación serán bastante grandes. Generalmente, la condición que se varía para que el sistema de equilibrio cambie, y así el punto azeotrópico no sea un factor que impida la separación, es la presión.

Adición de un solvente adicional:

Éste solvente adicional, también llamado como arrastradota, el cual tiene la finalidad de romper la estructura azeotrópica permitiendo que uno de sus componentes salga puro en una corriente, mientras que el arrastrador abandona el sistema en otra corriente con el componente restante.

Destilación híbrida:

Otra opción que se puede considerar, y que es un proceso de destilación muy reciente consiste en un equipo de membrana que se emplea conjunto con una columna simple de destilación. Para esto se requiere de la compra del equipo de membrana. En una planta piloto de operación se ha logrado pureza de propileno tan alto como un 99,5%. Esta planta se encuentra ubicada en Warrensville, Ohio. Por lo que será en un futuro el proceso para separación de hidrocarburos livianos que más se empleará en las industrias petroleras.

Destilación al vacío:

En plantas petroquímicas, se ha empleado por muchos años la destilación al vacío; hoy en día todavía sigue siendo uno de los procesos más comunes en la industria. Esta permite separar mezclas de hidrocarburos que presenta un punto azeotrópico en su sistema de equilibrio. Se conoce algunos resultados, en donde muestran que el producto de destilado tiene una pureza mayor del 99,7%, y con un contenido en el residuo de 0,1 – 0,3%.

Estas son algunas de los procesos los cuales permiten separar una mezcla con punto azeotrópico; pero existen otros métodos para llevar a cabo éste propósito como adsorción, extracción, aducción, precipitación entre otros.

CONCLUSIONES.

- ✓ En los procesos de separación de hidrocarburos livianos en la realidad no cumplen con las consideraciones de flujos molares constantes.
- ✓ Los métodos gráficos como el de Mc Cabe-Thiele son válidos para el estudio de diseños preliminares de destilación, proporcionando aproximaciones para la resolución de problemas de separación en etapas múltiples el los que intervienen relaciones de equilibrio.
- ✓ El equilibrio de un sistema binario con comportamiento ideal, puede ser afectada por un componente contaminante el cual perturba el equilibrio causando que la mezcla se comporte de una forma no ideal, generando los azeótropos.
- ✓ Las presiones de operación de la columna está entre la presión de tope y de fondo.
- ✓ Los perfiles de temperatura y de presión en una torre de destilación aumentan de tope a fondo, lo que indica que se cumple con las reglas teóricas.
- ✓ Los azeótropos limitan la separación que se puede alcanzar por las técnicas de destilación ordinaria, por lo que se debe buscar otros métodos de separación más eficientes.
- ✓ Desplazar un azeótropo, se puede realizar modificando las condiciones de operación, afectando así el equilibrio logrando romper el azeótropo o bien alejarlo de la región en la que se desea efectuar la separación requerida.
- ✓ La configuración del equipo empleado para la separación consiste en platos horizontales de contacto entre las fases dispuestos en una columna vertical. El grado de separación depende del número de platos, como de la separación entre los mismos y su eficiencia.
- ✓ El área de la sección transversal de la columna determina la capacidad de los platos para permitir el paso de las corrientes que se ponen en contacto, el cual establece la cuantización de la separación que se puede obtener en cada plato.

- ✓ En los problemas de diseño que se han considerado en este informe, se han obtenido soluciones para unas condiciones dadas de operación, relaciones de flujo, número de etapas o platos, localización de la alimentación, así como otras especificaciones. De ellas se concluye que existe un número infinito de soluciones posibles para un requerimiento de separación dada, puesto que se pueden utilizar infinitas combinaciones de, por ejemplo, etapas y relaciones de reflujo. La selección final está basada esencialmente en consideraciones económicas, las cuales incluyen el costo necesario para la adquisición e instalación del equipo, así como los costos de operación y servicio, mano de obra, materia prima y mantenimiento.
- ✓ La variación de la etapa en la cual se introduce la corriente de alimentación, puede ser determinante para las condiciones de producto deseado, es decir, se logra una separación para cada posición de alimentación.
- ✓ El requerimiento de una mayor pureza en el producto de destilado, se debe aumentar la zona de rectificación o enriquecimiento para que se produzca una mayor área de contacto superficial entre ambas fases de fluido.
- ✓ La composición del componente más ligero o más volátil es mayor en la sección de enriquecimiento.
- ✓ Una destilación simple de hidrocarburos generalmente requiere de más de cien platos en la columna para llevar a cabo la separación deseada.

BIBLIOGRAFÍA.

1. H. H. Reamer y B.H. Sage, Ind. Eng. Chem., Vol. 43, pág 1628, año 1951.
2. A.B. Hill, R. H. McCormick, Paul Barton y M. R. Fenske, A. I. Ch. E. Journal, Vol 8, pag 681, año 1962.
3. Wankat, P. C. "Equilibrium Staged Separations". Prentice Hall, USA, 1988. Capítulos: 5, 6, 7, 8, 14.
4. King, J. "Procesos de Separación". Ediciones REPLA, s.a. México, 1998. Capítulos: 5, 6, 8, 9, 12 y 15.
5. Henley-Seader. "Operaciones de Separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química". Capítulos: 2, 6, 8, 10, 12, 13 y 15.

CALCULOS TIPICOS

Caso I:

✓ Cálculo de la presión de operación de la columna.

- Cálculo de la presión de burbuja a 120°F del destilado.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]

Componentes	A1	A2	A3	P _c (psia)
Propileno	5,44467	1875,248	-22,9101	670,13
Propano	5,353418	1872,824	-25,1011	616,35

$$0 = \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{burb}}} \right] - 1 \right] \times 0,95 \right] + \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{burb}}} \right] - 1 \right] \times 0,05 \right]$$

$$P_{\text{burb}} = 291,02 \text{ psia.}$$

Como $P_{\text{burb}} > 215$ psia, se calcula la presión de rocío.

- Cálculo de la presión de rocío a 120°F del destilado.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]

$$0 = \frac{\left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{rocio}}} \right] - 1 \right] \times 0,95 \right] + \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{rocio}}} \right] - 1 \right] \times 0,05 \right]}{\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{rocio}}} \right] + \left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{rocio}}} \right]}$$

$$P_{\text{rocio}} = 290,42 \text{ psia.}$$

Como $P_{\text{burb}} < 365$ psia, se utiliza un condensador parcial.

- Cálculo de la presión de fondo.

$$P_{\text{Tope}} = P_{\text{Destilado}} + \Delta P_{\text{Condensador}} + \Delta P_{\text{Tambor.}}$$

$$P_{\text{Tope}} = (290,42 + 7 + 5) \text{ psia} = 302,41 \text{ psia.}$$

$$P_{\text{Fondo}} = P_{\text{Tope}} + \Delta P_{\text{Plato}} * N^{\circ} \text{ platos.}$$

$$P_{\text{Fondo}} = (302,41 + 0,15 \cdot 69) \text{ psia} = 313,06 \text{ psia.}$$

- Cálculo de la Temperatura de burbuja a la presión de fondo.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]

$$0 = \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T_{\text{burb}} + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{fondo}}} \right] - 1 \right] \times 0,098 \right] + \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T_{\text{burb}} + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{fondo}}} \right] - 1 \right] \times 0,902 \right]$$

$$T_{\text{Burbuja}} = 334,47 \text{ K} = 142,38 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Como $T_{\text{Burbuja}} < T_{\text{Critica}}$ la presión obtenida en el destilado es la correcta.

- Cálculo de la Presión de la corriente de alimentación.

Aplicando la ecuación [12] se obtiene:

$$P_{\text{Alimentación}} = 312,74 \text{ psia.}$$

✓ **Cálculo de las temperaturas de fondo y tope de la columna.**

Anteriormente se obtuvo:

$$T_{\text{Fondo}} = 334,47 \text{ K.} = 142,38 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Cálculo de la Temperatura de rocío a la presión de tope.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]:

$$0 = \frac{\left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{tope}}} \right] - 1 \right] \times 0,9456 \right] + \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{tope}}} \right] - 1 \right] \times 0,0544 \right]}{\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{tope}}} \right] + \left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{tope}}} \right]}$$

$$T_{\text{Tope}} = 324,07 \text{ K.} = 123,66 \text{ } ^\circ\text{F}$$

✓ **Determinación de la eficiencia global de las etapas.**

Aplicando la ecuación [13]:

$$\eta = 71 / 90 = 0,77.$$

✓ **Determinación de la altura y diámetro de la columna.**

Del reporte proporcionado por PROII, se observa que:

Diámetro de la columna es 54 in con una configuración de 4 pasos por el plato (tipos válvulas).

La altura de una columna depende de la separación que existe para cada plato de la torre, por lo tanto esta se estima mediante la suma de cada espaciamento entre los platos.

$$\begin{aligned} \text{Altura} = & 24,52 + 24,52 + 24,53 + 24,54 + 24,53 + 24,55 + 24,56 + \\ & 24,56 + 24,57 + 24,58 + 24,59 + 24,59 + 24,60 + 24,61 + 24,62 + \\ & 24,63 + 24,64 + 24,65 + 24,66 + 24,67 + 24,69 + 24,70 + 24,7 + 24,71 + \\ & 24,72 + 24,74 + 24,75 + 24,76 + 24,78 + 24,79 + 24,81 + 24,82 + \\ & 24,84 + 24,86 + 24,87 + 24,89 + 24,91 + 24,93 + 24,94 + 24,96 + \\ & 24,98 + 25 + 25, 26 + 25, 28 + 25, 29 + 25,31 + 25,33 + 25,35 + 25,37 + \\ & 25,39 + 25,42 + 25,44 + 25,47 + 25,49 + 25,52 + 25,54 + 25,57 + 25,6 + \\ & 25,62 + 25,65 + 25,68 + 25,7 + 25,73 + 25,76 + 25,78 + 25,8 + 25,83 + \\ & 25,85 + 25,87 + 25,89 + 48 + 120 = \mathbf{1896,97 \text{ in}} \end{aligned}$$

Caso II:

✓ **Cálculo de la presión de operación de la columna.**

- Cálculo de la presión de burbuja a 120°F del destilado.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]

Componentes	A1	A2	A3	P _c (psia)
Propileno	5,44467	1875,248	-22,9101	670,13
Propano	5,353418	1872,824	-25,1011	616,35

$$0 = \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{burb}}} \right] - 1 \right] \times 0,997 \right] + \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{burb}}} \right] - 1 \right] \times 0,003 \right]$$

$$P_{\text{burb}} = 293,68 \text{ psia.}$$

Como $P_{\text{burb}} > 215 \text{ psia}$, se calcula la presión de rocío.

- Cálculo de la presión de rocío a 120°F del destilado.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]

$$0 = \frac{\left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{rocío}}} \right] - 1 \right] \times 0,997 \right] + \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{rocío}}} \right] - 1 \right] \times 0,003 \right]}{\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{rocío}}} \right] + \left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{rocío}}} \right]}$$

$$P_{\text{rocío}} = 293,65 \text{ psia.}$$

Como $P_{\text{burb}} < 365 \text{ psia}$, se utiliza un condensador parcial.

- Cálculo de la presión de fondo.

$$P_{\text{Tope}} = P_{\text{Destilado}} + \Delta P_{\text{Condensador}} + \Delta P_{\text{Tambor.}}$$

$$P_{\text{Tope}} = (293,65 + 7 + 5) \text{ psia} = 305,65 \text{ psia.}$$

$$P_{\text{Fondo}} = P_{\text{Tope}} + \Delta P_{\text{Plato}} * N^{\circ} \text{ platos.}$$

$$P_{\text{Fondo}} = (305,65 + 0,15 * 136) \text{ psia} = 326,05 \text{ psia.}$$

- Cálculo de la Temperatura de burbuja a la presión de fondo.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]

$$0 = \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T_{\text{burb}} + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{fondo}}} \right] - 1 \right] \times 0,0935 \right] + \left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T_{\text{burb}} + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{fondo}}} \right] - 1 \right] \times 0,9065 \right]$$

$$T_{\text{Burbuja}} = 336,68 \text{ K.} = 146,35 \text{ °F}$$

Como $T_{\text{Burbuja}} < T_{\text{Crítica}}$ la presión obtenida en el destilado es la correcta.

- Cálculo de la Presión de la corriente de alimentación.

Aplicando la ecuación [12] se obtiene:

$$P_{\text{Alimentación}} = 320,85 \text{ psia.}$$

- ✓ **Cálculo de las temperaturas de fondo y tope de la columna.**

Anteriormente se obtuvo:

$$T_{\text{Fondo}} = 336,68 \text{ K.} = 146,35 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Cálculo de la Temperatura de rocío a la presión de tope.

Aplicando las ecuaciones [9], [10] y [11]:

$$0 = \frac{\left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{tope}}} \right] - 1 \right] \times 0,9967 \right]}{\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propileno}} - \frac{A_2^{\text{propileno}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propileno}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propileno}}}{P_{\text{tope}}} \right]} + \frac{\left[\left[\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{tope}}} \right] - 1 \right] \times 0,0033 \right]}{\left[\text{EXP} \left(A_1^{\text{propano}} - \frac{A_2^{\text{propano}}}{T_{\text{rocío}} + A_3^{\text{propano}}} \right) \times \frac{P_c^{\text{propano}}}{P_{\text{tope}}} \right]}$$

$$T_{\text{Tope}} = 323,99 \text{ K} = 123,51 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Recomendaciones

Anexos

Información Complementaria.

Durante la realización del proyecto se investigó sobre el verdadero proceso de separación de la mezcla propano – propileno que se presenta en las industrias petroquímicas y plantas de refinación.

Se indagó sobre algunas zonas y países donde se realizan actualmente éste proceso estudiado.

Un lugar donde se lleva a cabo el proceso de separación de propano propileno en Venezuela es en la Península de Paraguaná, específicamente en una zona cercana de la Refinería Cardón en Punto Fijo, Edo Falcón.

Propileno de Falcón Profalca se encarga de separar esta mezcla de componentes para producir 132 toneladas de propileno grado polimérico por año.

Ésta está formada por Especiales Proesca, C.A. (35 %); Koch Industries International (35 %); Cerveceria Polar, C.A. (15 %); and Inepopil, C.A. (15 %).

El suministro de la corriente de alimentación será proporcionada por Maraven, por un contrato firmado de 20 años a partir de 1998.

El producto del proceso se empleará mayoritariamente para obtener polipropileno, el cual se venderá con mayor escala hacia el mercado internacional.

Otro de los detalles interesantes investigados es que se requieren grandes cantidades de energías para que se lleve a cabo la separación de propano – propileno por el método de destilación ordinaria; y es el proceso petroquímico que más energía consume.

Se han hechos grandes esfuerzos por desarrollar y obtener nuevos procesos para separar ésta mezcla sin requerimientos enormes de energía. Ésta separación de mezcla requiere generalmente más de cien platos y relaciones de reflujos muy grandes.