

84



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DISEÑO DE UN FASCICULO SOBRE DESTILACION PONCHON - SAVARIT

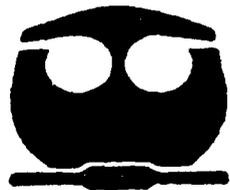
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

GUSTAVO LOPEZ PALACIOS



MEXICO, D. F.

2002

TESIS
FALLA DE

SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA
CARRERAS PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

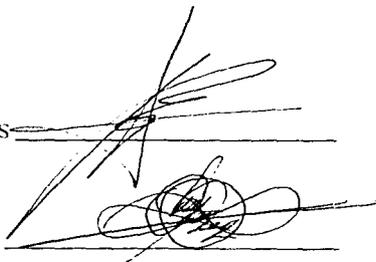
Presidente: GRACIELA MARTÍNEZ ORTIZ
Vocal: GENOVEVO SILVA PICHARDO
Secretario: ANTONIO VALIENTE BARDERAS
1er sup: YOLANDA LOZADA GÓMEZ
2do sup: MA. LUISA GALICIA PINEDA

Sitio donde se desarrolló el tema:

BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUÍMICA

Asesor: Dr. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

Sustentante: GUSTAVO LÓPEZ PALACIOS

Handwritten signatures and scribbles over the names of the assessor and sustentante. The signature for Dr. Antonio Valiente Barderas is a large, stylized scribble. The signature for Gustavo López Palacios is a circular scribble with a horizontal line through it.

la Dirección General de Bibliotecas •
difundir en formato electrónico e impres-
cuidado de mi trabajo receptional

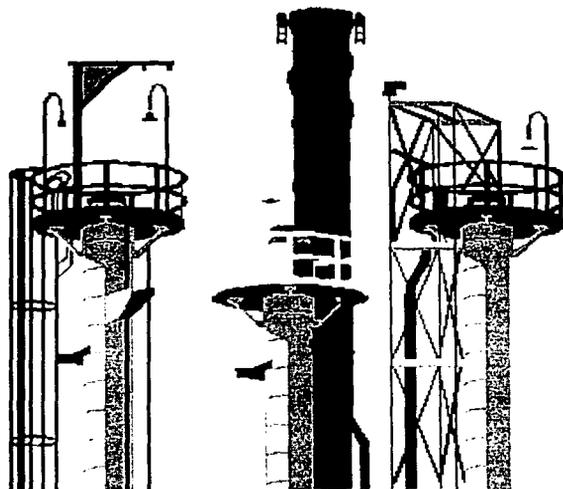
NOMBRE: Gustavo López

Palacios

FECHA: 28 - NOV - 2002



Al pueblo trabajador de México



El diagrama de Ponchon-Savarit es, en general algo más difícil de utilizar que el diagrama con derrame molar constante (McCabe-Thiele), pero es la solución exacta para platos teóricos si los datos de entalpía utilizados son correctos.

Clark S. Robinson y Edwin R. Gilliland

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
1 HISTORIA DE LA DESTILACIÓN	3
2 MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT	9
2.1 DATOS DE EQUILIBRIO	9
2.2 DATOS DE ENTALPÍA-COMPOSICIÓN	10
2.3 REGLA DEL BRAZO DE LA PALANCA	12
2.4 ECUACIONES DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	13
2.5 ETAPAS DE EQUILIBRIO	16
2.6 SECCIÓN SUPERIOR DE LA COLUMNA	17
2.6.1 Condensador total	18
2.6.2 Condensador parcial	20
2.7 SECCIÓN DE LOS FONDOS EN UNA COLUMNA	21
2.7.1 Entrada de vapor	21
2.8 ETAPA DE ALIMENTACIÓN	23
2.8.1 Etapa de alimentación óptima	23
2.9 OTRA ETAPA DE ALIMENTACIÓN O CORRIENTES LATERALES	25
2.10 COLUMNA TOTAL	26
2.11 COLUMNAS DE RECTIFICACIÓN Y AGOTAMIENTO	27
2.12 REFLUJO TOTAL	29
2.12.1 Reflujo total – sin alimentación	29
2.12.2 Reflujo total – con alimentación	31
2.13 RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO	32
2.14 EFICIENCIA DE ETAPAS	33
3 FASCÍCULO PROPUESTO	35
3.1 INTRODUCCIÓN	35
3.2 DIAGRAMAS DE EQUILIBRIO	37
3.2.1 Las soluciones ideales.	38
3.2.2 Las soluciones no ideales	42

3.2.3	Entalpía-composición	--	--	--	--	--	44
3.2.4	Uso de los diagramas	--	--	--	--	--	59
3.2.5	Regla del brazo de la palanca	--	--	--	--	--	60
3.3	MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT	--	--	--	--	--	66
3.3.1	Antecedentes	--	--	--	--	--	66
3.3.2	Sección de enriquecimiento	--	--	--	--	--	68
3.3.3	Sección de agotamiento	--	--	--	--	--	73
3.3.4	Columna completa	--	--	--	--	--	76
3.3.5	Determinación del número de etapas	--	--	--	--	--	77
3.3.6	Reflujo total y reflujo mínimo	--	--	--	--	--	78
3.3.7	Procedimiento paso a paso para el cálculo del número de etapas ideales por el método de Ponchon-Savarit	--	--	--	--	--	80
3.4	CASOS ESPECIALES DE APLICACIÓN DEL MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT	--	--	--	--	--	95
3.4.1	Condensadores parciales	--	--	--	--	--	95
3.4.2	Vapor vivo	--	--	--	--	--	103
3.4.3	Alimentaciones múltiples	--	--	--	--	--	108
3.4.4	Salidas laterales	--	--	--	--	--	118
3.4.5	Torres no adiabáticas	--	--	--	--	--	123
3.4.6	Platos no ideales	--	--	--	--	--	131
	NOMENCLATURA	--	--	--	--	--	137
	CONCLUSIONES	--	--	--	--	--	139
	BIBLIOGRAFÍA	--	--	--	--	--	140

INTRODUCCIÓN

Al asistir a mi primer clase de la materia llamada, Simulación y Optimización de Procesos; el profesor nos realizó un examen de reconocimiento, sobre ingeniería química. Una de las preguntas que nunca olvidaré, decía así:

¿Qué diferencia hay entre el método de McCabe-Thiele y el de Ponchon-Savarit para torres de destilación?

La respuesta no la sabía y mis compañeros tampoco; y es que, yo no tuve la oportunidad, por falta de tiempo; de abordar este tema en el curso de Procesos de separación II.

Tomando en cuenta lo anterior, decidí por curiosidad investigar esa respuesta que no contesté. Asistí a la biblioteca y comencé a revisar diferentes libros de ingeniería química. Cuando empecé a leer me topé con diagramas que presentaban una gran complejidad de líneas, rectas y puntos que hicieron que me confundiera; debido a que son difíciles de interpretar, por lo que no pude comprender el tema completamente, pero si pude contestar mi duda.

Paso el tiempo y volví a encontrarme con este tema cuando el Dr. Antonio Valiente Barderas me propuso temas para realizar tesis. Y lo tomé por todo lo vivido anteriormente.

Como estudiante puedo decir que es muy difícil comprender el tema en poco tiempo, porque en primer lugar se requiere de conocer la elaboración e interpretación de los diagramas de equilibrio; en segundo lugar al ser un método gráfico se necesita tener un poco de imaginación para interpretar los diagramas; y en tercer lugar el tema en sí es muy extenso, maneja una gran cantidad variables y presenta muchas comprobaciones.

Para diseñar el fascículo, estudié en los diferentes libros para comprender el método y me encontré que la mayoría de los ellos dan por hecho que el lector cuenta con conocimientos de diagramas de equilibrio; Casi todos los libros presentan problemas resueltos, pero pocos lo hacen muy claramente. Algunos no presentan las ilustraciones suficientes para comprender el método. Algunos pocos se saltan algunas demostraciones matemáticas para llegar a ciertas ecuaciones y casi todos los libros solo cuentan con información acerca del método para destilaciones binarias sencillas; esto es, cuando se tiene una sola alimentación la torre es adiabática y cuenta con un condensador total. De tal manera que para poder comprender el tema completamente; en el peor de los casos, un estudiante podría estudiar unas partes en un libro y otras en otro, pero entonces

aparecería otro problema; que al cambiar la nomenclatura drásticamente de un libro a otro entonces el estudiante perderá más tiempo en estar descifrando la nueva nomenclatura.

Por lo anterior, el fascículo fue diseñado de la siguiente forma; presentamos un primer capítulo sobre los diagramas de equilibrio, para que el lector comprenda la elaboración e interpretación de los mismos. Un segundo capítulo sobre el método de Ponchon-Savarit, con una gran cantidad de ilustraciones y deduciendo las ecuaciones más importantes; con la intención de ir introduciendo al lector paso a paso en la manera de cómo marcar cada punto y cómo trazar cada línea en la elaboración de los diagramas de Ponchon-Savarit. Tendremos un tercer capítulo dedicado a los casos especiales del método en donde elaboraremos diagramas para los casos en donde tenemos condensadores parciales; alimentaciones múltiples; salidas laterales de calor o de materia; uso de vapor vivo en vez de calderín o rehervidor; y cuando tenemos platos no ideales. Todo lo anterior con problemas resueltos para que al lector se le facilite la comprensión del tema.

Tenemos el gran interés de que los estudiantes de ingeniería química cuenten con una herramienta sencilla y completa para el estudio del método de Ponchon-Savarit, que les permita ahorrar tiempo en su estudio sin perder la calidad de la información sobre el tema. Estamos seguros de que el lector se dará cuenta rápidamente de que la diferencia que existe entre este método y el de McCabe-Thiele para torres de destilación; es que el método de Ponchon-Savarit si utiliza balances de energía y por lo tanto requiere de diagramas de entalpía-composición para la solución de sus problemas.

1. HISTORIA DE LA DESTILACIÓN

La destilación es la operación de la separación de dos o más líquidos miscibles mediante la ebullición de la mezcla. Los vapores obtenidos mediante la ebullición se recuperan como productos deseables y se condensan. Los vapores condensados son más ricos en el líquido o líquidos más volátiles. Esta operación recibe también el nombre de alambicación, refinación, agotamiento, fraccionamiento y rectificación.

La destilación como tantas otras técnicas de uso en la química convencional, debe su descubrimiento a los alquimistas.



Figura 1-1 Alquimistas destilando con los primeros alambiques de la historia

Los orígenes de la alquimia pueden rastrearse en Grecia hacia el año 300 antes de Cristo, recogiendo aportaciones egipcias y babilónicas. Su mayor esplendor en la antigüedad parece haberse alcanzado en Alejandría entre los años 200-300 después de Cristo, siendo posiblemente en esta época cuando se inventa el alambique, que los historiadores atribuyen a María la Judía, Zósimo de Panópolis y su hermana Theosebia.

Hay pruebas documentales de que los trabajos de estos alquimistas llegaron a los árabes y los aparatos que utilizaban para la destilación son descritos por Marco Graco en el siglo VIII, en el que puede considerarse el primer documento histórico sobre la destilación de vinos, aunque no indica nada sobre las características del destilado obtenido.

A principios del siglo IX se inicia el desarrollo de la alquimia árabe, que recibe la influencia de la escuela de Alejandría, junto a la de los trabajos realizados por los

alquimistas chinos recopilados por He Hong en el año 300 después de Cristo en el "Bao Puzi".

Los árabes recopilaron los conocimientos de los alquimistas existentes hasta la época en el llamado "Libro de Crates".

Pero será la obra de Gerber (posible seudónimo de un grupo de alquimistas árabes), publicada hacia el año 850, y que fue traducida al latín con el título "De Summa Perfectionis", la que llevará a Europa el pensamiento y los métodos de la química.

Es indudable que la destilación para la obtención de alcohol es un descubrimiento árabe que algunos autores atribuyen a Ibn Yasid. Los antiguos alquimistas trabajaban con alambiques primitivos, hechos de cerámica o de metal y calentados mediante un hornillo o "athanor" calentado por carbón o leña. El uso de grandes temperaturas les impedían obtener compuestos de bajo punto de ebullición. Cuando el alambique se perfeccionó se pudieron obtener estos compuestos y así fue como los árabes descubrieron el alcohol.

Debido a esos avances, en la química actual se tienen nombres árabes para aparatos y productos químicos tales como álcali, antimonio, alambique y alcohol. Cuando se obtuvo el alcohol se afectó notablemente la industria perfumera. Los perfumistas antiguos obtenían sus esencias por "enfleurage" es decir, mezclando las flores o las hierbas con grasa o ceras fundidas, absorbiendo así las esencias responsables del aroma en el aceite o la grasa, pero los árabes comenzaron a extraer las esencias de las flores y las hierbas con alcohol o con agua y a destilar las mezclas para producir perfume líquido. Cuando se usaba agua, las esencias formaban una fina capa en la parte superior de la mezcla destilada que podía separarse por decantación. De este modo se producía agua de rosas y aceites esenciales.

Los europeos gradualmente introdujeron la práctica de enfriar el tubo de salida del alambique y a partir del siglo XIV, la salida de este se convirtió en serpentín condensador del que se deriva nuestro refrigerante moderno. Con estas mejoras consiguieron recuperar por condensación los líquidos y sustancias más volátiles. Las primeras descripciones europeas del alcohol datan del siglo XII. Cien años después, el alcohol obtenido de la destilación del vino, era ya una sustancia muy conocida. Durante la edad media, el alcohol concentrado solía prepararse en dos etapas; la primera destilación producía un alcohol del 60% al que se le daba el nombre de "agua ardens" o aguardiente, una nueva destilación subía la concentración hasta el 96% al que se llamaba "agua vitae" o agua de la vida. El alcohol producido lo empleaban los monasterios y las farmacias para preparar infusiones y cocciones de hierbas que se vendían como medicinas. La peste negra, que desbastó la población europea, fue una de las causas de la difusión de la

afición al alcohol fuerte. Después de ese holocausto, la costumbre de beber "brandy", licores y aguardientes con 33 y hasta 45% de alcohol, quedó firmemente arraigada como costumbre social. Hasta entonces los líquidos que se bebían contenían pequeños porcentajes de alcohol, tales como los que existen en las cervezas (5 a 7%) o los vinos (7 a 15% en volumen).

Las mejoras en las técnicas de la destilación hicieron posible otros progresos en la química. Desde 1150 los químicos comenzaron a destilar ácido nítrico a partir de una mezcla de nitro y alumbre. Venecia y algunas ciudades francesas, fueron los centros productores de ese ácido, que era el principal reactivo empleado para la refinación de oro que contenía plata como impureza. El ácido sulfúrico se producía en el siglo XIII, ya sea por la destilación del alumbre, o quemando azufre sobre agua bajo una campana de cristal. A partir del siglo XV se destilaba ácido clorhídrico de una mezcla de nitro y sal común.

El conocimiento de esos ácidos fuertes se difundió rápidamente y se aplicaron a la disolución de sales en el trabajo de los metales, o como agentes mordientes o de blanqueado. La industria química se integró al dominio de los destiladores, que en el siglo XV comprendía no sólo a los fabricantes de aguardiente, sino también a los boticarios y a los fabricantes de ácidos. La medicina que a principios de la edad media no contaba más que con medicamentos en forma de polvos y tisanas, se enriqueció con el uso de jarabes y extractos o tinturas de los principios activos de las plantas.

Con los ácidos y el alcohol los químicos pudieron estudiar las disoluciones líquidas y sus propiedades. Los primeros libros sobre destilación aparecieron en el siglo XVI (Brunschwig 1500, Andrew 1521), otro de ellos, el de Libavius apareció más tarde en 1606.

Se sabe que Boyle destiló alcohol de madera y de vinagre y describió las diferentes fracciones de acuerdo a sus puntos de ebullición, lo que constituyó la primera destilación analítica.

Sin embargo tuvieron que pasar varios siglos, hasta la Revolución Industrial para que se le encontraran nuevas aplicaciones a la destilación ya que hasta el siglo XIX los alambiques eran del tipo de lotes, con poco reflujo y muy pequeños, de 30 a 80cm de diámetro y 1.5m de alto, con todo y accesorios.

Durante los siglos XVIII y XIX los experimentos realizados para obtener coque de buena calidad demostraron que del carbón se desprenden gases inflamables al ser calentado. Ese gas no tardó en ser aprovechado como gas de alumbrado y con ello, los subproductos de la industria del carbón adquirieron una importancia creciente. Entre los

productos destilados estaba el alquitrán, del que se obtenía benceno, el cual al descubrirse los colorantes sintéticos en 1856, condujo a las plantas destiladoras de alquitrán de hulla.

En 1800 Rumford uso vapor de agua como agente térmico en los alambiques que hasta entonces habían funcionado a base de carbón o leña. Por esa época los destiladores franceses habían diseñado y ensayado las famosas columnas de destilación. Estas progresaron apreciablemente con el invento de la columna de destilación de Sëller Blumenthal en 1813. En 1822 Perrier inventó las campanas de burbujeo y desarrolló un alambique continuo con precalentamiento de la alimentación y uso de reflujo interno. Por otra parte Adam y Brerard diseñaron independientemente columnas para rectificar alcohol. Blumenthal combinó los principios utilizados por los dos inventores anteriores para fabricar una columna que proporcionaba una corriente de alcohol rectificado a partir de una alimentación continua de vino logrando así el primer proceso de destilación continua a régimen permanente.

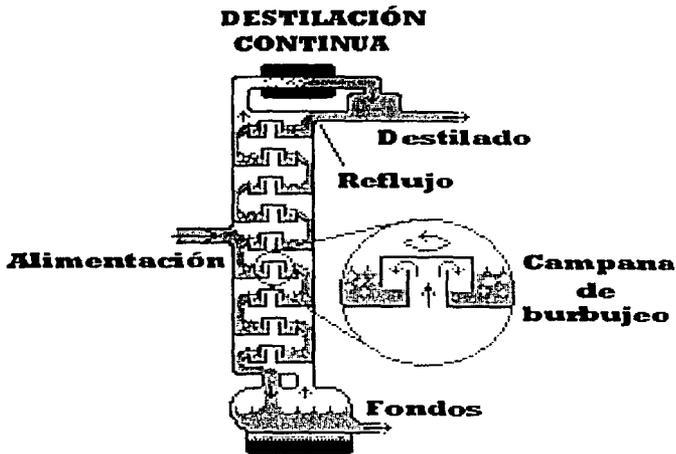


Figura 1-2 Torre de destilación de platos con campanas de burbujeo

Para 1850, las columnas rectificadoras de la industria del alcohol se empezaron a utilizar en las industrias del petróleo y del alquitrán de hulla. Luego entre 1860 y 1880 se descubrieron productos químicos muy importantes tales como el benceno, el tolueno, y el xileno obtenidos del alquitrán y que aumentaron la demanda de las columnas de destilación.

A mediados del siglo XIX se descubrió la forma de fabricar vidrio transparente y dúctil, capaz de soportar el calentamiento y el enfriamiento continuo. Este vidrio tuvo una aplicación inmediata en los laboratorios en la fabricación de equipo y aparatos de vidrio que en la actualidad nos parecen comunes. Ello significó una enorme ventaja sobre los equipos de metal y de cerámica que se venían usando, especialmente por la resistencia química del vidrio, su transparencia y maleabilidad.

En 1859 el coronel Drake demostró por primera vez la posibilidad de extraer petróleo crudo del subsuelo mediante la perforación de pozos, para no tener que depender exclusivamente de las chapopoterías. Al diseñarse los motores Otto y Diesel la demanda de gasolina y diesel que requerían esos motores incrementó la demanda de petróleo y con ello la de las refinerías del petróleo en las que se empleaba intensamente la destilación. Gradualmente, las industrias petroleras pusieron en práctica métodos más científicos para la destilación y refinación del petróleo.

Sin embargo no fue sino hasta finales del siglo XIX y principios del XX cuando comenzaron a dar las bases científicas que explicaban el fenómeno de la destilación y la forma en que operaban los equipos. Los nombres de Henry, Raoult, Rayleigh, McCabe, Thiele, Ponchon, Savariv, Sorel, Lewis, etc. Están indisolublemente ligados con los primeros métodos para el cálculo de columnas de destilación y alambiques aplicados a mezclas binarias.

Los principios de la destilación de mezclas binarias fueron primero desarrolladas por Sorel, quien publicó un método de cálculo en 1893. su método toma en cuenta tanto los balances de entalpía como los de materiales y las relaciones de equilibrio. Fue diseñado para determinar el número de etapas de equilibrio necesarias, después de haber fijado las composiciones de los productos, el reflujo y la presión. La contribución de Sorel fue mostrar cómo se podía calcular la transición entre etapas mediante balances de energía y material.

Cerca de 1920 Lewis señaló que los balances de entalpía se pueden desprestigiar con frecuencia, simplificando así grandemente los cálculos. Cuando se requieren un gran número de etapas, el cálculo de una por una es tedioso. En tales casos, puede aproximarse bastante el número de etapas de equilibrio mediante las ecuaciones desarrolladas por Lewis.

Poco después McCabe y Thiele reconocieron que las ecuaciones modificadas se podían resolver gráficamente; su método ha gozado de gran popularidad desde su publicación en 1925. Aunque realiza varias suposiciones como el hecho de considerar que

los flujos en moles de vapor y líquidos son esencialmente constantes a lo largo de toda la columna. Esta condición sólo se cumple cuando las pérdidas de calor son pequeñas, los calores molales de vaporización de los componentes deberán de ser sustancialmente constantes y por lo tanto la variación total de la temperatura a lo largo de la columna no es demasiado grande.

Poco tiempo atrás Ponchon (1921) y Savarit (1922), publicaron una solución gráfica que toma en cuenta los balances de entalpía. Savarit observó de los trabajos de alcoholimetría realizados por Sorel y Groening, diferían en sus gráficas de concentración de líquido contenido en la caldera contra el peso del líquido que queda en la misma, después de una destilación. Ambos primeros experimentadores no tomaron ninguna precaución para prevenir la condensación sobre las paredes de la caldera, las concentraciones obtenidas de vapor más elevado debido al enriquecimiento suplementario causado por esta condensación, era la causante de sus diferencias. Además se dio cuenta de que la mezcla etanol-agua no seguía las leyes tan exacto, como ciertas otras mezclas, esto es; dio pie para comprender que hay mezclas ideales y no ideales. Savarit trabajó con la parte de las calderas y se enfocó a la destilación discontinua. Ponchon por su parte, trabajó más en la parte del condensador, y fue ahí donde desarrolló su método. Encontró por medio de las ecuaciones de balance de materia y energía, la forma de graficar el reflujo y el trazo de los platos, en los diagramas de entalpía-concentración, encontrando la forma de cómo se relacionaban las ecuaciones en cada plato, esto es; que el reflujo interno no era constante durante todas las etapas de la columna de platos.

Con el desarrollo de la fisicoquímica para mediados del siglo XX ya se poseían técnicas para el cálculo de sistemas multicomponentes los cuales se pudieron implementar con el empleo de las computadoras que se desarrollaron en esa época. También a mediados del siglo XX se abordó el problema de la eficiencia de los platos y mediante un trabajo efectuado en varias universidades y patrocinado por el AIChE se logró resolver el problema de las eficiencias de una manera científica. El diseño de las torres empacadas requirió del desarrollo de las ecuaciones de transferencia de masa propuestas por Sherwood, Gilliland, Murphree, Smith, etc. En la actualidad los empaques al azar tales como Rasching, Berl, Intalox, etc. Están siendo reemplazados por los llamados empaques estructurales que son más eficientes y fáciles de manejar.

Hoy en día, la destilación es la operación unitaria de transferencia de masa más estudiada y que contiene el mayor número de aplicaciones, ecuaciones y correlaciones por lo que es posible el diseño confiable de esos aparatos para lograr la separación de mezclas mediante esta técnica.

2 MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT

Se presentan casos en los que no se aplican las consideraciones de calor de mezclado despreciable y/o calores latentes molares constantes de vaporización. En esos casos, el método de McCabe-Thiele no proporcionará una buena descripción de la separación que se realiza. Ponchon (1921) y Savarit (1922) presentaron un procedimiento gráfico que incorpora los balances de entalpía como una parte integral del cálculo. Este procedimiento combina los cálculos de balance de materia con los cálculos de balance de entalpía, de tal forma que no sólo se obtienen las composiciones del vapor y del líquido en la columna, sino también proporcionan información sobre las funciones del condensador y del rehevador.

2.1 DATOS DE EQUILIBRIO

En la figura 2-1, se muestra un método muy común para graficar los datos de equilibrio. Estos datos se encuentran en demasiadas citas bibliográficas o en su caso hay que calcularlos por medio de la ley de Raoult, de datos de presión de vapor utilizando las ecuaciones de Antoine. La figura 2-1 es llamada diagrama y^*x , donde se traza una curva y^*_A en función de x_A , donde se incluye una línea de 45° para mostrar que y^*_A es más rico en el componente A que x_A .

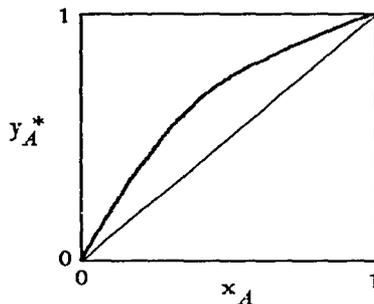


Figura 2-1 Diagrama de equilibrio y^*x .

2.2 DATOS DE ENTALPÍA-COMPOSICIÓN

Un diagrama de entalpía-composición para una mezcla binaria vapor-líquido de *A* y *B* toma en consideración calores latentes, calores de disolución o de mezclado y calores sensibles de los componentes de la mezcla. Se requieren los siguientes datos para construir dicho diagrama a presión constante: (1) capacidad calorífica del líquido en función de la temperatura, la composición y la presión; (2) calor de disolución en función de la temperatura y la composición; (3) calores latentes de vaporización en función de la composición y la presión o la temperatura; (4) punto de ebullición en función de la presión; composición y temperatura.

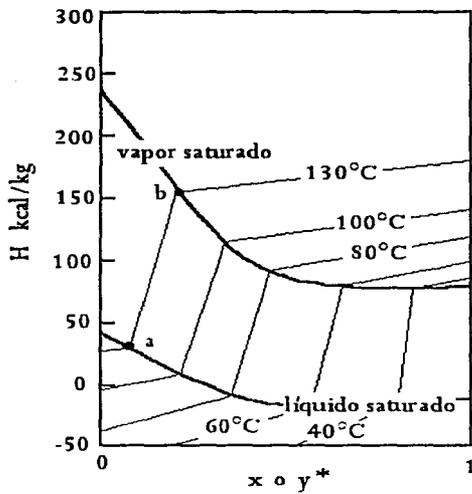


Figura 2-2 Diagrama de entalpía-composición con isoterma.

En la figura 2-2 se presenta un diagrama de entalpía-composición. Las entalpías están basadas en un estado de referencia elegido arbitrariamente, que puede ser en muchos casos el agua líquida a 0°C y 1 atm. Puesto que, a presión constante la entalpía de un kg. de líquido saturado o de vapor saturado depende solamente del punto de ebullición, y éste a su vez únicamente de la composición, estas entalpías se pueden representar como funciones de la composición. La línea de entalpía de líquido saturado H_L se calcula por medio de la expresión:

$$H_L = x_A C_{pA} (T - T_0) + (1 - x_A) C_{pB} (T - T_0) + \Delta H_{mez}$$

donde x_A es la fracción mol o de peso de A , T es el punto de ebullición de la mezcla, T_0 es la temperatura de referencia, Cp_A es la capacidad calorífica de A , Cp_B es la capacidad calorífica de B y ΔH_{mez} es el calor de disolución a T_0 . Si hay desprendimiento de calor durante el mezclado, el valor de ΔH_{mez} será negativo.

La línea de entalpía de vapor saturado H_G se calcula añadiendo el calor latente de vaporización λ_{mez} a la entalpía H_L . Para fines prácticos, esto equivale a:

$$\lambda_{mez} = x_A \lambda_A + (1-x_A) \lambda_B$$

donde λ_A es el calor latente de vaporización de A y λ_B el de B .

El equilibrio entre las fases de líquido y vapor, viene dado por las rectas que unen la línea del líquido saturado (a) y la del vapor saturado (b), observada en la figura 2-2.

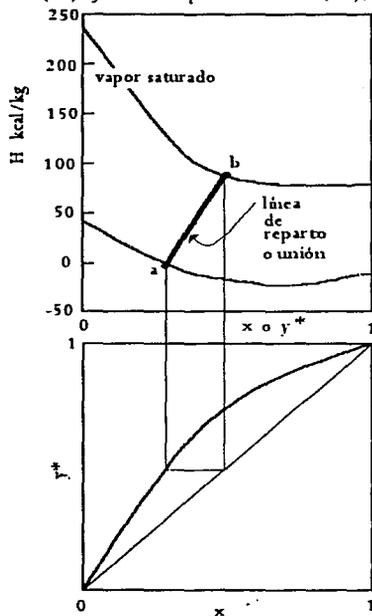


Figura 2-3 Diagrama de entalpía-composición típico de Ponchon-Savarit.

O también representada en la figura 2-3, la cual es la unificación de la figura 2-1 con la 2-2 y que será de aquí en adelante la base para el estudio del método de Ponchon-Savarit. Estas rectas se llaman rectas de reparto. Los extremos de una recta de reparto cualquiera representan los valores correspondientes de x e y^* , de las coordenadas de un punto situado sobre la curva de equilibrio del diagrama y^* vs. x . Cada recta de reparto es una isoterma de la región de dos fases y por lo tanto el número de rectas es infinito.

2.3 REGLA DEL BRAZO DE LA PALANCA

La construcción gráfica del método de Ponchon-Savarit esta basada sobre la regla del brazo de palanca inversa. La cual es una técnica creada con cálculos de balance de materia y energía con líneas rectas. La figura 2-4a ilustra como un balance de materiales por componentes puede hacerse en una escala de composiciones, en la cual las composiciones están expresadas en una relación de masa / unidades de masa, mol / mol o volumen / unidad de volumen.

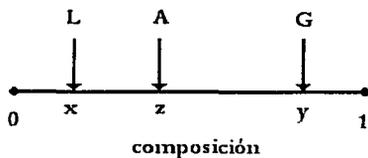


Figura 2-4a

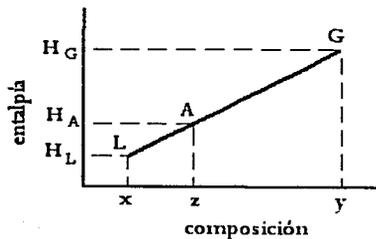


Figura 2-4b

Considerando un ejemplo, para un balance de materiales por componentes:

$$G_y + L_x = Az$$

Omitiendo pasos por simplicidad, se puede comprobar que:

$$\frac{G}{L} = \frac{z-x}{y-z} = \frac{H_A - H_L}{H_G - H_A}$$

Esto muestra que en un diagrama de entalpía-composición (Figura 2-4b), los puntos L, A y G deben estar en una línea recta. Además puesto que las corrientes G y L están en equilibrio, estarán situadas en una línea de unión o de reparto.

La cantidad de corriente G es representada por la línea del segmento \overline{xz} mientras que la cantidad de corriente L es representada por el segmento \overline{zy} . En pocas palabras la regla establece que las mol kg de G / mol kg. de L es igual a la longitud de la línea \overline{Lz} / longitud de la línea \overline{Gz} .

2.4 ECUACIONES DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

El balance total para una columna de destilación (Fig. 2-5) con una alimentación, es:

$$A = D + F$$

$$Ax = Dy + Fx$$

$$AH_A + q_R = DH_D + FH_F + q_C$$

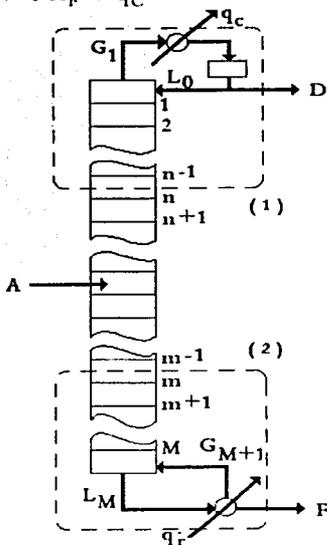


Figura 2-5 Columna de destilación con una alimentación y un condensador total.

Donde q_R es la energía total adicionada al rehervidor y q_C es la energía total removida del condensador. El balance de entalpía asume una operación adiabática excepto en el condensador y el rehervidor. Representar las corrientes de energía q_R y q_C en el diagrama de entalpía-composición requiere que estas se expresen en unidades de energía/masa. (El término masa, puede ser cambiado por unidades de peso, mol o volumen.) Se realiza un cambio de unidades de energía/masa por conveniencia por medio de las siguientes ecuaciones:

$$Q_D = \frac{q_C}{D} = \text{kcal/unidades de masa de D}$$

$$Q_F = \frac{q_R}{F} = \text{kcal/unidades de masa de F}$$

Las cargas del rehervidor y del condensador pueden relacionarse con cualquier corriente en la columna si se desea.

Un nuevo balance de entalpía total puede quedar escrito así:

$$A H_A = F (H_{L,F} - Q_F) + D (H_{L,D} + Q_D) \quad (2-1a)$$

$$\text{o} \quad A H_A = \Delta_F + \Delta_D \quad (2-1b)$$

Donde la corriente Δ_D tendrá las coordenadas (x_D , $H_{L,D} + Q_D$) y la corriente Δ_F tendrá por coordenadas (x_F , $H_{L,F} - Q_F$). La ecuación (2-1b) es representada en la figura 2-6, la cual es una línea recta que concuerda con el método de la regla de la palanca, visto con anterioridad.

Todos los pares de corrientes que pasan dentro de la columna pueden ser relacionados con los puntos que representan Δ_D y Δ_F . El balance de entalpía dentro de la envolvente 1 de la figura 2-5 es

$$G_n H_{G,n} = L_{n-1} H_{L,n-1} + D H_{L,D} + q_C$$

$$\text{o} \quad G_n H_{G,n} - L_{n-1} H_{L,n-1} = D(H_{L,D} + Q_D) = \Delta_D \quad (2-2)$$

La ecuación (2-2) muestra que la corriente Δ_D es el punto de diferencia para todos los pares de corrientes que pasan por encima de la corriente lateral más alta o corriente de alimentación. El punto que representa el desbordamiento líquido de la etapa

$n-1$ tendrá las coordenadas $(x_{n-1}, H_{L,n-1})$ y cae sobre la curva de líquido saturado. De la misma manera el vapor de equilibrio que se eleva de la etapa n tendrá las coordenadas $(y_n^*, H_{G,n})$ el punto se encuentra sobre la curva de vapor saturado. La substracción de L_{n-1} de la G_n es representada sobre la figura 2-6 por una línea recta, desde L_{n-1} a través G_n hasta el punto de diferencia Δ_D .

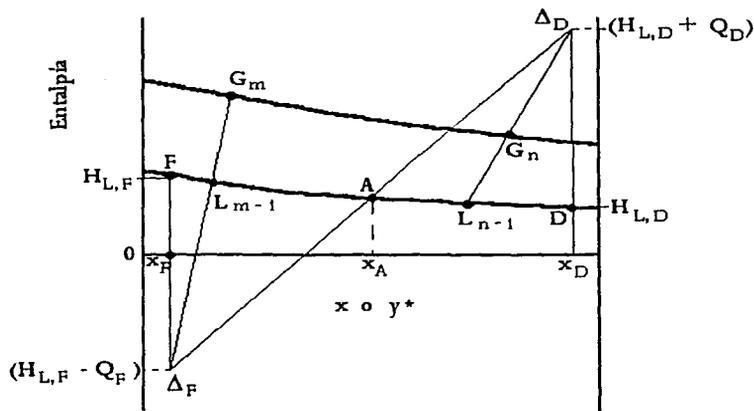


Figura 2-6 Representación total y por secciones de los de los balances en un diagrama de entalpía-composición.

Todos los pares de corrientes que pasan por debajo de la corriente de alimentación son relacionados en una manera similar con el punto Δ_F . El balance de entalpía en la envoltura 2 de la figura 2-5, es:

$$L_{m-1} H_{m-1} = F H_{L,F} + G_m H_{G,m} - Q_R$$

$$\circ \quad L_{m-1} H_{L,m-1} - G_m H_{G,m} = F(H_{L,F} - Q_F) = \Delta_F \quad (2-3)$$

Los puntos representados en L_{m-1} y G_m caen sobre las curvas de líquido y vapor saturado respectivamente y tendrán de coordenadas $(x_{m-1}, H_{L,m-1})$ y $(y_m, H_{G,m})$. El balance representado por la ecuación (2-3) es representado en la figura 2-6 por el dibujo de la línea recta que va desde G_m a través L_{m-1} hasta el punto de diferencia Δ_F .

Un balance que pasa entre dos etapas de equilibrio y luego alrededor del final de la columna puede cortar otras corrientes externas además de q_c , D , q_R y A . Por ejemplo, asuma que una corriente lateral S ha sido retirada por encima de la etapa n en la figura 2-5. La ecuación de balance de entalpía entonces sería:

$$G_n H_{G,n} = L_{n-1} H_{L,n-1} + S H_S + D H_{L,D} + q_c$$

$$\circ \quad G_n H_{G,n} - L_{n-1} H_{L,n-1} = S H_S + \Delta_D = \Delta' \quad (2-4)$$

El punto de diferencia Δ' ahora obtenido, cuando L_{n-1} es sustraído de G_n es el punto de adición obtenido cuando S , D y q_c son retirados. La ecuación (2-4) ilustra el hecho de que siempre que la energía es agregada o retirada de la columna, Los pares de corrientes que pasan enfrente de corrientes laterales de adición o de retirada, no serán relacionadas con el mismo punto de diferencia.

Las líneas rectas dibujadas a través de los pares de corrientes que pasan a los puntos de diferencia respectivos se llaman líneas de operación. Bastante información deberá ser incluida para especificar un problema de destilación para permitir la localización de los diversos puntos de diferencia. Las líneas de operaciones entonces pueden ser usadas con las líneas de reparto o unión, sacadas de las etapas de equilibrio como se mostrará en la siguiente sección.

2.5 ETAPAS DE EQUILIBRIO

La figura 2-7 ilustra las relaciones de equilibrio y balances involucrados en una etapa de equilibrio. Asuma que por algún medio la composición del líquido saliente L_{n-1} va a la etapa de equilibrio n . Como se ha mostrado en la sección anterior L_{n-1} es relacionado por el balance de entalpía pasando por la corriente G_n y el punto de diferencia Δ . La localización de Δ es fijado por ciertas especificaciones de problemas de destilación (carga del condensador, relación de reflujo, etc). Una línea de operación punteada va desde la conocida L_{n-1} hasta el punto fijo Δ localizando a G_n en la curva de vapor saturado. Por definición, G_n esta en equilibrio con L_n y L_n puede ser localizado por medio de la línea de equilibrio (gruesa) o de reparto, la cual pasa a través de G_n . Si la etapa n asume ser adiabática, entonces ningún material podrá ser adicionado o retirado a través de la pared de la columna, ningún cambio en el punto de diferencia ocurrirá a través de la etapa n , por lo tanto G_{n+1} puede ser localizado por medio de la línea recta que va desde L_n hacia Δ .

El balance general alrededor de la etapa n es:

$$L_{n-1} + G_{n+1} = L_n + G_n$$

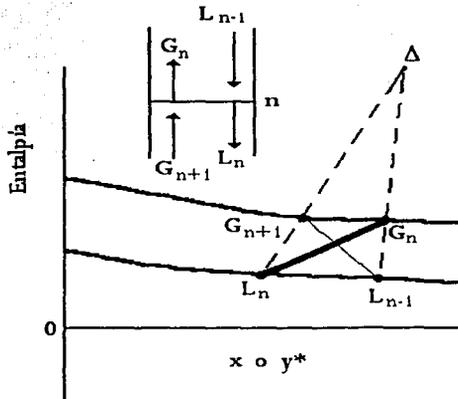


Figura 2-7 Etapa de equilibrio

La suma de L_n y G_n debe estar sobre la línea gruesa que los conecta, y el punto de adición es encontrado en la intersección de la línea gruesa o de unión con la línea recta entre G_{n+1} y L_{n-1} .

2.6 SECCIÓN SUPERIOR DE LA COLUMNA

ha sido demostrado que el punto de diferencia para aquella sección de la columna por arriba de la alimentación más alta o la corriente lateral, está dado por:

$$\Delta_D = D(H_{L,D} + Q_D)$$

La D en esta expresión se refiere al producto total de arriba retirado de la columna. Dependiendo del tipo de condensador empleado, el producto de arriba puede ser retirado como (a) líquido, (b) vapor, o (c) una combinación de líquido y vapor. La construcción para cada uno de estos casos será discutida separadamente.

2.6.1 Condensador total

En un condensador total se condensa todo en lo alto de la columna. El condensado será un líquido saturado si la carga del condensador q_c es exactamente igual al calor latente de G_1 y en este caso $H_{L,D}$ caerá en la curva de líquido saturado en x_D . Si la carga en el condensador es un poco más alta que el calor latente de G_1 , el condensado obtenido será subenfriado y $H_{L,D}$ caerá por debajo de la curva de líquido saturado.

Un balance alrededor del condensador dará

$$G_1 H_{G,1} = L_0 H_{L,0} + D H_{L,D} + q_C$$

$$\circ \quad G_1 H_{G,1} - L_0 H_{L,0} = D(H_{L,D} + Q_D) = \Delta_D \quad (2-5)$$

Entonces $y_1^* = x_D = x_0$ para un condensador total, la línea de operación que representa el balance en el diagrama de entalpía-composición es la línea vertical en x_D como es mostrado en la figura 2-8a. Los diferentes segmentos de esta línea vertical de balance pueden ser usados para representar la relación de reflujo. La corriente G_N puede ser eliminada de la ecuación (2-5), y arreglando la ecuación obtendremos la relación de reflujo externo

$$\frac{L_0}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,0}} \quad (2-6)$$

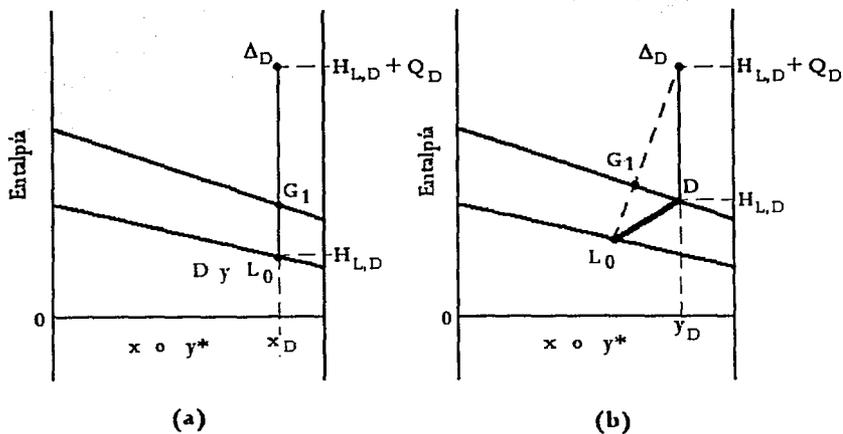
Si D es eliminada,

$$\frac{L_0}{G_1} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{(H_{L,D} + Q_D) - H_{L,0}} \quad (2-7)$$

La ecuación (2-7) puede ser escrita para cualquier etapa en la sección superior como

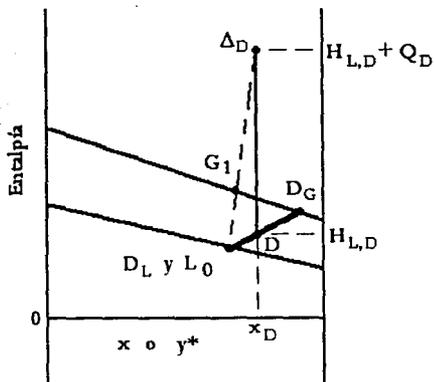
$$\frac{L_{n-1}}{G_n} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,n}}{(H_{L,D} + Q_D) - H_{L,n-1}} \quad (2-8)$$

La ecuación (2-8) describe el reflujo interno en términos de los diferentes segmentos de las líneas de operaciones.



(a)

(b)



(c)

Figura 2-8 Construcción del diagrama de entalpía-composición para (a) condensador total, (b) condensador parcial con una única salida de vapor, y (c) condensador parcial con retiro de vapor y líquido como productos.

2.6.2 Condensador parcial

Un condensador parcial condensa solo parte del vapor saliente G_1 . El vapor y el líquido del condensador pueden ser considerados de estar en equilibrio. Normalmente el vapor es retirado como el producto superior D mientras el líquido en equilibrio es regresado a la columna como el reflujo L_0 , (ver figura 2-9a). El balance de entalpía alrededor del condensador está dado por la ecuación (e) pero ahora $y^*_1 \neq y^*_D \neq x_0$ y las tres corrientes no caerán todas en la misma línea recta. La figura 2-8b muestra la construcción para un condensador parcial con el retiro de un solo producto de vapor. Las corrientes D y L_0 están conectadas por la línea de equilibrio gruesa que pasa por la curva de vapor saturado con y^*_D . Las corrientes L_0 y G_1 están relacionadas por la línea de operación que corresponde a la ecuación (2-5).

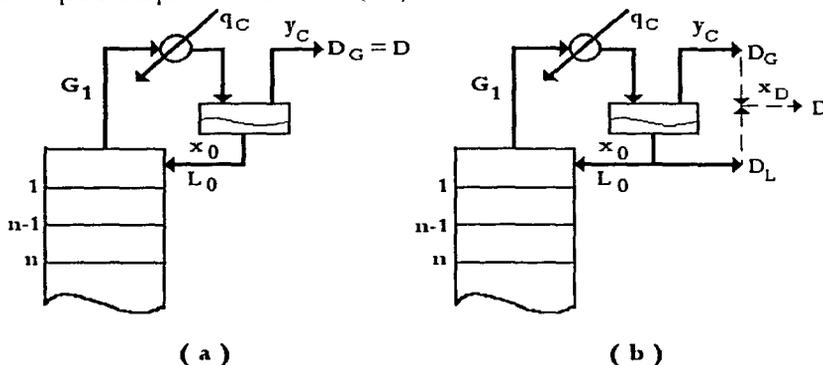


Figura 2-9 (a) columna con un condensador parcial que retira solamente vapor como producto
(b) columna con un condensador parcial que retira como productos tanto vapor como líquido

Si ambos; un producto de vapor D_G y un producto de líquido D_L son retirados, el total de productos de arriba D darán $D = D_G + D_L$ (ver figura 2-9b). En este caso la D es el punto de adición obtenido por la suma de D_G y D_L y debe caer sobre la línea gruesa de equilibrio que se une conectando D_G y D_L . El punto de diferencia Δ_D se tiende sobre la línea vertical que pasa a través de D , entonces

$$\Delta_D = D(H_{L,D} + Q_D)$$

Donde $Q_D = q_C / D$ y D se refiere al producto total superior si esto es líquido, vapor, o una combinación de ambos. La construcción de un condensador

parcial con productos de vapor y líquido se muestra en la figura 2-8c. La relación de reflujo para un condensador parcial se muestra en la ecuación (2-6) y (2-7), Pero ahora la línea de operaciones sobre la que los segmentos son medidos no es una línea vertical como era para un condensador total.

2.7 SECCIÓN DE LOS FONDOS EN UNA COLUMNA

Un rehervidor parcial vaporiza solo una parte del líquido alimentado a él. El remanente de líquido es retirado como producto F en el fondo. Tal rehervidor es mostrado en la figura (2-10a). El vapor G_{M+1} esta considerado usualmente como en equilibrio con el producto F. Un balance de entalpía alrededor del rehervidor relaciona las dos corrientes de equilibrio L_M y G_{M+1} de la manera siguiente:

$$L_M H_{L,M} - G_{M+1} H_{G,M+1} = F(H_{L,F} - Q_F) \quad (2-9)$$

La ecuación (2-9) representa la línea de operación que conecta G_{M+1} y a L_M con Δ_F . El punto de diferencias Δ_F tiene las coordenadas $(x_F, H_{L,F} - Q_F)$ y por lo tanto caerá sobre una línea vertical a través de x_F . También F y G_M están conectadas por la línea gruesa de equilibrio. Las diferentes relaciones están mostradas en la gráfica de la figura (2-10a). Note usted la semejanza entre el rehervidor parcial representado en la figura (2-10a) y el condensador parcial representado en la figura (2-8b).

2.7.1 Entrada de vapor

Cuando el componente menos volátil en la mezcla binaria es agua, es posible poder eliminar el rehervidor y el calor adicionado a la columna, por medio de la inyección de vapor por debajo del plato del fondo. La construcción gráfica, cuando hay entrada de vapor es mostrada en la figura (2-10b). La entalpía en la etapa de entrada (denotada como G_{M+1}) se localiza en la ordenada en $x = 0$, donde x se refiere al componente más volátil. Aplicando un balance total de entalpía alrededor de la columna,

$$A H_A = D (H_{L,D} + Q_D) + F H_{L,F} - G_{M+1} H_{G,M+1}$$

Definiendo $\Delta_F = F H_{L,F} - G_{M+1} H_{G,M+1}$ para este caso, el balance puede escribir de nuevo:

$$A = \Delta_D + \Delta_F$$

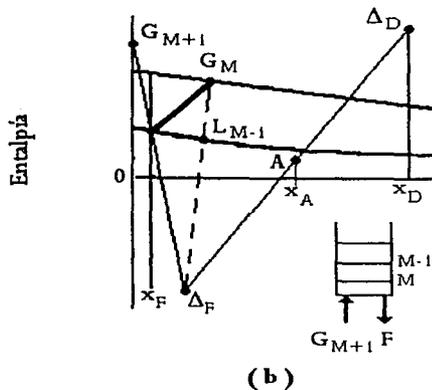
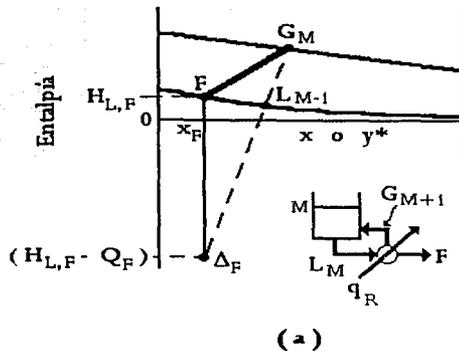


Figura 2-10 Construcción de un diagrama de entalpía-composición para (a) un rehervidor parcial y (b) una columna con entrada de vapor donde el vapor G_{M+1} es sobrecalentado

Se puede ver que Δ_F se encuentra en la intersección de la línea a través de Δ_D y A con la otra línea a través de G_{M+1} y F .

El reemplazo del rehervidor con una entrada de vapor reduce la separación obtenida en una columna dada. La eliminación del rehervidor reduce el número de etapas

de equilibrio en uno. También, el vapor se comporta como un diluyente y una etapa de fracción se requiere para vencer estos efectos.

2.8 ETAPA DE ALIMENTACIÓN

La construcción del diagrama de entalpía-composición para una etapa de alimentación es mucho más simple de realizar que un diagrama xy^* . La entalpía o condición térmica de la alimentación es tomada en cuenta en la localización de A en el diagrama. El punto A será siempre localizado en la línea vertical por x_A . Si la alimentación es un líquido subenfriado esta caerá bajo la curva de líquido saturado; como muestra la figura 2-10b. Si la alimentación es un líquido sobresaturado, A caerá dentro de las dos curvas de saturación. Una alimentación de vapor saturado caerá en la curva de vapor saturado, mientras que una alimentación de vapor sobrecalentado caerá por encima de la curva de vapor saturado.

Para una columna con una sola alimentación, todos los pares de corrientes que pasan por encima de la etapa de alimentación son relacionados por un balance de entalpía alrededor del extremo superior de la columna, como sigue:

$$G_n H_{G,n} - L_{n-1} H_{L,n-1} = \Delta_D$$

Los pares de corrientes que pasan por debajo de la etapa de alimentación pueden entonces relacionarse a cada uno por un balance de entalpía alrededor del extremo superior de la columna. El balance de entalpía ahora incluye la corriente de alimentación

$$G_m H_{G,m} - L_{m-1} H_{L,m-1} = \Delta_D - A H_A = \Delta_F$$

Se puede entender esto así, tan pronto como la alimentación es introducida, el punto de diferencias, el cual relaciona las corrientes que pasan inmediatamente, cambia de Δ_D a Δ_F en una columna con una sola alimentación.

2.8.1 Etapa de alimentación óptima

Esta se obtiene con un grupo dado de otras condiciones de operación, causando la separación más amplia entre x_D y x_F con un número dado de etapas. O si el número de etapas no es especificado, la posición óptima es la que requiere el menor número de etapas para lograr una separación específica entre x_D y x_F . Cualquiera de estos criterios siempre serán satisfactorios si la alimentación es introducida en la etapa cuya línea de unión atraviesa la línea de balance de materia total que pasa a través de A, Δ_D y Δ_F . El

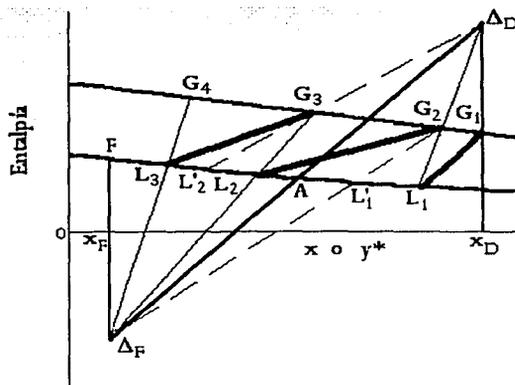


Figura 2-11 Ilustración del concepto de localización de la etapa óptima de alimentación. Las líneas continuas de operación corresponden a la introducción de la alimentación en la etapa 2 (óptima). Las de operación punteadas asumen la introducción de la alimentación óptima para una etapa por abajo y otra por encima de la localización óptima

cambio del punto de diferencias al otro siempre resulta en una máxima separación. Este hecho es ilustrado por la figura 2-11. La etapa 2 (enumerando desde el domo) es la de alimentación óptima, y las líneas de operación continuas están trazadas en la suposición de que la alimentación sea realizada en la etapa 2. Bajo la etapa 2, G_n y L_{n-1} se relacionan por Δ_F , mientras que por encima de la etapa 2, G_n y L_{n-1} se relacionan por Δ_D . Ahora asuma que la alimentación a sido introducida en la etapa 3, entonces G_1 y L_1 estarían por abajo de la etapa de alimentación mientras que su punto de diferencias sería $G_1 - L'_2 = \Delta_D$. Una línea de operaciones (punteada) pasando por G_1 desde Δ_D localizarían a L'_2 . Comparando las posiciones de L'_2 y L_2 se observa el efecto destructor de introducir la alimentación en la etapa 3, ya que es mejor la etapa 2. Entonces la separación sufriría también si la alimentación es introducida en la etapa 1. Si la etapa 1 fuera la de alimentación G_2 y L_1 estarían encima de la etapa de alimentación y su punto de diferencias sería $L'_1 - G_2 = \Delta_F$. Una línea de operación (punteada) pasando por G_2 hasta Δ_F localizaría a L'_1 obtenido cuando la alimentación es introducida en la etapa 1.

En el diseño de una nueva columna, la posición de la alimentación está en control del diseñador y desde luego, siempre será localizada en la posición óptima. En un estudio de columnas existente, la posición de la etapa de alimentación es fija y el cambio de un punto de diferencias indica que el siguiente debe ocurrir en la alimentación real, que

puede o no ser la óptima para una separación bajo estudio. Por lo general siempre que la columna da un nuevo servicio, la etapa de alimentación no vuelve a ser la óptima.

2.9 OTRA ETAPA DE ALIMENTACIÓN O CORRIENTES LATERALES

Ningunos nuevos principios son implicados en la construcción del diagrama si la columna tiene otra etapa de alimentación o corrientes laterales. La adición o retiro, de materiales o calor en todas partes a lo largo de la longitud de la columna simplemente requiere que un punto de diferencias nuevo sea usado para relacionar las corrientes que han pasado una vez que se ha adicionado o retirado materia o calor en el diagrama. Las corrientes que pasan por encima de la alimentación o de la corriente lateral más alta, siempre son relacionadas por la ecuación (2-2):

$$G_n H_{G,n} - L_{n-1} H_{L,n-1} = D(H_{L,D} + Q_D) = \Delta_D$$

Si una corriente lateral es retirada en cierto número de etapa por debajo de la etapa superior, los cambios de puntos de diferencias serán representadas por la ecuación (2-4):

$$G_n H_{G,n} - L_{n-1} H_{L,n-1} = S H_S + \Delta_D = \Delta'$$

donde Δ' es el punto de adición en la línea recta por Δ_D y S. El relativo ascenso de S y D determina la localización de Δ' .

Si en vez de una corriente lateral, es introducida una alimentación, La ecuación (2-2), se hace:

$$G_n H_{G,n} - L_{n-1} H_{L,n-1} = \Delta_D - A H_A = \Delta'$$

donde Δ' ahora es encontrado restando la $A H_A$ de la Δ_D . La localización de Δ' estará sobre el otro lado de Δ_D hasta A sobre una línea recta a través de dos puntos. La localización exacta de Δ' dependerá del ascenso de A y D.

El nuevo punto de diferencias Δ' es usado antes de que un punto de adición o retiro sea alcanzado, en un cierto tiempo el nuevo A o S serán agregados o retirados a Δ' obteniendo un nuevo punto de diferencias Δ'' . Si este punto de adición o retiro es el último representa la alimentación o la corriente lateral más baja en la columna, entonces Δ'' debe corresponderse a Δ_p .

la condición de alimentación A), se usa el otro punto de diferencia para el resto de la torre. Esto representa la localización óptima de la etapa de alimentación. En la figura 2-12, la alimentación está situada en la tercer etapa enumerando desde el domo. La torre tiene un total de cuatro etapas teóricas más un rehervidor.

La relación de reflujo de la ecuación (2-6) es:

$$\frac{L_0}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,0}} = \frac{\Delta_D - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,0}}$$

donde $H_{G,1} = H_{G,D}$ = entalpía del vapor en el plato superior. La localización del punto de operación Δ_D se sitúa de tal manera que la distancia $\Delta_D - H_{G,1}$ dividida entre la distancia $H_{G,1} - H_{L,0}$ sea igual a R_D . Procediendo de otra forma, se grafica el punto Δ_D correspondiente a $H_{L,D} + Q_D$ y x_D .

Después de localizar A y las abscisas para las composiciones x_D y x_F que corresponden a los productos en el diagrama H vs. xy^* , y también localizado el punto de diferencias Δ_D , La línea $\Delta_D A$ extendida hasta $x = x_F$ ubica a Δ_F . Cuya ordenada puede utilizarse para calcular Q_F , en la figura 2-12.

A continuación se traza la línea punteada $\overline{G_1 L_1}$ con ayuda del diagrama x vs. y^* no presente en la figura 2-12. Luego se traza la línea de operación desde L_1 hasta Δ_D y en la intercepción con la curva de vapor saturado encontraremos el punto G_2 . a partir de este último punto se traza una nueva línea de unión, y así se va continuando con esta técnica hasta cruzar la línea $\Delta_D A \Delta_F$, en donde se continúa con la técnica pero ahora utilizamos el punto Δ_F como punto de diferencias hasta completar toda la torre.

2.11 COLUMNAS DE RECTIFICACIÓN Y AGOTAMIENTO

La parte de la columna de destilación por encima de la etapa de alimentación es llamada también sección de rectificación y la parte de abajo es llamada sección de agotamiento. Cada una de estas secciones (más la etapa de alimentación) solo pueden ser usadas una u otra como lo muestra la figura 3-13 para la rectificación y la figura 3-14 para la de agotamiento. Una columna de rectificación es práctica cuando se requiere un producto de alta pureza en la parte superior y productos de fondos de contaminación con material ligero que puede ser tolerado. A la inversa una columna de agotamiento es utilizada cuando el producto pesado deberá tener una alta pureza y el producto de la parte de arriba de contaminación con el material arrojado pueda ser tolerado. La alimentación

posible para L_{M-1} estar a la derecha de A. Estas irregularidades en los perfiles de composición serían causados por los grandes cambios de vapor a líquido a través de la etapa de alimentación cuando la condición térmica de la alimentación es externa.

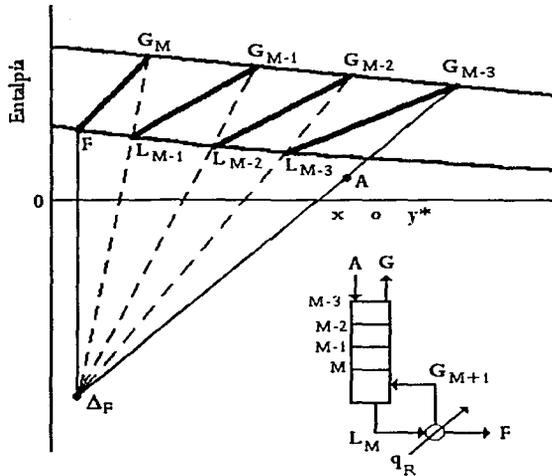


Figura 2-14 Construcción de una columna de agotamiento de cuatro etapas

2.12 REFLUJO TOTAL

La cantidad de reflujo total existe cuando el total de la corriente de vapor de la parte superior sea condensada y regresada en la etapa de reflujo líquido. No habiendo retiro de productos en la parte superior entonces $L_0 = G_1$. Una columna de destilación puede ser operada bajo condiciones de operación de reflujo total con o sin una corriente de alimentación. Cada una de estas situaciones es discutida separadamente a continuación.

2.12.1 Reflujo total – sin alimentación.

Asuma que la alimentación y las corrientes de productos en una columna continua que ha funcionado en estado estable, simultáneamente sean bloqueados. El reflujo es ajustado para mantener el nivel en el acumulador, y las cargas en el rehervidor y el condensador son ajustadas para mantener el balance de entalpía. Cuando la columna recupera su estado estable, opera el reflujo total en todas las partes de su longitud. Todo

el vapor que entra en el condensador es condensado y devuelto a la columna como reflujo. Todo el líquido que entra al rehervidor es vaporizado y devuelto a la columna. El balance de materiales alrededor de uno u otro extremo de la columna y el corte entre cualquiera de las dos etapas mostrará que las dos corrientes que pasan en la columna son iguales en magnitud e idénticas en composición. Sus temperaturas y presiones no son idénticas, pero $L_0 = G_1$ y $x_0 = y^*_1$. La igualdad entre x_0 y y^*_1 requiere esto, L_0 y G_1 caigan sobre la misma línea vertical, o en otras palabras, las líneas de operación son verticales. Este hecho también es ilustrado por un balance de entalpía, desde $D = 0$ y $Q_D = q_C / D = \infty$ se reduce a

$$G_1 H_{G,1} - L_0 H_{L,0} = \infty$$

Como AH_A es cero, el balance total se reduce a

$$\Delta_D = -\Delta_F$$

y desde $\Delta_D = \infty$, $\Delta_F = -\infty$. La construcción de la gráfica de la columna bajo el reflujo total en todas las partes de su longitud es mostrada en la figura 2-15.

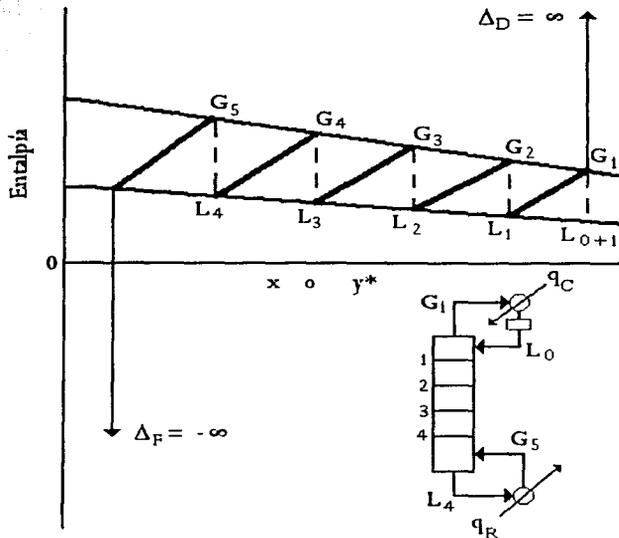


Figura 2-15 Construcción gráfica de una columna de cinco etapas operando a reflujo total

2.12.2 Reflujo total- con alimentación

Todo el vapor de arriba puede ser condensado y vuelto a la columna como reflujo ($D=0$) mientras se introduce alimentación continua por la etapa de alimentación. Entonces $D=0$, las corrientes que pasan en la sección de agotamiento, de cualquier modo no serán iguales. El retiro de las corrientes del fondo requiere que $L_{m-1} \neq G_m$ y $y_m \neq x_{m-1}$ donde m se refiere a cualquier etapa por debajo de la alimentación. La construcción gráfica de la operación es mostrada en la figura 2-16, excepto por el hecho de que $x_F = x_A$, la construcción por debajo de la alimentación es normal. Por encima de la etapa de alimentación, el punto de diferencias Δ_D quedará en $+\infty$ y las líneas de operación llegan a convertirse en verticales.

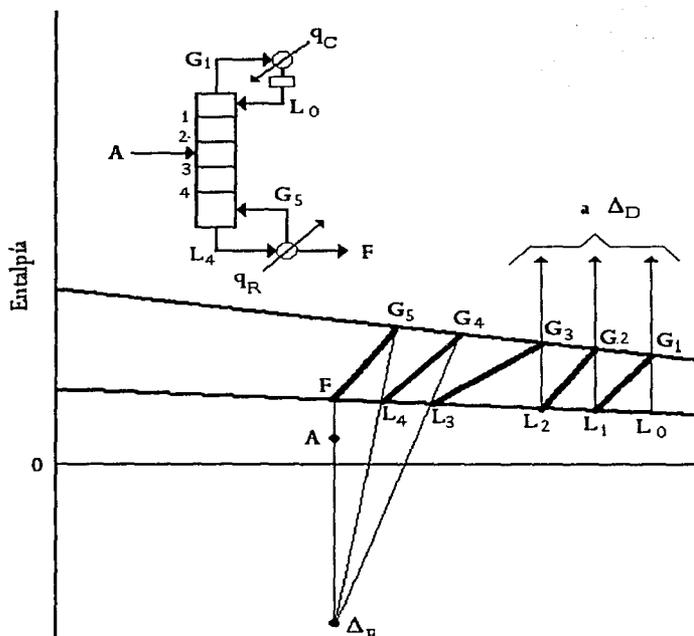


Figura 2-16 Construcción gráfica de una columna con reflujo total y corrientes de alimentación y fondos continuas.

2.13 RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO

La relación de reflujo mínimo se define como la relación de reflujo cuando, si decrece en una cantidad infinitesimal, requerirá un número infinito de etapas para realizar una separación específica de dos componentes. Dos hechos deben notarse con cuidado en esta definición. Primero, la separación entre dos componentes debe ser especificada. Esto puede hacerse especificando la división sobre cada uno de los dos componentes entre los productos de las corrientes superior e inferior. No es suficiente especificar sólo una composición o la división sobre sólo un componente porque esta especificación podría ser encontrada tomando el producto más o menos elevado en cualquier proporción de reflujo. Segundo, el número de etapas en la columna no debe ser especificado. El concepto de reflujo mínimo definido arriba obviamente no tiene ningún significado para una columna existente. Claro, habrá una cierta cantidad de reflujo bajo la que es imposible efectuar una deseada separación entre dos componentes, Pero esta cantidad de reflujo es asociada con el número finito de etapas en la columna y no con un número infinito de etapas.

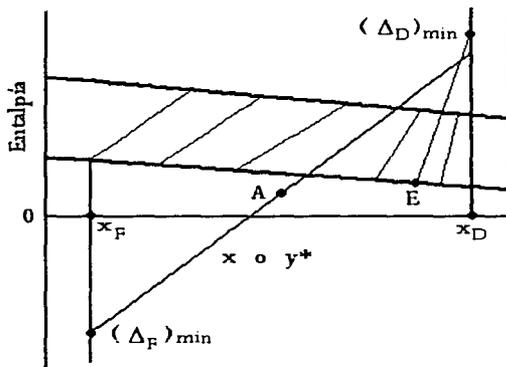


Figura 2-17 Determinación del verdadero reflujo mínimo por extrapolación de la línea de unión. Línea de unión a través de E hasta la parte alta donde se intercepta con x_D y por lo tanto se determina la relación de reflujo mínimo

Puede verse del párrafo precedente que la discusión del concepto de reflujo mínimo para sistemas binarios debe ser restringida a aquellos problemas donde ambos x_D y x_F son especificados y el número de etapas no es especificado. También, es necesario especificar que la alimentación debe ser introducida en la posición óptima, sin ello sería posible de requerir un número infinito de etapas en cualquier reflujo, simplemente no

introduciendo la alimentación antes de que un número infinito de etapas hubiera sido bajado con un punto de diferencia. Si un punto de diferencia Δ_D o Δ_F es usado para un número suficiente de etapas, las líneas finalmente coincidirán con una línea de unión y ningún remoto progreso puede hacerse independientemente del número de etapas.

El verdadero reflujo mínimo para cualquier especificación x_D y x_F . Puede ser encontrado extrapolando la línea de equilibrio que pasa a través del punto de alimentación A hasta la línea vertical en x_D . La figura 2-17, ilustra la construcción cuando una línea de unión a la derecha de la alimentación da una intersección más alta que la línea de unión por la alimentación.

2.14 EFICIENCIA DE ETAPAS

La manera en la cual se calcula el número de etapas de equilibrio (100% de eficiencia) es convertida al número de etapas reales a través del concepto de eficiencia de etapa. El concepto de eficiencia es mencionado solo para permitir el uso del diagrama de entalpía-composición ilustrado por la eficiencia de Murphree.

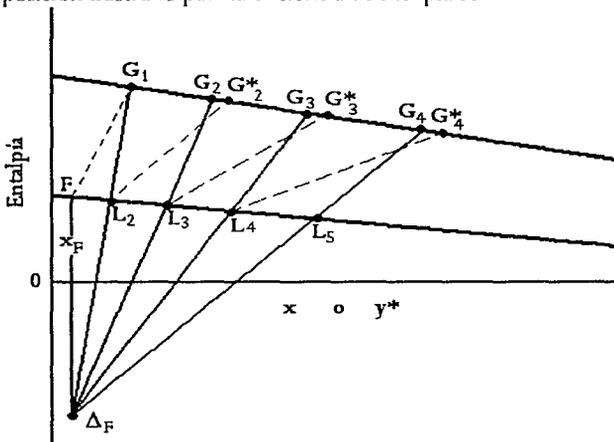


Figura 2-18 Ilustración de la eficiencia de Murphree para fase de vapor en un diagrama de entalpía-composición. Ilustrando para una eficiencia del 80%.

La eficiencia de etapa de Murphree puede ser definida en términos de una fase de vapor o de líquido. La eficiencia de la fase de vapor se muestra convenientemente cuando los cálculos etapa a etapa empiezan por los fondos. La eficiencia de etapa de Murphree en términos de la concentración de la fase de vapor es:

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

Donde y_n y y_{n-1} son las concentraciones actuales en los vapores ascendentes de las etapas y_n y y_{n-1} , mientras que y_n^* representa la concentración que tendría el vapor existente desde la etapa n si el vapor estuviera en equilibrio con el líquido saliente desde esta etapa. La Figura 2-18 (por conveniencia enumeramos desde el fondo) ilustra la aplicación de la eficiencia de Murphree, con una eficiencia de 80% para las primeras etapas por encima del rehervidor. Entonces el rehervidor es usado considerándolo con una eficiencia del 100%, G_1 quedará en el otro extremo de la línea la cual pasa a través de F . Una línea de operación desde G_1 hasta Δ_F localizará a L_1 . Si la etapa 2 tuviera 100% de eficiencia, G_2 coincidiría con y_2^* quedando en el otro extremo de la línea a través de L_2 . La eficiencia de 80% por aplicar localizará a y_2 (o G_2) en un punto de 80% de distancia desde y_1 hasta y_2^* . La línea de operación es entonces trazada desde la actual y_2 (no del valor de equilibrio) hasta Δ_F localizando a L_1 . El 80% de eficiencia es un factor aplicado en esta manera a cada una de las etapas que suceden.

3 FASCÍCULO PROPUESTO

3.1 INTRODUCCIÓN

Los problemas de destilación binaria pueden resolverse gráficamente por medio del uso de los diagramas de entalpía composición, a este método se le llama también método de Ponchon-Savarit. El uso de estos diagramas se adicionan a los balances de masa, y de energía. Cuando existen calores de mezcla o cuando se trabaja con mezclas no ideales que presentan puntos azeotrópicos, el método de Ponchon-Savarit presenta muchas ventajas sobre el de Mc.Cabe-Thiele. El procedimiento gráfico de Mc.Cabe-Thiele supone un flujo molar constante a través de una sección de la torre, pero esto será solamente cierto si los calores molares de los compuestos puros son muy parecidos. Si eso no es así, los flujos molares variarán de plato a plato y las ecuaciones simplificadas de Mc.Cabe-Thiele no podrán aplicarse. Tales observaciones dieron origen al método de Ponchon-Savarit, que es también un método gráfico para emplearse en los casos en que no puede aplicarse el método de Mc.Cabe-Thiele.

Como ya se indicó, el método de Ponchon-Savarit utiliza los diagramas de entalpía-composición para la resolución de los problemas de destilación binaria. Esos diagramas permiten representar tanto la composición, como la temperatura y la entalpía de las mezclas. Se puede construir indistintamente sobre una base de masa o molar. No hay razón para utilizar unidades molares puesto que no es necesaria la suposición de igualdad de calores latentes, hecha por Mc.Cabe-Thiele, para los dos componentes.

Las ecuaciones de las líneas de operación se obtienen en el método de Ponchon-Savarit mediante los balances de materia y energía aplicados a cada sección de la torre.

En la figura 3-1 se tiene un diagrama de entalpía-composición, que es típico para la resolución gráfica por el método de Ponchon-Savarit. En el diagrama se presentan puntos y rectas bien definidas que son la base para el cálculo del número de platos teóricos que se requieren, para lograr una determinada separación de una mezcla binaria. Durante el estudio de este fascículo, se irá introduciendo al alumno en la manera de cómo se traza cada línea y como se marca cada punto. De tal manera que pueda ir comprendiendo paso a paso la construcción de estos diagramas; y lo que a primera vista parece complicado de construir e interpretar, después de este estudio el alumno se dará cuenta de que es mucho más sencillo de lo que se imagina.

Se comprobará por ejemplo, que la relación de las distancias $\overline{\Delta_D M}$ a \overline{MN} es igual a la relación de reflujo externa R_D . Cualquiera de las líneas que parten del punto

focal Δ_D satisfacen los balances de materia y energía alrededor de cualquier etapa de la sección de enriquecimiento.

Alternando los balances de materia y energía con los cálculos del equilibrio, es posible obtener el número de platos ideales. El punto de alimentación A se localiza en la composición y entalpía apropiada. El punto Δ_F se localiza extendiendo la línea $\overline{\Delta_D A}$ hasta que intercepte con la línea vertical que recibe la composición de los fondos x_F .

Se puede demostrar que cualquier línea que parte del punto Δ_F satisface los balances de materia y energía en la sección de agotamiento, así que alternando los cálculos del equilibrio con los de los balances de materia y energía se puede obtener el número de platos ideales en las secciones de enriquecimiento y agotamiento.

El método gráfico de Ponchon-Savarit para sistemas de destilación binaria no requiere las simplificaciones del método de Mc.Cabe-Thiele ya que incorpora las variaciones en la entalpía de los vapores y los líquidos en función de la composición.

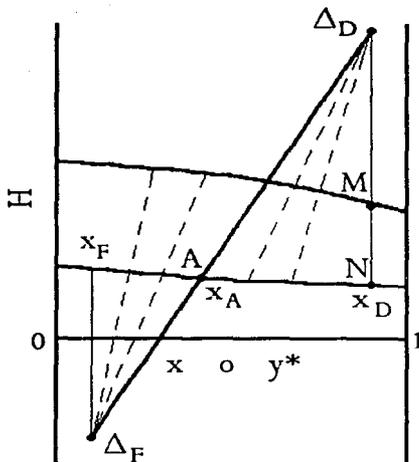


Figura 3-1 Diagrama de Ponchon-Savarit.

3.2 DIAGRAMAS DE EQUILIBRIO

Suele ser común que las relaciones de equilibrio vapor-líquido de una mezcla binaria de A y B se expresen en forma de un diagrama de puntos de ebullición, tal como se muestra en la figura 3-2, para el sistema benceno (A) – tolueno (B), a presión total de (760mm. de Hg).

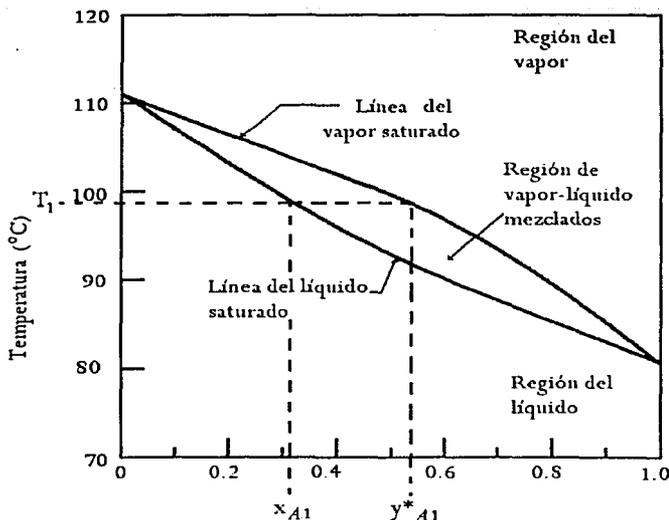


Figura 3-2 Diagrama de puntos de ebullición para el sistema Benceno (A) – Tolueno (B).

La línea superior es la de vapor saturado (línea de puntos de rocío) y la línea inferior es la de líquido saturado (línea de puntos de burbuja). La región de dos fases está localizada en la zona situada entre estas dos líneas.

En la figura 3-2, si se empieza calentando una muestra líquida fría de $x_{A1}=0.318$, la ebullición se inicia a 98°C y la composición del primer vapor en el equilibrio es $y_{A1}^*=0.532$. A medida que continúa la ebullición, la composición x_A se desplazará hacia la izquierda, puesto que y_A^* es más rico en A .

3.2.1 Las soluciones ideales

En realidad no existen soluciones ideales y las mezclas reales sólo tienden a ser ideales como límite. La condición ideal requiere que las moléculas de los componentes sean similares en tamaño, estructura y naturaleza química; tal vez la aproximación más cercana a dicha condición sea la ejemplificada por las soluciones de isómeros ópticos de compuestos orgánicos. Sin embargo, prácticamente muchas soluciones se encuentran tan cerca de ser ideales que para fines de ingeniería se pueden considerar como tales. El sistema Benceno -Tolueno, es por lo tanto una solución ideal que obedece la ley de Raoult por lo que el diagrama de puntos de ebullición puede determinarse a partir de los datos de presión de vapor de la tabla 3-1, junto con las siguientes ecuaciones:

Para una solución ideal la presión parcial en el equilibrio P^* de un componente a una temperatura fija es igual al producto de su fracción mol en el líquido (x) por su presión de vapor P° cuando está pura a esta temperatura. Esta es la ley de Raoult.

$$P^*_{A} = P^\circ_{A} x_{A} \quad P^*_{B} = P^\circ_{B} (1 - x_{A}) \quad (3-1)$$

Si la fase vapor también es ideal,

$$P_t = P^*_{A} + P^*_{B} = P^\circ_{A} x_{A} + P^\circ_{B} (1 - x_{A}) \quad (3-2)$$

Y las presiones totales al igual que las parciales, son líneas en x a una temperatura dada. Estas relaciones se muestran de modo gráfico en la figura 3-3. Entonces puede calcularse la composición del vapor en el equilibrio a esta temperatura. Por ejemplo el valor de y^* en el punto D sobre la figura 3-3 es igual a la relación entre las distancias FG y EG,

$$y^*_{A} = \frac{P^*_{A}}{P_t} = \frac{P^\circ_{A} x_{A}}{P_t} \quad (3-3)$$

$$1 - y^*_{A} = \frac{P^*_{B}}{P_t} = \frac{P^\circ_{B} (1 - x_{A})}{P_t} \quad (3-4)$$

En donde:

P_t = presión total

P^* = presión parcial

P° = presión de vapor del componente puro

y^* = fracción mol del vapor en el equilibrio

x = fracción mol del líquido en el equilibrio

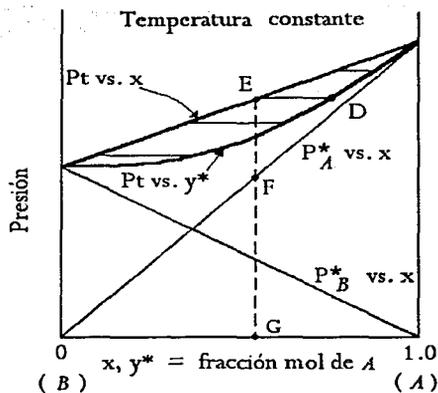


Figura 3-3 soluciones ideales

PROBLEMA 1

Calcúlense las composiciones del vapor y del líquido en equilibrio a 95°C para benceno-tolueno, a 760 mm. de Hg. usando las presiones de vapor de la tabla 3-1.

Presión de vapor		
Temp. $^{\circ}\text{C}$	Benceno (A) mmHg	Tolueno (B) mmHg
80.1	760	
85	877	345
90	1016	405
95	1168	475
100	1344	557
105	1532	645
110.6	1800	760

Tabla 3-1

1. PLANTEAMIENTO

1.1 DISCUSIÓN

Utilizaremos la ley de Raoult para calcular las composiciones en el equilibrio

1.2 ECUACIONES DE EQUILIBRIO

$$P_t = P^{\circ}_A x_A + P^{\circ}_B (1 - x_A)$$

$$y^*_A = \frac{P^{\circ}_A x_A}{P_t}$$

2. CALCULOS

2.1 FRACCIÓN MOL DEL COMPONENTE A EN EL LÍQUIDO x_A

De la tabla 3-1 a 95° C para el benceno $P^{\circ}_A = 1168$ mm Hg. y para el tolueno $P^{\circ}_B = 475$ mm Hg. Sustituyendo estos valores en la ecuación (3-2) y resolviendo

$$P_t = P^{\circ}_A x_A + P^{\circ}_B (1 - x_A) = 760 \text{ mm Hg} = 1168 (x_A) + 475 (1 - x_A)$$

por consiguiente, $x_A = 0.411$

2.2 FRACCIÓN MOL DEL COMPONENTE A EN EL VAPOR y^*_A

$$y^*_A = \frac{P^{\circ}_A x_A}{P_t} = \frac{1168(0.411)}{760} = 0.632$$

3. RESULTADO

$$x_A = 0.411 \quad y \quad y^*_A = 0.632$$

De la misma forma se pueden encontrar las composiciones en el equilibrio para el componente más volátil (benceno), a diferentes temperaturas y cuyos resultados se encuentran en la tabla 3-2. La gráfica correspondiente para este sistema es la mostrada en la figura 3-2.

Temp. °C	Presión de vapor		Fracción mol de benceno a 760 mm Hg	
	Benceno mmHg	Tolueno mmHg	x_A	y^*_A
80.1	760		1.000	1.000
85	877	345	0.780	0.900
90	1016	405	0.580	0.777
95	1168	475	0.411	0.632
100	1344	557	0.258	0.456
105	1532	645	0.130	0.261
110.6	1800	760	0	0

Tabla 3-2

En la figura 3-4 se muestra un método muy común para graficar los datos de equilibrio, donde se traza una curva de y_A^* en función de x_A para el sistema benceno-tolueno. Se incluye la línea de 45° para mostrar que y_A^* es más rico en el componente A que x_A .

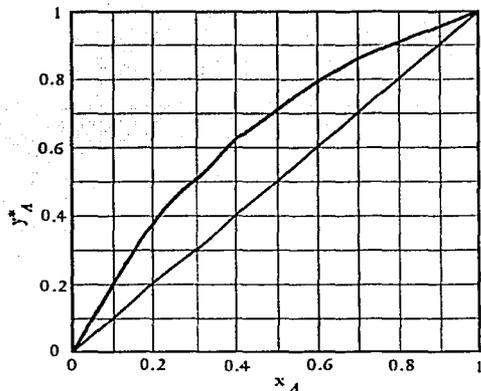


Figura 3-4 Diagrama de equilibrio para el sistema benceno-tolueno a 760mm Hg.

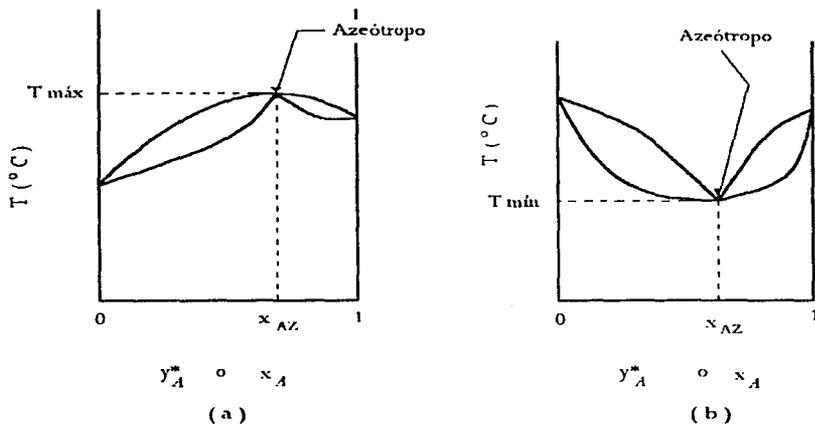


Figura 3-5 Diagramas de equilibrios de puntos de ebullición:

- (a) Azeótropo de ebullición máxima
- (b) Azeótropo de ebullición mínima

3.2.2 Las soluciones no ideales

El diagrama de puntos de ebullición de la figura 3-2 es típico de un sistema ideal que obedece la ley de Raoult. Los sistemas no ideales difieren considerablemente. En la figura 3-5a se muestra el diagrama de puntos de ebullición para un azeótropo de ebullición máxima. La temperatura máxima $T_{\text{máx}}$ corresponde a una composición x_{AZ} y en este punto, $x_{\text{AZ}} = y_{\text{AZ}}$. La gráfica de y_A^* en función de x_A mostraría que la curva cruza a la línea de 45° en este punto; el sistema acetona-cloroformo es un ejemplo típico. En la figura 3-5b se muestra un azeótropo de ebullición mínima con $y_{\text{AZ}}^* = x_{\text{AZ}}$ a $T_{\text{mín}}$; un sistema típico de este caso es el de etanol-agua.

Se pueden construir diagramas similares a los de las figuras 3-5a y 3-5b a temperatura constante, empleando la presión como variable. Sin embargo, el diagrama de temperatura-composición a presión constante, es con mucho, el más común; probablemente la razón principal es que la mayor parte de las operaciones de separación se realizan en forma esencial a presión constante. Asimismo, variando la presión sobre un sistema se puede, en algunos casos, evitar la formación de un azeótropo.

La presión de vapor P° de un componente es una propiedad única del componente y es una función directa de su temperatura. Presión de vapor y temperatura están relacionadas por medio de la ecuación de Antoine.

$$\log P^\circ = A - \frac{B}{C + T} \quad (3-5)$$

Donde A , B y C son las constantes de Antoine. Valores de estas constantes para varios compuestos se encuentran en un sin número de referencias.

Para soluciones no ideales, tenemos:

$$P_A^\circ x_A \gamma_A + P_B^\circ x_B \gamma_B = P_t \quad (3-6)$$

En donde γ_A y γ_B son los coeficientes de actividad del líquido A y del líquido B , los cuales dependen de las composiciones molares.

Por lo general, se acepta que no hay una técnica efectiva para correlacionar y/o predecir coeficientes de distribución cuando la fase líquida no es ideal. Las complejidades surgidas cuando $\gamma \neq 1$, presentan un reto distinto y sin resolver para la solución termodinámica. Muchas aplicaciones industriales de operación por etapas se llevan a cabo

a bajas presiones, en las que la fase vapor se considera que es ideal en su comportamiento. No obstante, aun bajo esas condiciones el comportamiento del líquido no ideal es común. Por esta razón, la mayor parte de la atención que se dirige al comportamiento no ideal, se dirige hacia el comportamiento de la solución y a la predicción de los coeficientes de actividad.

Se dispone de técnicas para extrapolar datos experimentales y/o datos de prueba para la estabilidad termodinámica. Uno de los primeros procedimientos que se realizaron fue el que propuso Van Laar (1929), él consideró que la ecuación de estado de Van der Waals se aplica a componentes puros y mezclas, tanto en vapor como en líquidos; Que el exceso de entropía parcial de mezclado de un componente es cero y que el cambio de volumen molar parcial después del mezclado también es cero. Bajo estas restricciones, dedujo las siguientes ecuaciones:

$$A = \log \gamma_1 \left(1 + \frac{x_2 \log \gamma_2}{x_1 \log \gamma_1} \right)^2 \quad (3-7)$$

$$B = \log \gamma_2 \left(1 + \frac{x_1 \log \gamma_1}{x_2 \log \gamma_2} \right)^2 \quad (3-8)$$

$$\log \gamma_1 = \frac{A}{\left(1 + \frac{x_1 A}{x_2 B} \right)^2} \quad (3-9)$$

$$\log \gamma_2 = \frac{B}{\left(1 + \frac{x_2 B}{x_1 A} \right)^2} \quad (3-10)$$

En donde:

A y B constantes de Van Laar

x_1 = fracción mol del componente más volátil en el líquido 1

x_2 = fracción mol del componente menos volátil en el líquido 2

γ_1 y γ_2 = coeficientes de actividad para los componentes 1 y 2.

3.2.3 Entalpía-composición

Un diagrama de entalpía-composición para una mezcla binaria vapor-líquido de *A* y *B* toma en consideración calores de la mezcla. Se requieren los siguientes datos para construir dicho diagrama a presión constante:

- (1) capacidad calorífica del líquido en función de la temperatura, la composición y la presión.
- (2) calor de disolución en función de la temperatura y la composición.
- (3) calores latentes de vaporización en función de la composición y la presión o la temperatura.
- (4) punto de ebullición en función de la presión, composición y temperatura.

El diagrama a una presión constante se basa en estados de referencia del líquido y en la temperatura, tal como 0°C (32° F). La línea de entalpía de líquido saturado H_L Kcal/Kgmol se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$H_L = x_A C_{pA}(T-T_0) + (1-x_A) C_{pB}(T-T_0) + \Delta H_{mez} \quad (3-11)$$

En donde:

x_A = fracción mol o de peso de *A*

C_{pA} = capacidad calorífica molar o de peso del componente *A*

T_0 = Temperatura base para el cálculo de entalpías

T = Temperatura de ebullición de la mezcla

ΔH_{mez} = Entalpía de mezcla a T_0 en Kcal/Kg ó Kcal/Kgmol.

Si hay un desprendimiento de calor durante el mezclado, el valor de ΔH_{mez} de la ecuación (3-11) será negativo.

La línea de entalpía del vapor saturado H_G se calcula añadiendo el calor latente de vaporización λ_{mez} a la entalpía del líquido saturado. Para propósitos prácticos, esto equivale a

$$\lambda_{mez} = x_A \lambda_A + (1-x_A) \lambda_B \quad (3-12)$$

$$H_G = y_A^* [C_{pA}(T-T_0) + \lambda_A] + (1-y_A^*) [C_{pB}(T-T_0) + \lambda_B] + \Delta H_{mez} \quad (3-13)$$

En donde:

λ_A = calor latente molar o en peso a la temperatura de ebullición del componente A.

λ_B = es el calor latente de B.

Con frecuencia, no se dispone de los calores latentes de mezcla o disolución, o éstos son bastante pequeños, como sucede en las mezclas de hidrocarburos; entonces las líneas de entalpía de vapor saturado y la de entalpía de líquido saturado se trazan como rectas entre las entalpías del líquido saturado de los componentes puros y las entalpías del vapor saturado de los componentes puros.

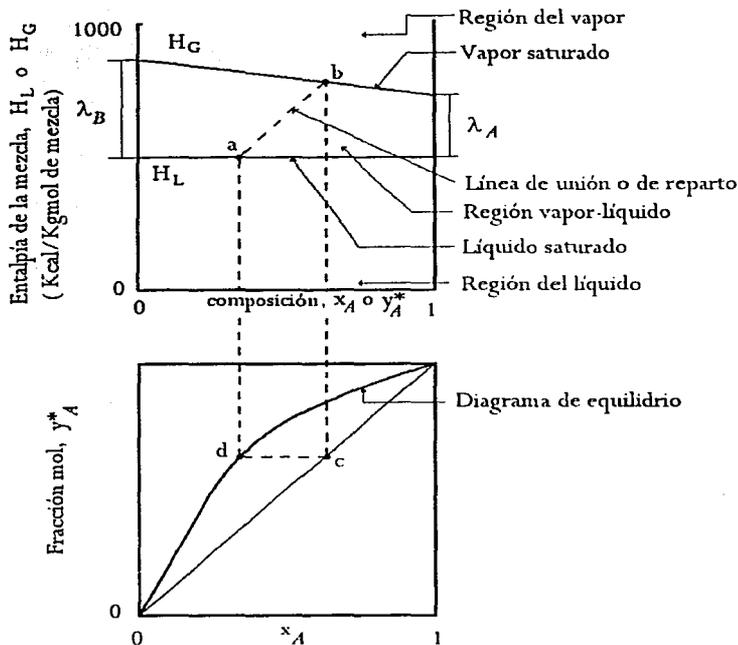


Figura 3-6 Diagrama de entalpía-composición en base a fracciones mol con diagrama de equilibrio.

En la figura 3-6 se muestra una gráfica típica de entalpía-composición. La línea superior representa la entalpía del vapor saturado, esto es, H_G (Kcal/kgmol de vapor) en función de y^*_A , y la línea inferior es la entalpía del líquido saturado, H_L (Kcal/kgmol de líquido) en función de la fracción mol de líquido x_A . La zona entre ambas líneas es la región de dos fases líquido-vapor. La línea de unión ab representa las entalpías y las composiciones de las fases líquida y vapor en el equilibrio. La línea de unión o de reparto ab se obtiene trazando las líneas dc , da y cb .

Cada recta de reparto es una isoterma de la región de dos fases. La recta de reparto ab de la figura 3-6, corresponde a la recta horizontal cd de la misma figura.

El número de rectas de reparto es infinito, también se pueden construir el diagrama como en la figura 3-7. Para cada recta de reparto se obtiene un punto como el a , hallando la intercepción de la vertical que pasa por x_e con la horizontal que pasa por y^* . La línea auxiliar que se representa en la figura 3-7 se ha trazado en esta forma, y una línea de reparto cualquiera se puede trazar simplemente efectuando la construcción inversa.

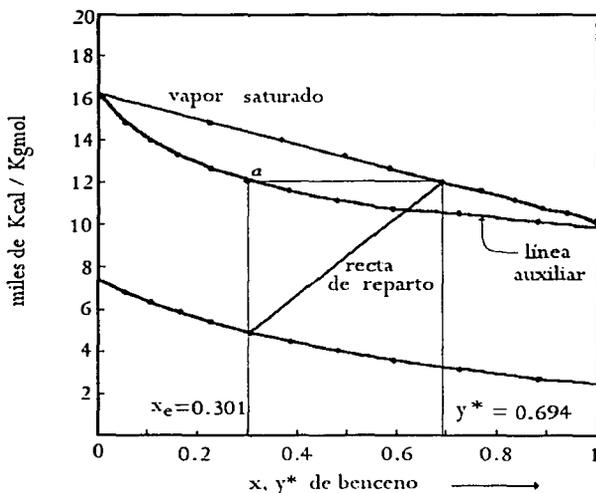


Figura 3-7 Método para la construcción de rectas de reparto utilizando la línea auxiliar.

La gráfica anterior es la construcción real de una línea auxiliar, con los datos del problema 2. la línea de reparto constituye según el problema 2, una isoterma de 100°C. con las correspondientes composiciones x e y^* al equilibrio.

PROBLEMA 2

Construya los diagramas y^* vs x , T vs x, y^* , H vs x, y^* para el sistema benceno, etilbenceno a 586 mm. de Hg.

DATOS

Constantes de Antoine

	A	B	C
-Benceno	6.90565	1211.033	220.79
-Etilbenceno	6.95719	1424.255	213.206

$$\text{Log } P^\circ = A - \frac{B}{C + T}$$

$$P^\circ = \text{mm de Hg}$$

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

1. PLANTEAMIENTO

1.1 DISCUSIÓN

A partir del benceno y etilbenceno puros se obtendrán los datos de las temperaturas límite para el sistema. Después dando valores a temperaturas intermedias y obteniendo las presiones de vapor correspondientes se generarán los datos de equilibrio. El sistema es ideal

1.2 ECUACIONES DE EQUILIBRIO

$$x_A = \frac{P_t - P_B^\circ}{P_A^\circ - P_B^\circ} \quad (3-14)$$

La ecuación (3-14) se obtiene de la (3-2), despejando x_A

$$y_{A}^* = \frac{P_A^\circ x_A}{P_t}$$

1.3 ECUACIONES DE ANTOINE

$$\text{Log } P_A^\circ = 6.90565 - \frac{1211.03}{220.79 + T}$$

Al sustituir $P_A^\circ = 586$ mm de Hg. Se tiene que $T = 71.9^\circ\text{C}$.

$$\text{Log } P_B^\circ = 6.95719 - \frac{1424.255}{213.206 + T}$$

Para el etilbenceno se obtiene $T = 126.8^\circ\text{C}$.

1.4 ECUACIONES DE ENTALPÍAS

$$H_L = x_A C_{p_A} (\Gamma - T_0) + (1 - x_A) C_{p_B} (\Gamma - T_0)$$

$$H_G = y_A^* [C_{p_A} (\Gamma - T_0) + \lambda_A] + (1 - y_A^*) [C_{p_B} (\Gamma - T_0) + \lambda_B]$$

2. CÁLCULOS

2.1 EQUILIBRIO

Las temperaturas límite son 71.9° C y 126.8° C. Para valores de temperatura intermedias, se calculan las presiones de vapor para los componentes cuyos resultados se encuentran en la tabla 3-3 y utilizando las ecuaciones de equilibrio anteriormente citadas, se hace el cálculo, como por ejemplo, para 100° C. Tenemos:

$$x_A = \frac{P_t - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0} = \frac{586 - 256.9}{1350.5 - 256.9} = 0.301$$

$$y_A^* = \frac{P_A^0 x_A}{P_t} = \frac{1350.5 * 0.301}{586} = 0.694$$

De la misma forma, se sigue calculando para las diferentes temperaturas intermedias y se obtiene la tabla 3-3.

T (°C)	P _A ⁰	P _B ⁰	x _A	y _A [*]
71.9	586	91.5	1	1
75	647.7	103.6	0.887	0.98
80	757.6	125.8	0.728	0.942
85	881.6	151.7	0.595	0.895
90	1021.0	181.9	0.482	0.839
95	1176.8	216.8	0.386	0.772
100	1350.5	256.9	0.301	0.694
105	1543.2	302.9	0.288	0.600
110	1756.3	355.2	0.165	0.494
115	1991.3	414.6	0.109	0.369
120	2249.3	481.7	0.059	0.226
126.8	2639.7	586	0	0

TABLA 3-3

2.2 CÁLCULO DE LA ENTALPÍA DEL LÍQUIDO H_L

Como por ejemplo, a 100°C .

$$x_A = 0.301$$

$$C_{pA} = 0.465 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$PM_A = 78 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$x_B = 0.699$$

$$C_{pB} = 0.52 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$PM_B = 106 \text{ Kg/Kgmol}$$

Por lo tanto:

$$C_{pA} = 0.465 * 78 = 36.27 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{C}.$$

$$C_{pB} = 0.52 * 106 = 55.12 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{C}.$$

$$H_L = x_A C_{pA} (\Gamma - T_0) + (1 - x_A) C_{pB} (\Gamma - T_0)$$

$$= 0.301 * 36.27 (100-0) + 0.699 * 55.12 (100-0) = 1091.72 + 3852.88$$

$$H_L = 4944.6 \text{ Kcal/Kgmol}.$$

2.3 CÁLCULO DE LA ENTALPÍA DEL VAPOR H_G

$$y^*_A = 0.694$$

$$C_{pA} = 0.465 * 78 = 36.27 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_A = 7176 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$y^*_B = 0.306$$

$$C_{pB} = 0.52 * 106 = 55.12 \text{ Kcal/Kgmol } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_B = 9135 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$H_G = y^*_A [C_{pA} (\Gamma - T_0) + \lambda_A] + (1 - y^*_A) [C_{pB} (\Gamma - T_0) + \lambda_B]$$

$$= 0.694 [36.2 (100-0) + 7176] + 0.306 [55.12 (100-0) + 9135]$$

$$= 7492.42 + 4481.98$$

$$H_G = 11974.4 \text{ Kcal/kgmol}.$$

De manera semejante se hacen los demás cálculos, y los resultados son desplegados en la tabla 3-4.

2.4 DATOS DE ENTALPÍA VS. TEMPERATURA Y COMPOSICIÓN

T (°C)	x_A	y^*_A	H_L	H_G
			Kcal/Kgmol	Kcal/Kgmol
71.9	1	1	2552	10040
75	0.887	0.98	2840	10236
80	0.728	0.942	3220	10629
85	0.595	0.895	3663	10805
90	0.482	0.839	4069	11262
95	0.385	0.772	4523	11645
100	0.301	0.694	4944.6	11974.4
105	0.228	0.6	5429	12666
110	0.165	0.494	5830	13272
115	0.109	0.369	6354	13956
120	0.059	0.226	6865	14751
126.8	0	0	7345.8	16197

Tabla 3-4

2.5 DIAGRAMAS

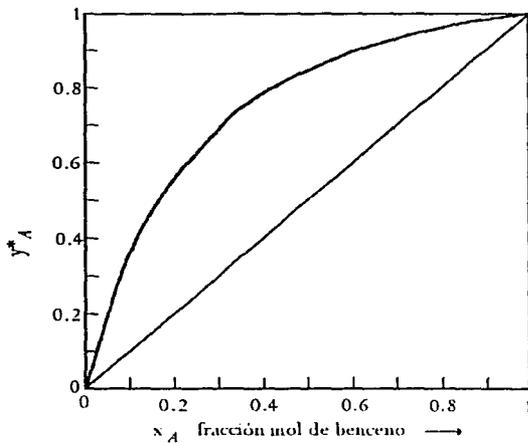


Figura 3-8 Diagrama y^* vs. x del sistema benceno-etilbenceno a 586 mm de Hg.

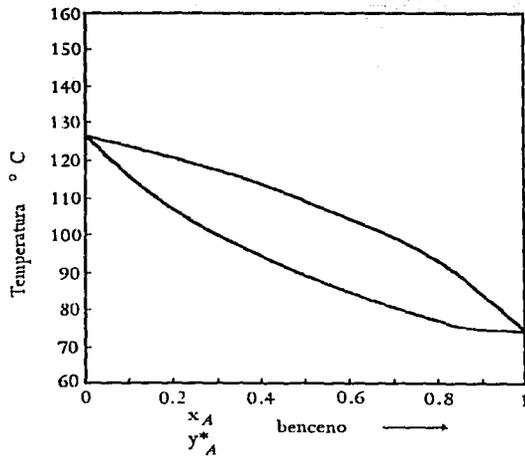


Figura 3-9 Diagrama T vs. x, y^* del sistema benceno-etilbenceno a 586 mm de Hg.

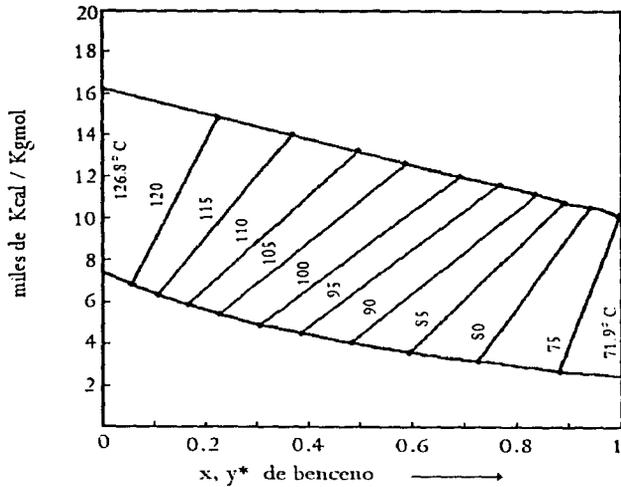


Figura 3-10 Diagrama H vs. x, y^* para el sistema benceno-etilbenceno a 586 mm de Hg.

PROBLEMA 3

Construya el diagrama H vs. x , y^* para el sistema etanol-agua a la presión de 760 mm de Hg.

DATOS

Constantes de Antoine

	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>
Etanol	8.04494	1554.3	222.65
Agua	7.96681	1668.21	228

Punto azeotrópico

Temperatura 78.15°C y composición del etanol $x_E = y_E^* = 0.8943$

Propiedades críticas

	T_c °K	P_c atm
Etanol	516	63
Agua	647.3	218.4

Capacidades caloríficas

C_{pE} del etanol = 0.75 Kcal/ Kg $^\circ\text{C}$

C_p del agua = 1 Kcal/ Kg $^\circ\text{C}$

1. PLANTEAMIENTO

1.1 DISCUSIÓN

A partir del punto azeotrópico se obtendrán las actividades, con ellas se obtendrán las constantes de Van Laar y de allí se podrá construir el diagrama.

1.2 ECUACIONES DE EQUILIBRIO

$$P_t = P_E^\circ x_E \gamma_E + P_{H_2O}^\circ x_{H_2O} \gamma_{H_2O}$$

$$y_E^* = \frac{P_E^\circ x_E \gamma_E}{P_t}$$

1.3 ECUACIONES DE ANTOINE

$$\text{Log } P_E^\circ = 8.04494 - \frac{1554.3}{222.65 + T}$$

$$\text{Log } P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} = 7.96681 - \frac{1668.21}{228 + T}$$

1.4 COEFICIENTES DE ACTIVIDAD

En el punto azeotrópico como $x_E = y^*_E$

$$\gamma_E = \frac{P_t}{P^{\circ}_E} \quad \gamma_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{P_t}{P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (3-15)$$

$$\mathcal{A} = \log \gamma_E \left(1 + \frac{x_{\text{H}_2\text{O}} \log \gamma_{\text{H}_2\text{O}}}{x_E \log \gamma_E} \right)^2$$

$$\mathcal{B} = \log \gamma_{\text{H}_2\text{O}} \left(1 + \frac{x_E \log \gamma_E}{x_{\text{H}_2\text{O}} \log \gamma_{\text{H}_2\text{O}}} \right)^2$$

$$\log \gamma_E = \frac{\mathcal{A}}{\left(1 + \frac{x_E \mathcal{A}}{x_{\text{H}_2\text{O}} \mathcal{B}} \right)^2}$$

$$\log \gamma_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\mathcal{B}}{\left(1 + \frac{x_{\text{H}_2\text{O}} \mathcal{B}}{x_E \mathcal{A}} \right)^2}$$

1.5 ECUACIONES DE ENTALPIAS

$$H_L = x_E [C_{pE}(T-T_0)] + (1-x_E) [C_{p\text{H}_2\text{O}}(T-T_0)] + \Delta H_{mez}$$

$$H_G = y^*_E [C_{pE}(T-T_0) + \lambda_E] + (1-y^*_E) [C_{p\text{H}_2\text{O}}(T-T_0) + \lambda_{\text{H}_2\text{O}}] + \Delta H_{mez}$$

1.6 CALORES LATENTES

$$\lambda = R \left[\frac{T_c \times T_e}{T_c - T_e} \right] \ln P_c \quad \text{Ec. De Giacalone}$$

En donde: T_c = temperatura crítica
 P_c = presión crítica
 T_e = Temperatura de ebullición

2. CÁLCULOS

2.1 CONSTANTES DE VAN LAAR

a $T = 78.15^\circ \text{C}$ $x_E = y^*_E = 0.8943$ en el punto azeotrópico

$$\log P^{\circ}_E = A - \frac{B}{C + T} = 8.04494 - \frac{1554.3}{222.65 + 78.15^\circ \text{C}}$$

$$P^{\circ}_E = 754.6 \text{ mm de Hg.}$$

$$\gamma_E = \frac{P_t}{P^{\circ}_E} = \frac{760 \text{ mm. de Hg}}{754.6 \text{ mm de Hg.}} = 1.007150$$

$$\log P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} = A - \frac{B}{C + T} = 7.96681 - \frac{1668.21}{228 + 78.15^\circ \text{C}}$$

$$P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} = 329.46 \text{ mm de Hg.}$$

$$\gamma_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{P_t}{P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{760 \text{ mm de Hg.}}{329.46 \text{ mm de Hg.}} = 2.30674$$

$$\mathcal{A} = \log \gamma_E \left(1 + \frac{x_{\text{H}_2\text{O}} \log \gamma_{\text{H}_2\text{O}}}{x_E \log \gamma_E} \right)^2$$

$$= \log 1.0071504 \left(1 + \frac{0.1057 \log 2.30674}{0.8943 \log 1.0071504} \right)^2$$

$$\mathcal{A} = 0.6837788$$

$$B = \log \gamma_{H_2O} \left(1 + \frac{x_E \log \gamma_E}{x_{H_2O} \log \gamma_{H_2O}} \right)^2$$

$$= \log 2.30674 \left(1 + \frac{0.8943 \log 1.0071504}{0.1057 \log 2.30674} \right)^2$$

$$B = 0.4172474$$

2.2 TEMPERATURAS DE EBULLICIÓN DE LOS COMPUESTOS PUROS A 760mm de Hg.

$$\log 760 = A - \frac{B}{C + T_E} = 8.04494 - \frac{1554.3}{222.65 + T_E}$$

$$\text{Donde } T_E = 78.51908^\circ \text{ C.}$$

$$\log 760 = A - \frac{B}{C + T_{H_2O}} = 7.96681 - \frac{1668.21}{228 + T_{H_2O}}$$

$$\text{Donde } T_{H_2O} = 100^\circ \text{ C.}$$

2.3 COMPOSICIONES

Para una composición, como por ejemplo: $x_E = 0.2$ $x_{H_2O} = 0.8$

$$\log \gamma_E = \frac{A}{\left(1 + \frac{x_E A}{x_{H_2O} B} \right)^2} = \frac{0.6837788}{\left(1 + \frac{0.2 (0.6837788)}{0.8 (0.4172474)} \right)^2}$$

$$\gamma_E = 2.2084321$$

$$\log \gamma_{H_2O} = \frac{B}{\left(1 + \frac{x_{H_2O} B}{x_E A} \right)^2} = \frac{0.4172474}{\left(1 + \frac{0.8 (0.4172474)}{0.2 (0.6837788)} \right)^2}$$

$$\gamma_{H_2O} = 1.0845323$$

Con los resultados anteriores, se deberán cumplir las condiciones de la ecuación (3-6) de equilibrio:

$$P_t = P^{\circ}_E \cdot x_E \cdot \gamma_E + P^{\circ}_{H_2O} \cdot x_{H_2O} \cdot \gamma_{H_2O}$$

$$760 = P^{\circ}_E (0.2) (2.2084321) + P^{\circ}_{H_2O} (0.8) (1.0845323)$$

Se deberán encontrar los valores de P° que satisfagan la ecuación anterior, suponiendo valores de temperatura, ya que la P° esta en función de la misma.

Suponiendo $T = 80^{\circ} C$

$$\log P^{\circ}_E = A - \frac{B}{C + T} = 8.04494 - \frac{1554.3}{222.65 + 80}$$

$$P^{\circ}_E = 811.53 \text{ mm de Hg.}$$

$$\log P^{\circ}_{H_2O} = A - \frac{B}{C + T} = 7.96681 - \frac{1668.21}{228 + 80}$$

$$P^{\circ}_{H_2O} = 355.25 \text{ mm de Hg.}$$

Sustituyendo estas P° en la ecuación (3-6) de equilibrio, tenemos:

$$P_t = (811.53)(0.2)(2.2084321) + (355.25)(0.8)(1.0845323)$$

$$= 666.67 \text{ mm de Hg.} \neq 760 \text{ mm de Hg.}$$

Suponiendo $T = 83^{\circ} C$.

$$P^{\circ}_E = 911.4 \text{ mm de Hg.} \quad P^{\circ}_{H_2O} = 400.67 \text{ mm de Hg.}$$

$$P_t = 402.55 + 347.63 = 750.18 \neq 760 \text{ mm de Hg.}$$

Suponiendo $T = 83.32^{\circ} C$.

$$P^{\circ}_E = 921.93 \text{ mm de Hg.} \quad P^{\circ}_{H_2O} = 405.47 \text{ mm de Hg.}$$

$$P_t = 407.2039 + 351.7926 = 758.9965 \neq 760 \text{ mm de Hg.}$$

Suponiendo $T = 83.32^{\circ} C$.

$$P^{\circ}_E = 922.63 \text{ mm de Hg.} \quad P^{\circ}_{H_2O} = 408.5 \text{ mm de Hg.}$$

$$P_t = 407.51 + 352.09 = 758.9965 \cong 760 \text{ mm de Hg.}$$

Por lo tanto, si $T_E = 83.32^{\circ} C$. entonces $P^{\circ}_E = 922.63 \text{ mm de Hg.}$

y

$$y^*_E = \frac{P^{\circ}_E x_E \gamma_E}{P_t} = \frac{922.63(0.2)(2.2084321)}{760}$$

$$y^*_E = 0.5362$$

2.4 ENTALPIAS si $T_0 = 0^{\circ} \text{C}$.

$$\begin{aligned} H_L &= x_E [C_{P_E}(T-T_0)] + (1-x_E) [C_{P_{H_2O}}(T-T_0)] \\ &= 0.2 \left[0.75 \left(46 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \right) (83.32-0) \right] + 0.8 \left[1 \left(18 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \right) (83.32-0) \right] \\ &= 574.9 + 1199.8 = \\ H_L &= 1774. \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_E &= R \left[\frac{T_c \times T_e}{T_c - T_e} \right] \ln P_c \\ &= 1.987 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol } ^{\circ}\text{K}} \left[\frac{516(83.32+273)}{516 - (83.32+273)} \right] \ln 63 \\ &= 2287.9 (4.143) \\ &= 9479 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \end{aligned}$$

$$\lambda_{H_2O} = 1.987 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol } ^{\circ}\text{K}} \left[\frac{647.3(83.32+273)}{647.3 - (83.32+273)} \right] \ln 218.4$$

$$\lambda_{H_2O} = 8483 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$\begin{aligned} H_G &= y^*_E [C_{P_E}(T-T_0) + \lambda_E] + (1-y^*_E) [C_{P_{H_2O}}(T-T_0) + \lambda_{H_2O}] \\ &= 0.5362 [0.75 (46) (83.32) + 9479] + \\ &\quad 0.4638 [1 (18) (83.32) + 8483] = \\ &= 6623.96 + 4630.0 \end{aligned}$$

$$H_G = 11253.96 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

Procediendo de la misma forma se obtienen los siguientes datos:

T °C	x_E	y^*_E	H_L kcal/kgmol	H_G kcal/kgmol
100	0	0	1799.805	11219.78
87.054	0.1	0.432	1710.627	11355.16
83.32	0.2	0.5362	1774.7	11253.96
81.64	0.3	0.5878	1873.705	11210.02
80.614	0.4	0.6267	1983.121	11195.98
79.80	0.5	0.6642	2094.82	11197.56
79.15	0.6	0.7069	2208.38	11224.95
78.61	0.7	0.7573	2322.99	11277.7
78.28	0.8	0.8209	2442.57	11379.32
78.12	0.9	0.8984	2566.41	11526.3
78.34	1.0	1.0	2702.78	11767.81

Tabla 3-5

3. DIAGRAMA

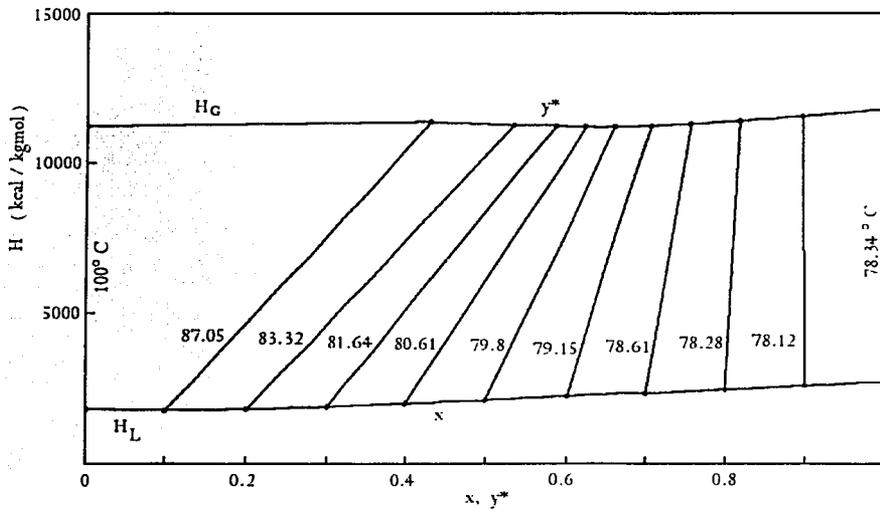


Figura 3-11 Diagrama H vs. composición para el sistema etanol-agua a 760mm de Hg.

3.2.4 Uso de los diagramas

Los diagramas de entalpía concentración, además de representar gráficamente el equilibrio de mezclas binarias, permite también la resolución en forma gráfica de ciertos problemas. En esos diagramas se puede obtener rápidamente la composición, la temperatura y la entalpía de las mezclas binarias allí representadas. Por ejemplo, En la figura 3-12 todo punto tal como el A, que está sobre la línea de burbuja, representa una mezcla líquida saturada o sea que está a su punto de ebullición. El punto A indica una mezcla con 73% de benceno en mol, la cual tiene una temperatura de ebullición de 80° C. a 586 mm de Hg. y una entalpía de 3200 kcal/kgmol.

En el mismo diagrama, el punto B representa una mezcla de vapores a su punto de rocío (saturada), que contiene 60% en mol de benceno y 40% de etilbenceno y que está a la temperatura de 105° C, a la presión de 586 mm de Hg. y cuya entalpía es de 12600 kcal/kgmol.

Todo punto tal como el C representa a líquidos subenfriados, mientras que el D indica una mezcla de vapores sobrecalentados. El punto E que se encuentra entre

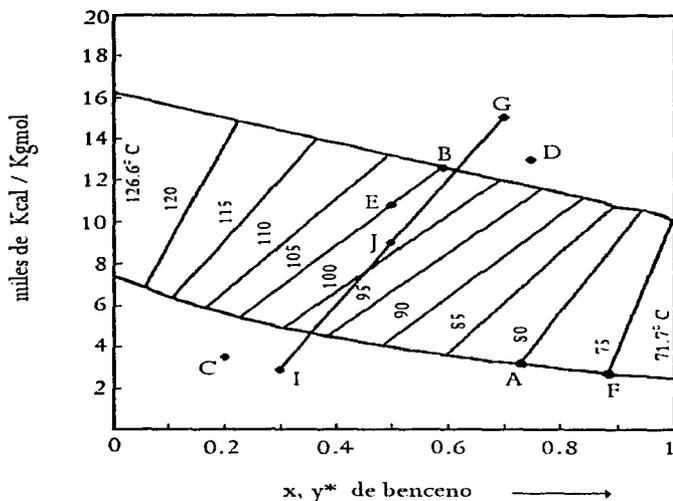


Figura 3-12

las líneas de rocío y de burbuja representan una mezcla de líquidos y vapores en equilibrio tal y como se produciría una destilación flash. En el diagrama presentado esto corresponde a una mezcla con una composición global del 50 % de benceno en mol, con una temperatura de 105° C. y una entalpía de 10700 kcal/kgmol. Si permitimos la separación de las fases gaseosa y líquida que forma la mezcla obtendríamos una fase líquida con 22.5% de benceno, una entalpía de 5400 kcal/kgmol y una temperatura de 105° C. La fase gaseosa en equilibrio con la líquida tendría una composición de 60% de benceno, una entalpía de 12600 kcal/kgmol y claro también una temperatura de 105° C.

3.2.5 Regla del brazo de la palanca

En el proceso que se muestra en la figura 3-13 un fluido constituido por una mezcla de vapor-líquido que tiene una entalpía total H_A y una composición x_A entra a velocidad de A kgmol/h. Las corrientes de salida de D kgmol de vapor/h. y F kgmol de líquido/h. cuyas composiciones son y_D^* y x_F , respectivamente están en equilibrio.

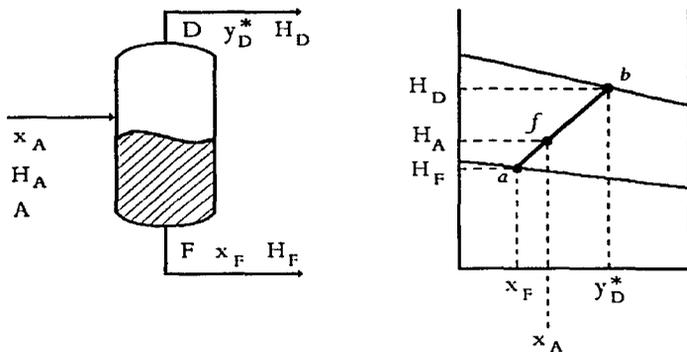


Figura 3-13 Ilustración del principio de brazo de palanca y de líneas de unión.

Escribiendo un balance general y otro con respecto al componente más volátil A ,

$$A = D + F \quad (3-16)$$

$$A x_A = D y_D^* + F x_F \quad (3-17)$$

Despejando A de (3-16) y sustituyendo en (3-17) y reordenando,

$$\frac{D}{F} = \frac{x_A - x_F}{y^*_{D} - x_A} \quad (3-18)$$

Escribiendo un balance de entalpía

$$H_A A = H_D D + H_F F \quad (3-19)$$

Sustituyendo (3-16) en (3-19) y reordenando,

$$\frac{D}{F} = \frac{H_A - H_F}{H_D - H_A} \quad (3-20)$$

Igualando (3-18) y (3-20),

$$\frac{D}{F} = \frac{x_A - x_F}{y^*_{D} - x_A} = \frac{H_A - H_F}{H_D - H_A} \quad (3-21)$$

Reordenando,

$$\frac{x_A - x_F}{y^*_{D} - x_A} = \frac{H_A - H_F}{H_D - H_A} \quad (3-22)$$

Esto muestra que en un diagrama de entalpía composición, los puntos a , b y f que representan las corrientes F , D y A , deben estar en una línea recta. Además, puesto que las corrientes D y F están en equilibrio, estarán situadas en una línea de unión. Esta línea de unión se localiza por medio de un método de aproximaciones sucesivas cuando se conocen A , x_A y H_A (punto f de la figura 3-13).

Si se considera que la línea af es la hipotenusa de un triángulo rectángulo, usando las propiedades de triángulos rectángulos, se establece que,

$$\frac{D}{F} = \frac{af}{fb} \quad (3-23)$$

Esta es la regla del brazo de palanca invertido que establece que los kgmol de A/kgmol de F es igual a la longitud de la línea af / longitud de la línea fb .

Regresando con la figura 3-12, si se aplica además la regla de la palanca, se puede saber la cantidad de vapor y líquido que se obtendría en el flash. En el ejemplo presentado, la mezcla indicada por el punto E contiene 32.5% de líquido y 67.5% de vapor.

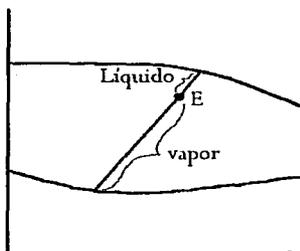


Figura 3-14 regla del brazo de la palanca inversa

En los diagramas de entalpía composición, se pueden obtener además rápidamente los requerimientos energéticos necesarios en los procesos de enfriamiento y calefacción. Por ejemplo para llevar la mezcla líquida F, desde el punto F hasta el punto E (figura 3-12) se requerirán 8000 kcal/kgmol, ya que $H_F = 2700$ kcal/kgmol y $H_E = 10700$ kcal/kgmol.

Por último, es también posible representar en esos diagramas la mezcla de varias corrientes. Por ejemplo, si mezclamos adiabáticamente partes iguales de G con I (véase figuras 3-12 y 3-15; obtendremos que la mezcla resultante caería en J ($x = 0.5$, $H = 9000$).

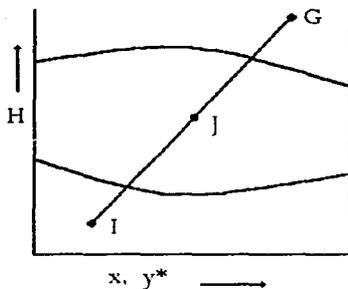


Figura 3-15

PROBLEMA 4

Utilizando el diagrama de equilibrio siguiente, indique cual es la composición, temperatura, entalpía y estado físico de los puntos A, B, D y E. ¿Cuál sería la composición de las fases gaseosa y líquida resultantes de la mezcla representada por el punto E? Si se mezclan adiabáticamente tres partes de la mezcla representada por el punto P con un parte de la representada por el punto M. ¿Cuál sería la composición de la mezcla resultante?

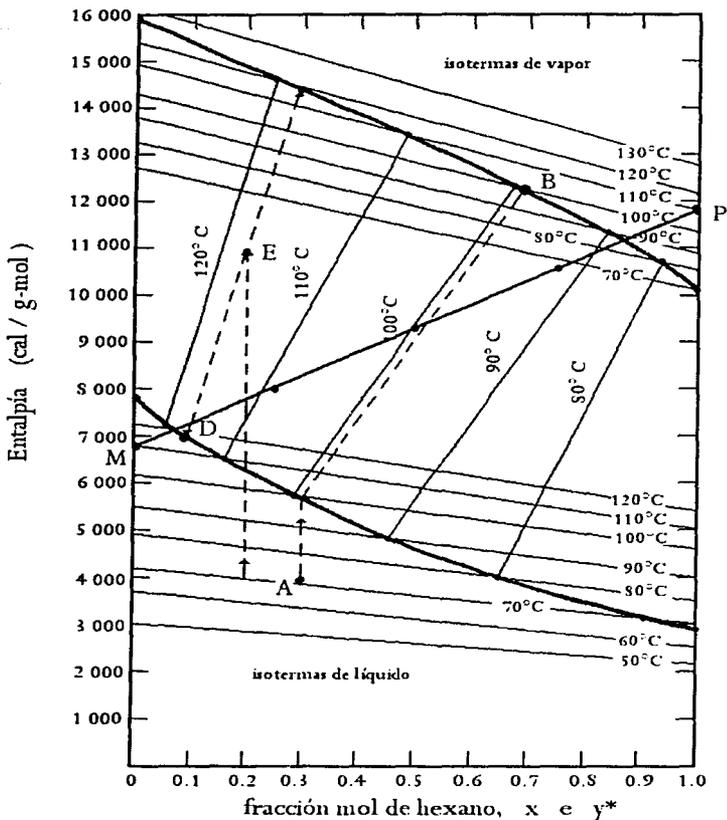


Figura 3-16 Diagrama H, x-y* del sistema hexano-octano.

1. CÁLCULOS

1.1 PUNTO A

De acuerdo con el diagrama de equilibrio se obtiene que el punto A es un líquido subenfriado.

$$x_A^{\text{HEXANO}} = 0.3$$

$$T_A = 71^\circ \text{C}$$

$$x_A^{\text{OCTANO}} = 0.7$$

$$H_A = 4\,000 \text{ cal/g-mol}$$

1.2 PUNTO B

El punto B representa una mezcla de vapores a su temperatura de rocío

$$y_B^{\text{HEXANO}} = 0.7$$

$$T_B = 100^\circ \text{C}$$

$$y_B^{\text{OCTANO}} = 0.3$$

$$H_B = 12\,250 \text{ cal/g-mol}$$

1.3 PUNTO D

El punto D corresponde a un líquido saturado

$$x_D^{\text{HEXANO}} = 0.09$$

$$T_D = 118^\circ \text{C}$$

$$x_D^{\text{OCTANO}} = 0.91$$

$$H_D = 7\,000 \text{ cal/g-mol}$$

1.4 PUNTO E

El punto E representa una mezcla de vapor y líquido con una composición global

$$x_E^{\text{HEXANO}} = 0.2$$

$$T_E = 118^\circ \text{C}$$

y

$$H_E = 11\,000 \text{ cal/g-mol}$$

El punto E daría un líquido con una composición global

$$x_D^{\text{HEXANO}} = 0.09$$

$$T_D = 118^\circ \text{C}$$

y

$$H_D = 7\,000 \text{ cal/g-mol}$$

La composición de la fase gaseosa sería

$$x_F^{\text{HEXANO}} = 0.3$$

$$T_F = 118^\circ \text{C}$$

y

$$H_F = 14\,800 \text{ cal/g-mol}$$

1.5 COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA RESULTANTE DE UNIR P CON M

Mediante una línea recta, se une el punto P con el M. Esta línea representa todas las mezclas posibles de P con M. De acuerdo con el enunciado del problema:

$$P = 3$$

$$P/M = 3$$

$$M = 1$$

$$P + M = 4$$

Si dividimos la línea PM en cuatro partes iguales, el punto de mezcla quedará a un cuarto de la distancia que hay desde P. La mezcla final debe parecerse más a P que a M. La composición final será:

$$x^{\text{HEXANO}} = 0.75 \quad T = 92^\circ \text{C} \quad H = 10\,600 \text{ cal/g-mol}$$

2. RESULTADOS

Punto A	$x_A^{\text{HEXANO}} = 0.3$	$T_A = 71^\circ \text{C}$	$H_A = 4\,000 \text{ cal/g-mol}$
Punto B	$y_B^* \text{HEXANO} = 0.7$	$T_B = 100^\circ \text{C}$	$H_B = 12\,250 \text{ cal/g-mol}$
Punto D	$x_D^{\text{HEXANO}} = 0.09$	$T_D = 118^\circ \text{C}$	$H_D = 7\,000 \text{ cal/g-mol}$
Punto E	$x_E^{\text{HEXANO}} = 0.2$	$T_E = 118^\circ \text{C}$	$H_E = 11\,000 \text{ cal/g-mol}$

El punto E produce un líquido con 9% de hexano y un vapor con 30% de hexano en mol.

La composición de la mezcla resultante de P y M es de 75% en mol de hexano.

3.3 MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT

3.3.1 Antecedentes

En la industria, la separación de dos componentes volátiles por lo general se realiza sobre una base continua, mediante una columna de destilación o de fraccionamiento, como se muestra en la figura 3-17. La alimentación A, se introduce en forma continua en algún punto intermedio de la columna. El calor que se introduce al rehervidor q_R vaporiza una parte del líquido. Este vapor asciende por la columna debido a que su densidad es menor que la del líquido que desciende. Se proporcionan etapas en la columna para permitir contacto íntimo del vapor y del líquido periódicamente. El vapor que abandona el plato de la parte superior G_1 de la columna entra al condensador, donde el calor se remueve por enfriamiento con agua o algún otro medio de enfriamiento q_c . Una parte del líquido que se condensa se regresa a la columna como reflujo líquido L_0 y el restante se convierte en el producto destilado D.

La combinación de la generación de vapor en el rehervidor y la condensación del líquido en el condensador, con sus respectivas corrientes regresando a la torre, diferencia la destilación continua de las separaciones en equilibrio o flasheo diferencial. El vapor del rehervidor y el líquido de reflujo permiten obtener productos de elevada pureza y al mismo tiempo proporciona recuperación mucho mayor de los materiales útiles alimentados a la columna.

El condensador puede operar ya sea como un condensador total o como un condensador parcial. En el primer tipo, todo el vapor que entra al condensador se condensa y el reflujo que regresa a la columna, tiene la misma composición que el destilado o producto superior D. En el caso de un condensador parcial, solamente una parte del vapor que entra al condensador se condensa a líquido. En la mayor parte de este segundo tipo de condensadores, sólo se condensará el líquido suficiente con el fin de proporcionar el reflujo para la torre. No obstante, en algunos casos, se condensará más líquido del que se requiere para el reflujo, y en realidad serán dos los productos destilados, uno que tenga la misma composición que la del reflujo, y el otro un producto en forma de vapor. En ambos tipos de condensadores parciales, el vapor y el líquido que salen del condensador se encuentran muy cerca del equilibrio uno con otro.

La sección de la columna ubicada entre el plato de alimentación y el condensador por lo regular se conoce como la sección de rectificación o de enriquecimiento de la columna. En la sección de rectificación, el plato de la parte superior (domo) por lo general se denota como el plato 1 y el plato inmediatamente arriba del de alimentación es el plato Enésimo. La sección de platos que se encuentra entre el plato de alimentación y

el rehervidor por lo común se denomina sección de aligeración o agotamiento. El plato del fondo en la sección de agotamiento se numera etapa M y el plato de la parte superior es la etapa Emésima.

El diseño de una columna de destilación para operación continua requiere información acerca de la interrelación de tres variables: el número de platos que se requiere, el régimen de reflujo que se requiere y el calor de entrada que se requiere en el rehervidor.

En la siguiente sección comenzaremos el estudio del método de Ponchon-Savarit, el cual realiza análisis en las diferentes secciones de la torre y por lo tanto iniciaremos por la sección de enriquecimiento.

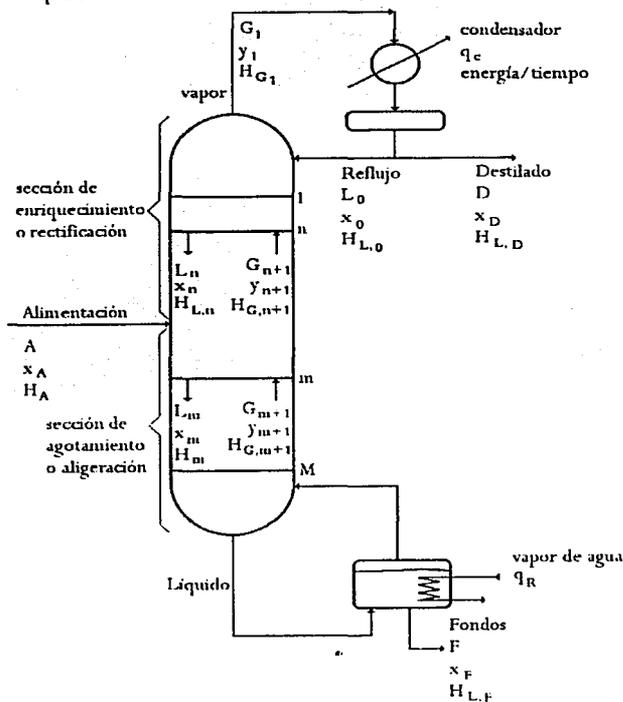
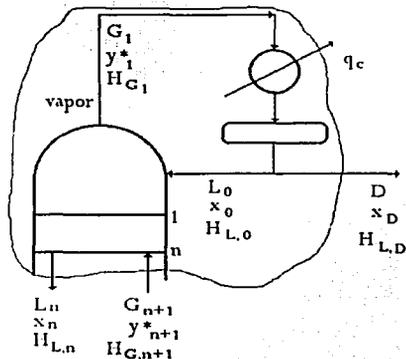


Figura 3-17 Operación unitaria de destilación fraccionada

3.3.2 Sección de enriquecimiento



De acuerdo con la figura (3-18), los balances de materia y energía en la sección de enriquecimiento de una torre de destilación serían:

$$G_{n+1} = D + L_n \quad (3-24)$$

$$G_{n+1} y_{n+1}^* = D x_D + L_n x_n \quad (3-25)$$

$$G_{n+1} H_{G,n+1} = D H_{L,D} + L_n H_{L,n} + q_c \quad (3-26)$$

Figura 3-18 sección de enriquecimiento.

En donde:

- D = moles de líquido destilado
- G_{n+1} = moles de vapor entrantes a la etapa n y que provienen de la etapa $n+1$
- y_{n+1}^* = composición en fracción mol de los vapores salientes de la etapa $n+1$
- $H_{G,n+1}$ = entalpía de la corriente saliente de la etapa $n+1$. (vapor)
- $H_{L,n}$ = entalpía de la corriente saliente de la etapa n . (líquido)
- q_c = calor quitado en el condensador

Por conveniencia el calor total perdido en el condensador Q_D , se suele expresar en términos de calor perdido q_c , por unidad de destilado D , por lo que:

$$Q_D = \frac{q_c}{D} \quad (3-27)$$

Por lo que la ecuación (3-26) se convierte en

$$G_{n+1} H_{G,n+1} = L_n H_{L,n} + D (H_{L,D} + Q_D) \quad (3-28)$$

Arreglando la ecuación (3-24) quedaría:

$$G_{n+1} - L_n = D \quad (3-29)$$

Lo que nos indica que la diferencia entre cualquiera de las corrientes en la sección de enriquecimiento es constante e igual al destilado D .

Rearreglando (3-25) y (3-28)

$$G_{n+1} y_{n+1} - L_n x_n = D x_D \quad (3-30)$$

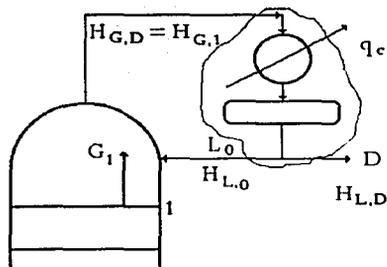
$$G_{n+1} H_{G,n+1} - L_n H_{L,n} = D (H_{L,D} + Q_D) \quad (3-31)$$

La ecuación (3-30) nos indica que el flujo neto del componente más volátil en la sección es constante e igual a la cantidad destilada de ese componente. La ecuación (3-31) indica que el flujo de calor neto Q_D , es también una constante.

Las ecuaciones (3-29), (3-30) y (3-31) se deben resolver simultáneamente para obtener el número de platos requeridos. Esas ecuaciones indican que hay un punto en común (Δ_D) por donde pasan todas las líneas de operación de la sección de enriquecimiento y que ese punto tiene las coordenadas $(x_D, H_{L,D} + Q_D)$.

En el caso más sencillo de destilación, que es la de un condensador total, tendremos que la composición de G_1 y de L_0 es la misma y que $H_{L,0} = H_{L,D}$.

Aplicando las ecuaciones anteriores hasta el primer plato, tendríamos también, según la figura 3-19 :



$$G_1 = L_0 + D \quad (3-32)$$

$$G_1 y_1 = L_0 x_0 + D x_D \quad (3-33)$$

$$G_1 H_{G,1} - L_0 H_{L,0} = D (H_{L,D} + Q_D) \quad (3-34)$$

Reordenando:

$$(L_0 + D) H_{G,1} - L_0 H_{L,0} = D (H_{L,D} + Q_D)$$

Figura 3-19

$$L_o (H_{G,1} - H_{L,o}) = D [(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}]$$

$$\frac{L_o}{D} = R_D = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,o}}$$

pero como $H_{L,o} = H_{L,D}$

$$\frac{L_o}{D} = R_D = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}} \quad (3-35)$$

La relación $\frac{L_o}{D}$ es conocida como reflujo externo (R_D). Esta relación puede representarse en un diagrama de entalpía concentración (figura 3-20).

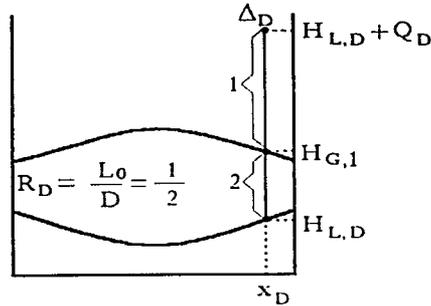


Figura 3-20 Reflujo externo

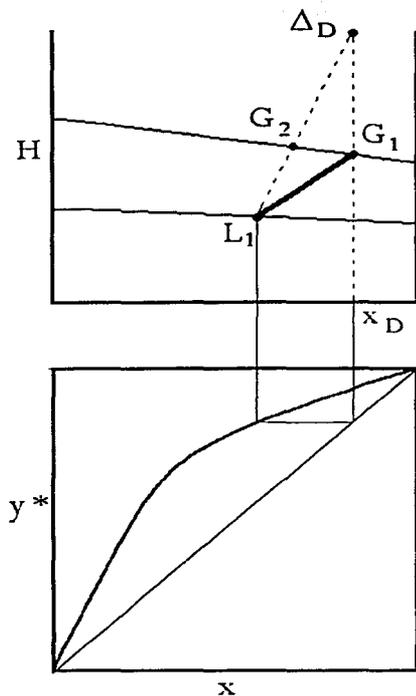


Figura 3-21

brazo de la palanca.

A continuación seguiremos con la elaboración del siguiente plato teórico, que será ejemplificada en la figura 3-22. ¿Cómo se traza la línea de unión o de reparto G_2, L_2 ? Esto se hace de la siguiente manera:

A partir del punto G_2 , trace una línea completamente vertical hasta tocar la línea de 45° del diagrama de equilibrio y^* vs. x . (punto c).

Al punto Δ_D se le llama punto de diferencia, y tiene una entalpía igual a $(H_{L,D} + Q_D)$ y composición x_D . El punto Δ_D es un punto de operación común para todos los valores de G_{n+1} y L_n en la sección de enriquecimiento de la torre de destilación.

Este punto Δ_D se incluye también en la figura 3-21. En la figura se muestra además, la localización de G_1 , que tiene una composición $y^*_1 = x_1$, para un condensador total. El líquido L_1 está en equilibrio con G_1 y se localiza trazando una línea de unión o de reparto que pase por G_1 e intercepte a la línea de líquido saturado en L_1 . A continuación se traza una línea en forma de $L_1 \Delta_D$ que intercepte a la línea de vapor saturado en G_2 .

Con respecto a la ecuación (3-29),

$$D = G_2 - L_1$$

o

$$D + L_1 = G_2$$

Por consiguiente, G_2 debe estar en una sola línea con L_1 y Δ_D , tal como se demostró en la deducción de la regla del

A partir del punto c , se traza una línea completamente horizontal hasta la curva de equilibrio del diagrama y^* vs. x (punto d).

Del punto d se traza una línea vertical hasta la línea de líquido saturado o punto de burbuja. Donde encontraremos L_2 . Y para encontrar G_1 , se traza la línea $L_2\Delta_D$, donde intercepte con la línea de vapor saturado, ahí se tendrá el punto G_1 .

Este proceso de la figura 3-22 se continúa, escalonando los platos teóricos en la sección de enriquecimiento de la torre. En la siguiente sección se estudiará el método para localizar el punto de operación en la sección de agotamiento, lo cual también indicará el momento en el que se pasa por el plato de alimentación; en la figura 3-22, la alimentación es parte vapor y parte líquido.

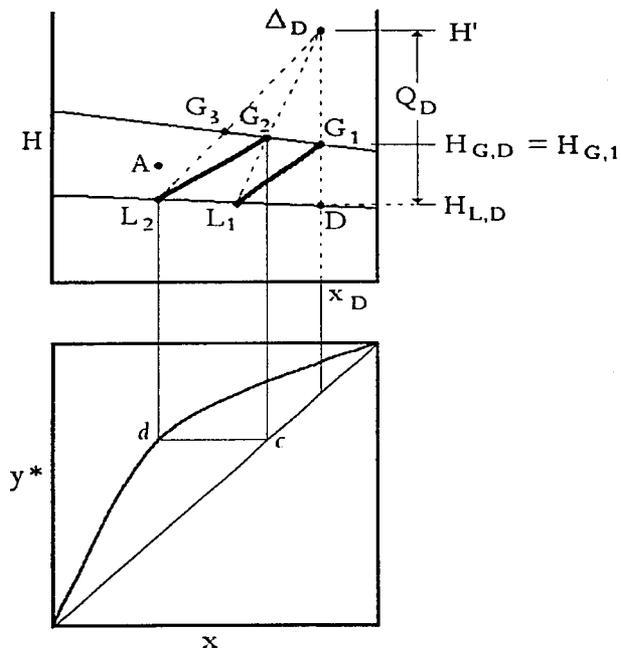


Figura 3-22 Número de etapas en la sección de enriquecimiento.

3.3.3 Sección de agotamiento

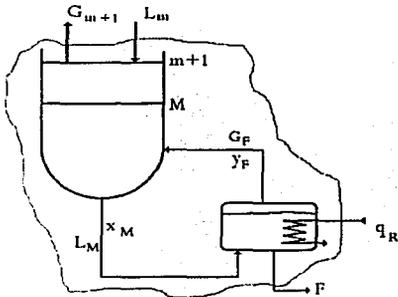


Figura 3-23

Para analizar la sección de agotamiento de una torre fraccionadora, se llevan a cabo un balance de materiales total y un balance de materiales de componentes en la figura 3-23.

$$L_m = F + G_{m+1} \quad (3-36)$$

$$L_m x_{m+1} = F x_F + G_{m+1} y_{m+1} \quad (3-37)$$

Reordenando (3-36) y escribiéndola para los diversos platos,

$$F = L_m - G_{m+1} = L_{m-1} - G_m = L_M - G_F = \dots \quad (3-38)$$

Nuevamente, esta diferencia entre las dos corrientes en contacto es un valor constante F .

El mismo fundamento sucedería con la ecuación (3-37), en la cual la composición de esta corriente de diferencia sería una constante x_F .

Por conveniencia el calor total que entra en el rehedor Q_F , se suele expresar en términos de calor que entra q_R , por unidad de fondo F , por lo que:

$$Q_F = \frac{q_R}{F} \quad (3-39)$$

Efectuando un balance de entalpía con una entrada de q_R al rehedor de la figura 3-23.

$$L_m H_{L,m} + q_R = F H_{L,F} + G_{m+1} H_{G,m+1} \quad (3-40)$$

Despejando q_R de (3-39) y sustituyendo en (3-40), tenemos:

$$L_m H_{L,m} + F Q_F = F H_{L,F} + G_{m+1} H_{G,m+1}$$

$$F H_{L,F} - F Q_F = L_m H_{L,m} - G_{m+1} H_{G,m+1}$$

$$F (H_{L,F} - Q_F) = L_m H_{L,m} - G_{m+1} H_{G,m+1} \quad (3-41)$$

Nuevamente, la diferencia de entalpía entre las corrientes en contacto es constante, siendo la entalpía $(H_{L,F} - Q_F)$.

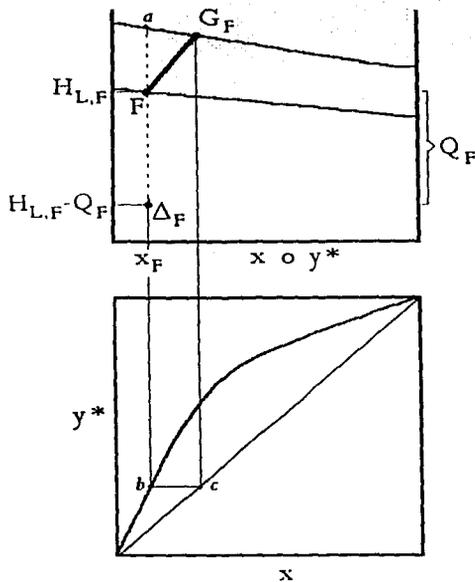


Figura 3-24

también llamado plato teórico.

A continuación se traza la línea $G_F \Delta_F$, ver figura 3-25. que intercepta a la línea de líquido saturado en L_M . Reordenando (3-38)

$$G_F + F = L_M \quad (3-42)$$

Por consiguiente, L_M debe estar en una misma línea con G_F y Δ_F . A continuación se traza la línea de unión $L_M G_M$. Este proceso se continúa escalonando los platos teóricos.

A este nuevo punto de diferencia en la sección de agotamiento le llamaremos Δ_F , y tiene entalpía $(H_{L,F} - Q_F)$. Y una composición x_F . Este punto Δ_F es un punto de operación similar al punto Δ_D de la sección de enriquecimiento. Este punto Δ_F se incluye en la figura 3-24.

Para trazar el plato del fondo empezamos en el punto Δ_F ; de ahí, se traza una línea vertical que tenga de extremos, la intersección con la línea de vapor saturado (punto a) y la línea de equilibrio del diagrama y^* vs. x (punto b). Después se traza una línea a partir del (punto b) uniéndolo horizontalmente con la línea de 45° del diagrama y^* vs. x (punto c). Se sigue a partir del (punto c) verticalmente hasta la línea de vapor saturado (punto G_F).

Ahora sí, se une G_F con F y esta línea es la de unión o reparto, o

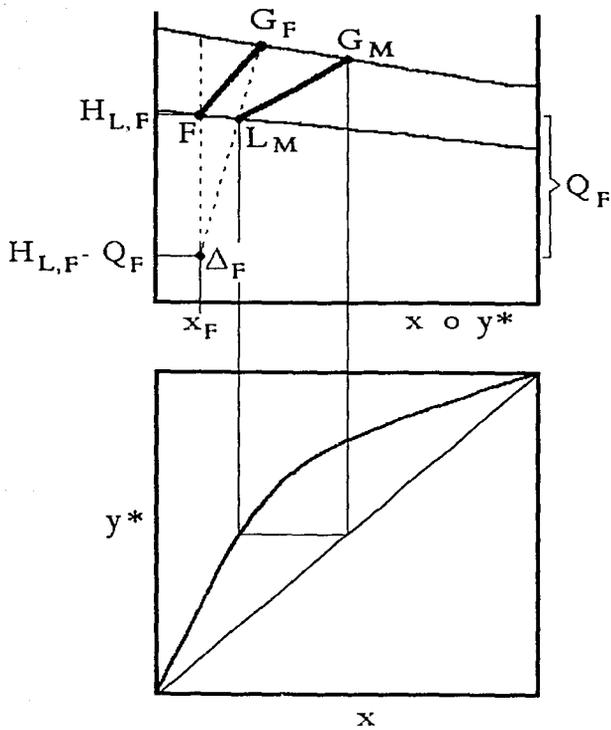


Figura 3-25 Número de etapas teóricas en la sección de agotamiento

3.3.4 Columna completa

Existen dos puntos de operación Δ_D y Δ_F , para la totalidad de la columna de destilación. Para obtener una relación entre ambos puntos, se lleva a cabo un balance general de entalpía en la totalidad de la columna.

$$A H_A + q_R = D H_{L,D} + F H_{L,F} + q_C \quad (3-43)$$

Reordenando,

$$A H_A = F (H_{L,F} - Q_F) + D (H_{L,D} + Q_D) \quad (3-44)$$

Los dos términos del lado derecho representan a los puntos de operación Δ_D y Δ_F . La entalpía del punto F es $H'_F = (H_{L,F} - Q_F)$, y la de D es $H'_D = (H_{L,D} + Q_D)$.

Por lo tanto, los tres puntos A, Δ_D y Δ_F , deben quedar en una línea recta con A situado entre Δ_D y Δ_F . Ver figura 3-26.

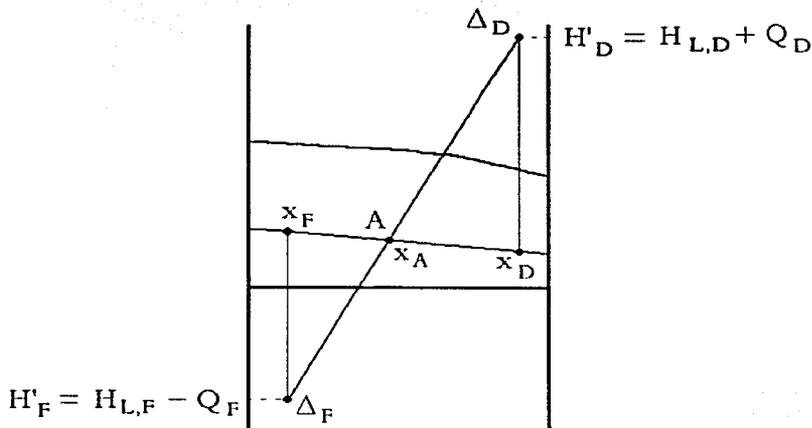


figura 3-26

3.3.5 Determinación del número de etapas

La construcción gráfica para el número de etapas teóricas puede iniciarse, tal como se muestra en la figura 3-27, tanto en la parte superior como en la inferior de la torre. Cuando una línea de unión o de equilibrio cruza la línea $\Delta_D A \Delta_F$ (que pasa a través de la condición de alimentación A), se usa el otro punto de diferencia para el resto de la torre. Esto representa la localización óptima del plato de alimentación. En la figura 3-27, la alimentación está situada en el quinto plato, enumerando desde arriba (domo). La torre tiene un total de ocho etapas teóricas o siete platos teóricos y un rehervidor.

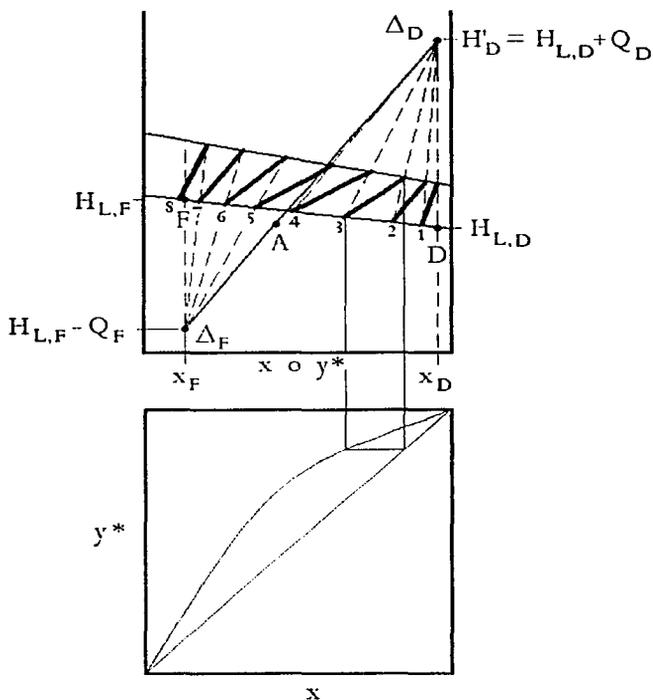


Figura 3-27 Determinación gráfica del número de etapas teóricas en una torre de destilación completa

3.3.6 Reflujo total y reflujo mínimo

La relación de reflujo $R_D = L / D$ puede determinarse de la siguiente manera. Primero se reordena la ecuación (3-28)

$$G_{n+1} H_{G,n+1} = L_n H_{L,n} + D (H_{L,D} + Q_D)$$

Reemplazando G_{n+1} por $L_n + D$, para después factorizar y obtener

$$\frac{L_n}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,n+1}}{H_{G,n+1} - H_{L,n}} \quad (3-45)$$

Esta igualdad proporciona el valor de $\frac{L_n}{D}$ interno. Par la relación de reflujo en la parte superior de la torre, la ecuación (3-45) se transforma en la siguiente expresión para dicha parte superior de la torre:

$$R_D = \frac{L}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}} = \frac{H_D - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}} \quad (3-46)$$

donde, $H_{G,1} = H_{G,D}$ = entalpía del vapor en el plano superior de la figura 3-19. En la figura 3-22, la localización del punto de operación Δ_D se sitúa de tal manera que la distancia $H' - H_{G,1}$ dividida entre la distancia $H_{G,1} - H_{L,D}$ sea igual a R_D . Procediendo de otra forma, se grafica el punto Δ_D correspondiente a $H' = (H_{L,D} + Q_D)$ y x_D .

Al aumentar el reflujo, L_D / D aumenta el punto Δ_D , el cual deberá colocarse más arriba.

Cuando el reflujo tiende hacerse muy grande o se hace total, el punto Δ_D se encuentra localizado en el infinito y las líneas de operación se hacen verticales. En este caso el número de etapas es el mínimo. Ver figura 3-28.

En reflujo total

$$D = 0$$

$$Q_D = \frac{q_C}{D} = \infty$$

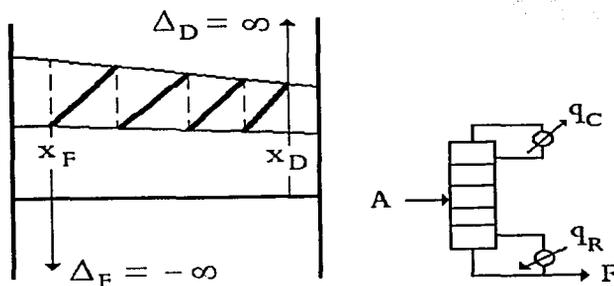


Figura 3-28 Reflujo total

El reflujo mínimo se presenta junto con un número infinito de etapas y con un mínimo de requerimientos de calor y de agua de enfriamiento. El reflujo mínimo en el método de Ponchon-Savarit se obtiene cuando las líneas de operación y de equilibrio coinciden. En el diagrama de equilibrio esto se logra haciendo pasar a través de la alimentación una línea paralela a la línea de equilibrio, más próxima.

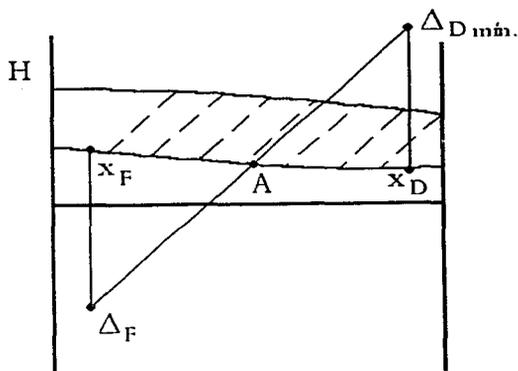


Figura 3-29 Trazo para conocer $\Delta_{D\text{mín}}$ y evaluar reflujo mínimo, realizado paralelamente a la línea de equilibrio más cercana al punto A.

3.3.7 Procedimiento paso a paso para el cálculo del número de etapas ideales por el método de Ponchon-Savarit.

1.- Construya el diagrama de entalpía composición del sistema a la presión de operación requerida.

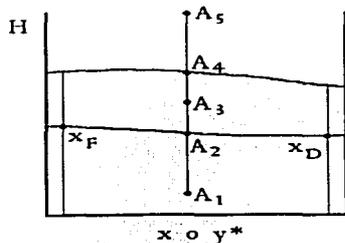


Figura 3-30

2.- Coloque sobre el diagrama los puntos de alimentación, destilado y fondos. La posición dependerá tanto de la composición como de la entalpía. En la figura 3-30, A₁ es un líquido subenfriado. A₂ es un líquido a su punto de burbuja. A₃ es una mezcla de vapor y de líquido. A₄ representa la alimentación en forma de vapor saturado. A₅ es un vapor sobrecalentado.

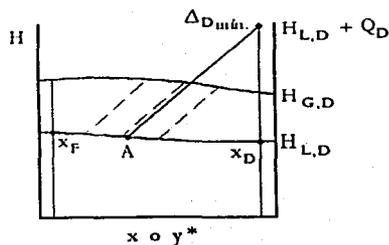


Figura 3-31

3.- Localice el reflujo mínimo (si es que no se conoce el reflujo que se va a utilizar). Esto se logra haciendo pasar por la alimentación una línea paralela a la línea de equilibrio más cercana y prolongándola hasta que choque con una línea vertical que parte del destilado. Véase figura 3-31. El reflujo mínimo es, ecuación (3-46):

$$R_{D\text{mín}} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,D}}{H_{G,D} - H_{L,D}}$$

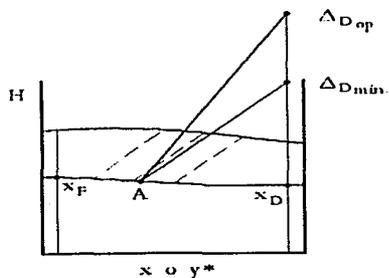


Figura 3-32

4.- Localice el punto Δ_D de operación. Este punto es siempre mayor que el mínimo. El reflujo de operación puede ser de 1.5 a 2.5 veces el mínimo o ser aún mayor debido a requerimientos del proceso.

$$R_{D\text{op}} = R_{D\text{mín}} (\alpha)$$

α = relación de reflujo

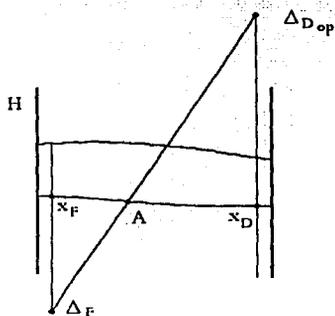


Figura 3-33

5.- Localice el punto Δ_F . Con el refluj de operación se puede localizar fácilmente el punto Δ_F , pues basta prolongar la línea que une a la alimentación con el punto $\Delta_{D op}$, hasta que cruce x_F . Ver figura 3-33.

6.-Etapas en la sección de enriquecimiento. El número de etapas se obtiene con el uso alternado de las líneas de operación y las de equilibrio. El procedimiento se sigue hasta que una de las líneas de equilibrio atraviese la línea de operación total.

Véase figura 3-34A.

7.- Etapas en la sección de agotamiento. Cuando la composición saliente de un plato es menor que la de alimentación, las líneas de operación se dibujan a partir del punto Δ_F . El uso alternativo de estas líneas y la de equilibrio, darán las etapas requeridas. El procedimiento continúa hasta que la composición del líquido saliente de alguna etapa sea menos que la requerida para los fondos. Véase figura 3-34B.

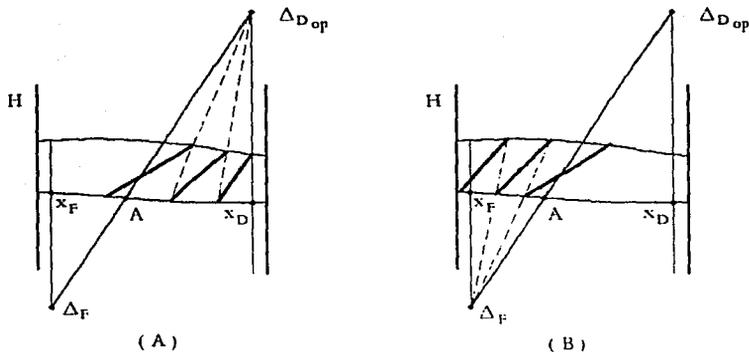


Figura 3-34

8.- Requerimiento de agua de enfriamiento y de vapor de calentamiento. Los requerimientos energéticos se obtienen a partir de los puntos Δ_D y Δ_F , ya que allí se leen los datos $(H_{L,D} + Q_D)$ y de $(H_{L,F} - Q_F)$.

PROBLEMA 5

En una planta petroquímica se tiene una corriente de 5000 kg/h. La cual contiene 50% de metanol en peso y el resto de agua. Para concentrar el metanol se ha pensado en una columna de destilación a una presión de 760 mm. de Hg.

¿Cuántos platos ideales se requerirán si el destilado debe contener 95% en peso de metanol y el residuo 5%?

Se piensa utilizar un reflujo de 1.14285 y meter la alimentación a su punto de burbuja.

¿Cuánto calor se debe quitar en el condensador y, cuanto se debe añadir en el calderín?. ¿A que porcentaje del reflujo mínimo se operará?

Datos de equilibrio

x = fracción mol de metanol en el líquido	y^* = fracción mol de metanol en el vapor	H_G kcal/kgmol	H_L kcal/kgmol
0	0	11421	1800
0.05	0.272	11322	1687
0.1	0.418	11231	1620
0.15	0.509	11113	1577
0.2	0.575	11009	1549
0.25	0.624	10910	1529
0.3	0.665	10823	1515
0.35	0.699	10746	1504
0.4	0.73	10676	1496
0.45	0.758	10612	1489
0.5	0.7825	10540	1483
0.55	0.808	10486	1479
0.6	0.83	10427	1475
0.65	0.8537	10372	1467
0.7	0.874	10314	1464
0.75	0.896	10262	1461
0.8	0.916	10208	1458
0.85	0.938	10160	1455
0.9	0.958	10110	1452
0.95	0.978	10058	1450

Tabla 3-6

1. TRADUCCIÓN

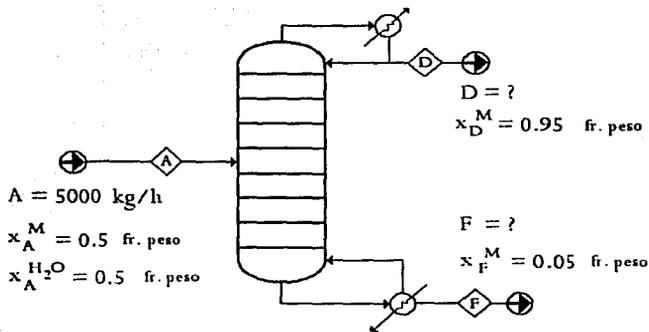


Figura 3-35

2. PLANTEAMIENTO

2.1 DISCUSIÓN

Se usará el método de Ponchon-Savarit para resolver el problema.

2.2 ECUACIONES DE BALANCE DE MATERIA

$$x_A^M \text{ [fracción mol]} = \frac{\frac{\% \text{ peso de metanol en A}}{PM^M}}{\frac{\% \text{ peso de metanol en A}}{PM^M} + \frac{\% \text{ peso de agua en A}}{PM^{H_2O}}}$$

$$A \text{ [kgmol/h]} = \frac{(A) \text{ fr. peso de metanol}}{PM^M} + \frac{(A) \text{ fr. peso de agua}}{PM^{H_2O}}$$

$$A = D + F$$

$$A x_A^M = D x_D^M + F x_F^M$$

2.3 REFLUJO

$$R_D = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}}$$

3. CÁLCULOS

3.1 BALANCES

$$A = \frac{5000(0.5)}{32} + \frac{5000(0.5)}{18} = 217 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$x_A^M \text{ [fr. mol]} = \frac{\frac{50}{32}}{\frac{50}{32} + \frac{50}{18}} = 0.36 \text{ fr. mol}$$

$$x_D^M = 0.915 \text{ fr. mol ; } \quad x_F^M = 0.0287 \text{ fr. mol}$$

$$A = D + F ; \quad 217 = D + F \quad (I)$$

$$A x_A^M = D x_D^M + F x_F^M ; \quad 217 (0.36) = D (0.915) + F (0.0287) \quad (II)$$

resolviendo las ecuaciones (I) y (II) como un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas:

$$D = 81.11 \text{ kgmol/h}$$

$$F = 135.88 \text{ kgmol/h}$$

3.2 REFLUJO MÍNIMO

Con los datos de equilibrio se construye el diagrama H vs. x, y^* . En la figura 3-36 se colocan los puntos conocidos. Para hallar el reflujo mínimo se debe hacer pasar una paralela a través de A a la línea de equilibrio más cercana.

En la figura 3-36 se leen los valores de $(H_{L,D} + Q_D)_{\min}$, $H_{G,1}$ y $H_{L,D}$.

$$(H_{L,D} + Q_D)_{\min} = 16200 \text{ kcal / kgmol}$$

$$H_{G,1} = 10280 \text{ kcal / kgmol}$$

$$H_{L,D} = 1450 \text{ kcal / kgmol}$$

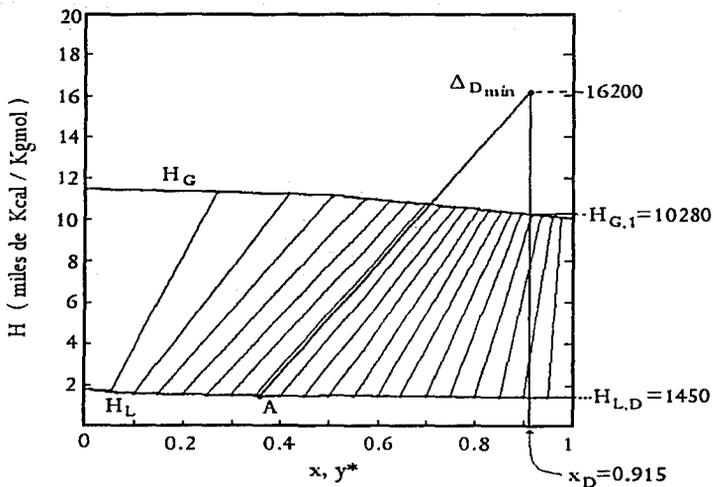


Figura 3-36

$$R_{Dmin.} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}} = \frac{16200 - 10280}{10280 - 1450} = \frac{5920}{8830} = 0.6704$$

$$R_{Dop} = 1.14285$$

$$R_{Dop} = R_{Dmin} (\alpha)$$

$$\alpha = \text{relación de reflujo} = \frac{R_{Dop}}{R_{Dmin}} = \frac{1.14285}{0.6704} = 1.7047 \text{ veces el reflujo mínimo.}$$

Para encontrar el punto Δ_{Dop} se despeja $(H_{L,D} + Q_D)$ de la fórmula

$$R_{Dop} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - 10280}{10280 - 1450} = 1.14285$$

$$(H_{L,D} + Q_D) = 20371.36 \text{ kcal /kgmol.}$$

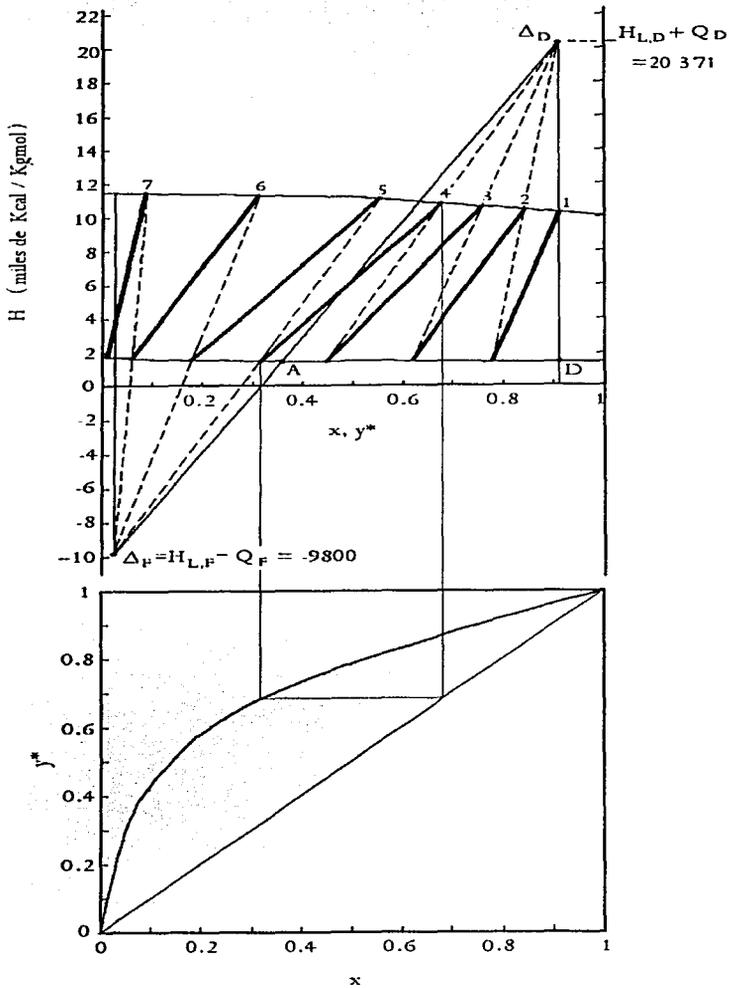


Figura 3-37

3.3 NÚMERO DE ETAPAS

Con el reflujo de operación y el punto Δ_D se construyen las etapas ideales requeridas, figura 3-37.

3.4 AGUA REQUERIDA EN EL CONDENSADOR

$$(H_{L,D} + Q_D) = 20371 \text{ kcal / kgmol.}$$

$$H_{L,D} = 1450 \text{ kcal / kgmol}$$

$$Q_D = 20371 - 1450 = 18921 \text{ kcal / kgmol}$$

De la ecuación (3-27), tenemos: $Q_D = \frac{q_c}{D}$

$$q_c = Q_D (D) = 18921 \text{ kcal / kgmol} (81.11 \text{ kgmol/h}) = 1\,534\,682.31 \text{ kcal / h}$$

3.5 CALOR QUE SE NECESITA DAR EN EL REHERVIDOR

$$(H_{L,F} - Q_F) = -9800 \text{ kcal / kgmol}$$

$$Q_F = 9800 + 1750 = 11\,550 \text{ kcal / kgmol}$$

De la ecuación (3-39), tenemos: $Q_F = \frac{q_R}{F}$

$$q_R = Q_F (F) = 11\,550 \text{ kcal / kgmol} (135.88 \text{ kgmol/h}) = 1\,569\,414 \text{ kcal / h}$$

4. RESULTADOS

Se necesitan 7 platos ideales o 6 y el rehervidor. Enumerando desde el domo, la alimentación se hará en el plato 4

$$q_c = 1\,534\,682.31 \text{ kcal / h}$$

$$q_R = 1\,569\,414 \text{ kcal / h}$$

Se operará a 1.7047 veces el reflujo mínimo.

PROBLEMA 6

Se desean destilar 4540 kg/h de una solución de acetona y agua la cual contiene 65% en peso de acetona. Las especificaciones del proceso requieren de la recuperación del 90% de la acetona en el destilado, el cual debe tener una pureza del 91% en mol de acetona.

La alimentación proveniente de un sistema de recuperación de acetona ha sido precalentada de tal manera que está formada por 50% de vapor y 50% de líquido. Los vapores destilados deben ser condensados en un condensador total mediante agua de enfriamiento que entra a 27° C y sale a 40° C.

- Determine el reflujo mínimo.
- Obtenga el número de etapas en equilibrio requeridas para esta separación si se usa un reflujo de 1.8 veces el mínimo.
- Determine la cantidad de agua requerida en el condensador.
- ¿Qué cantidad de vapor de calentamiento se requerirá si se usa un vapor saturado de 10 psig?

Datos de equilibrio

x = fracción mol de acetona en el líquido	y* = fracción mol de acetona en el vapor	H _G kcal/kgmol	H _L kcal/kgmol
0	0	9625	0
0.01	0.253	9550	0
0.02	0.425	9500	0
0.05	0.624	9400	0
0.1	0.755	9350	-550
0.15	0.798	9000	-550
0.2	0.815	8800	-440
0.3	0.83	8525	-485
0.4	0.839	8350	-275
0.5	0.849	8150	-165
0.6	0.859	7950	0
0.7	0.874	7810	0
0.8	0.898	7700	110
0.9	0.935	7535	110
0.95	0.963	7500	110
1.00	1.00	7425	110

Tabla 3-7

1. TRADUCCIÓN

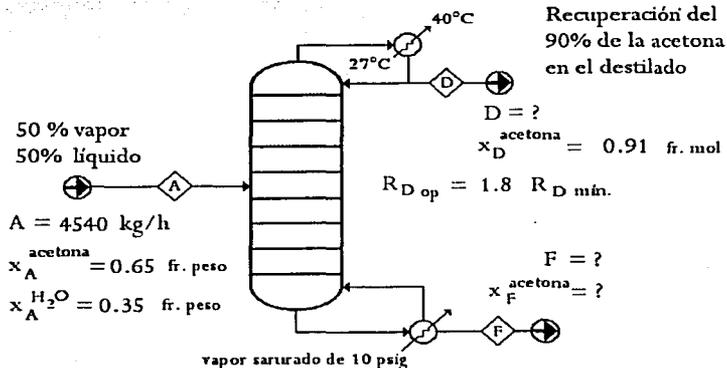


Figura 3-38

2. PLANTEAMIENTO

2.1 BALANCES DE MATERIA

$$x_A^{\text{acetona}} [\text{fr. mol}] = \frac{\frac{\% \text{ peso de acetona en A}}{\text{PM}_{\text{acetona}}}}{\frac{\% \text{ peso de acetona en A}}{\text{PM}_{\text{acetona}}} + \frac{\% \text{ peso de agua en A}}{\text{PM}_{\text{H}_2\text{O}}}}$$

$$A [\text{kgmol/h}] = \frac{(A) \text{ fr. peso de metanol}}{\text{PM}^M} + \frac{(A) \text{ fr. peso de agua}}{\text{PM}^{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$D x_D^{\text{acetona}} = A x_A^{\text{acetona}} (0.9)$$

$$A = D + F$$

$$A x_A^{\text{acetona}} = D x_D^{\text{acetona}} + F x_F^{\text{acetona}}$$

2.2 REFLUJO

$$R_{D \text{ op}} = 1.8 R_{D \text{ mín.}}$$

$$R_D = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}}$$

3. CÁLCULOS

3.1 BALANES DE MATERIA

Fracción mol de la acetona en la alimentación.

$$x_A^{\text{acetona}} = \frac{\frac{65}{58}}{\frac{65}{58} + \frac{35}{18}} = 0.3656 \text{ fr. mol}$$

Moles en la alimentación.

$$A = \frac{4540(0.65)}{58} + \frac{4540(0.35)}{18} = 139.15 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Acetona en el destilado

$$D x_D^{\text{acetona}} = A x_A^{\text{acetona}} (0.9) = 139.15(0.3656)(0.9) = 45.78 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \text{ de acetona}$$

moles de destilado

$$D = \frac{45.78 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \text{ de acetona}}{x_D^{\text{acetona}}} = \frac{45.78 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \text{ de acetona}}{0.91} =$$

$$D = 50.3 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Balance total

$$139.15 = 50.3 + F$$

$$F = 88.85 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Balance de acetona

$$A x_A^{\text{acetona}} = D x_D^{\text{acetona}} + F x_F^{\text{acetona}}$$

$$139.15 (0.3656) = 50.3 (0.91) + 88.85 x_F^{\text{acetona}}$$

$$x_F^{\text{acetona}} = 0.057$$

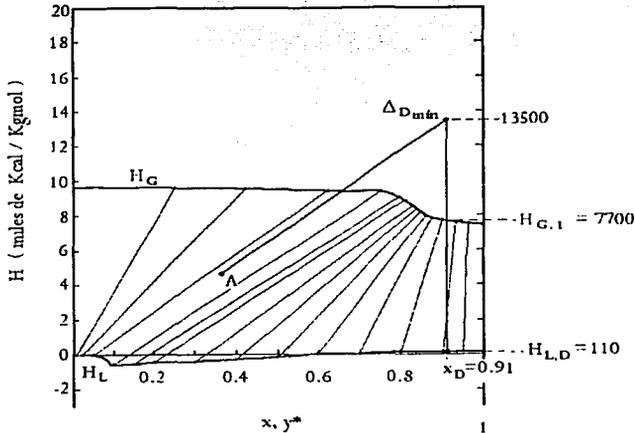


Figura 3-39

3.2 CÁLCULO DEL REFLUJO MÍNIMO Y EL DE OPERACIÓN

A partir de la figura 3-39 se obtiene el reflujo mínimo.

En primer lugar se colocaron los puntos del destilado y el de alimentación. En este caso la concentración de la alimentación es de $x_A = 0.3656$ fr. mol pero la alimentación está formada por 50% de vapores y 50% de líquido.

$$x_D = 0.91 \text{ fr. mol} \quad x_F = 0.057 \text{ fr. mol}$$

Con los puntos de alimentación y destilados es posible trazar la línea de reflujo mínimo.

$$(H_{L,D} + Q_D)_{\min} = 13500 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$H_{L,D} = 110 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$H_{G,1} = 7700 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$R_{D \min} = \frac{13500 - 7700}{7700 - 110} = 0.7641$$

$$R_{D \text{op}} = 1.8 (0.7641) = 1.3754$$

$$1.3754 = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - 7700}{7700 - 110}$$

$$(H_{L,D} + Q_D) = 18140 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

3.3 NÚMERO DE ETAPAS

En la figura 3-40 se obtienen fácilmente el número de platos. De la figura se requieren 4 platos ideales. La alimentación entra en el tercer plato enumerándolos desde el domo de la torre.

3.4 AGUA NECESARIA

$$(H_{L,D} + Q_D) = 18140 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$H_{L,D} = 110 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$Q_D = 18030 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

De la ecuación (3-27), tenemos: $Q_D = \frac{q_c}{D}$

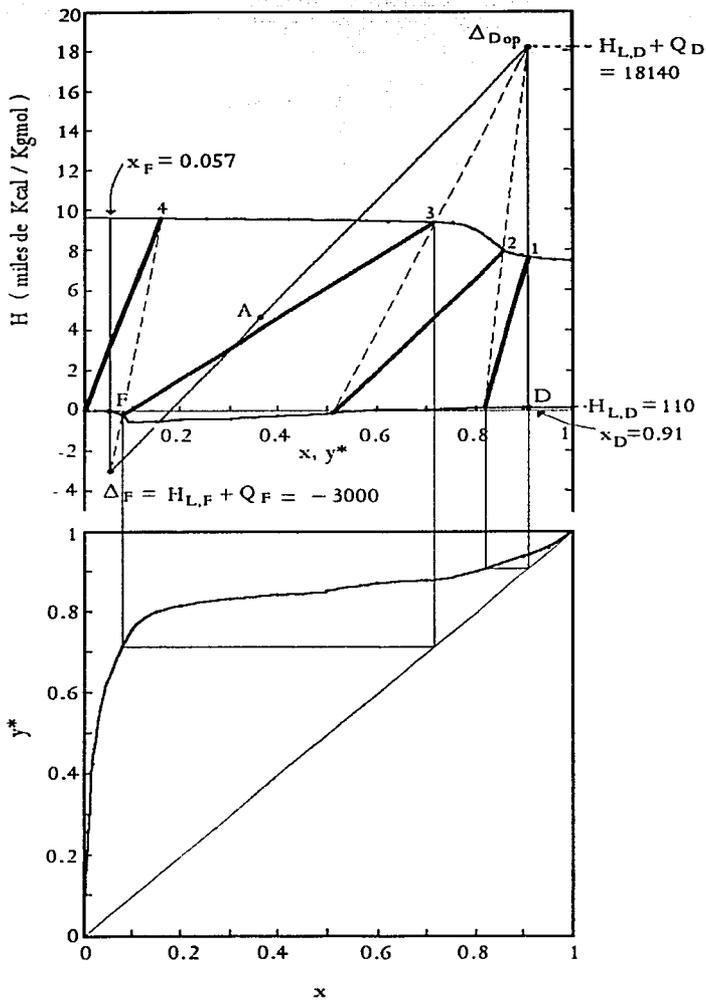


Figura 3-40

$$q_C = Q_D (D) = 18030 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \left(50.32 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \right) = 907269.6 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua requerida} = \frac{907269.6 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} (40 - 27) ^\circ\text{C}} = 69789.96 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3.5 VAPOR REQUERIDO

$$(H_{L,F} - Q_F) = -3000 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \quad H_{L,F} = 0$$

$$Q_F = 3000 + 0 = 3000 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

De la ecuación (3-39), tenemos: $Q_F = \frac{q_R}{F}$

$$q_R = Q_F (F) = 3000 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \left(88.85 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \right) = 266550 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$H_{\text{vapor}} = 638.22 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$H_{\text{condensados}} = 120 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$\text{Vapor} = \frac{266550}{638.22 - 120} = 514.35 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

4. RESULTADOS

El reflujo mínimo es de 0.7641 y el reflujo de operación es de 1.3754

El número de etapas ideales requeridas es de 4

Se requieren de 69789.96 kg. de agua de enfriamiento por hora y 514.35 kg de vapor por hora.

3.4 CASOS ESPECIALES DE APLICACIÓN DEL MÉTODO DE PONCHON-SAVARIT

3.4.1 Condensadores parciales

Los condensadores parciales se usan en aquellos casos en que se de, a que él destilado o parte de él, esté en forma de vapor.

CASO I

Condensador parcial, destilado totalmente en forma de vapor. En este caso solo se condensa el vapor requerido para proporcionar el reflujo a la torre.

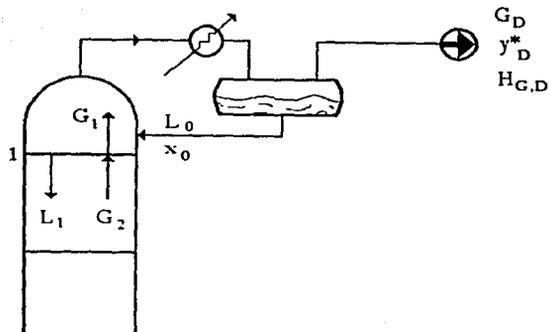


Figura 3-41 Condensador parcial

BALANCES

$$G_1 = L_0 + G_D \quad (3-47)$$

$$G_1 y^*_1 = L_0 x_0 + G_D y^*_D \quad (3-48)$$

$$G_1 H_{G,1} = L_0 H_{L,0} + G_D H_{G,D} + q_c \quad (3-49)$$

Reordenando los términos en la forma acostumbrada

$$G_1 - L_0 = G_D \quad (3-50)$$

$$G_1 y^*_1 - L_o x_o = G_D y^*_D \quad (3-51)$$

$$G_1 H_{G,1} - L_o H_{L,o} = G_D (H_{G,D} + Q_D) \quad (3-52)$$

Sustituyendo (3-47) en (3-52)

$$(L_o + G_D) H_{G,1} - L_o H_{L,o} = G_D (H_{G,D} + Q_D)$$

$$L_o (H_{G,1} - H_{L,o}) = G_D [(H_{G,D} + Q_D) - H_{G,1}]$$

$$\frac{L_o}{G_D} = R_D = \frac{[(H_{G,D} + Q_D) - H_{G,1}]}{H_{G,1} - H_{L,o}} \quad (3-53)$$

En este caso el destilado que es vapor está en equilibrio con el reflujo líquido por lo que en la figura 3-42 se tiene:

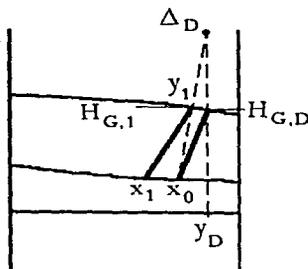


Figura 3-42

CASO II

El producto destilado sale en dos formas, una corriente en forma de vapor y la otra en forma de líquido.

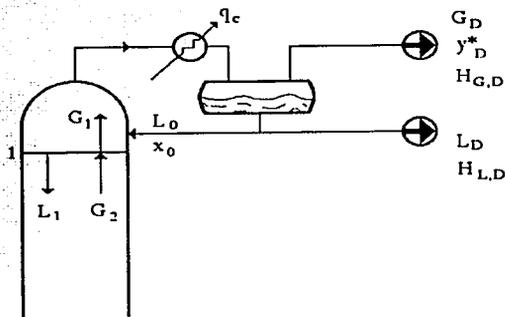


Figura 3-43

BALANCES

$$G_1 = G_D + L_D + L_o = L_o + M_D \quad (3-54)$$

$$G_1 y^*_1 = G_D y^*_D + L_D x_D + L_o x_o \quad (3-55)$$

$$G_1 H_{G,1} = G_D H_{G,D} + L_D H_{L,D} + L_o H_{L,o} + q_C \quad (3-56)$$

Reordenando

$$G_1 - L_o = G_D + L_D = M_D \quad (3-57)$$

$$G_1 y^*_1 - L_o x_o = G_D y^*_D + L_D x_D = M_D Z_D \quad (3-58)$$

$$G_1 H_{G,1} - L_o H_{L,o} = G_D H_{L,D} + L_D H_{L,D} + q_C = M_D H_{DM} \quad (3-59)$$

$$G_1 H_{G,1} - L_o H_{L,o} = M_D (H_{DM} + Q_D) \quad (3-60)$$

En donde

$$Z_D = \frac{G_D y^*_D + L_D x_D}{G_D + L_D} \quad (3-61)$$

$$H_{DM} = \frac{G_D H_{G,D} + L_D H_{L,D}}{G_D + L_D} \quad (3-62)$$

Sustituyendo (3-54) en (3-60)

$$(L_o + M_D) H_{G,1} - L_o H_{L,o} = M_D (H_{DM} + Q_D)$$

$$L_o (H_{G,1} - H_{L,o}) = M_D [(H_{DM} + Q_D) - H_{G,1}]$$

$$R_D = \frac{L_o}{M_D} = \frac{[(H_{DM} + Q_D) - H_{G,1}]}{H_{G,1} - H_{L,o}} \quad (3-63)$$

En este caso el producto gaseoso está en equilibrio con el producto líquido. Además el producto líquido tiene la misma composición que el reflujo, así como la misma entalpía. En el diagrama de equilibrio esto queda como:

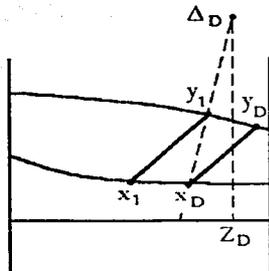


Figura 3-44

PROBLEMA 7

Una columna de destilación debe procesar una mezcla de 10 000 kg/h que contiene 36% de metanol en mol y el resto de agua. La mezcla se alimentará a la columna en forma de líquido saturado. Por requerimientos del proceso se deberá usar un condensador parcial en el cual el destilado en forma de vapor deberá salir con 90% de metanol en mol. Además se requiere que las moles de destilado saliente en forma de vapor sean iguales a las salientes como líquido. El líquido reflujo deberá ser igual a la totalidad de los productos destilados. ¿Cuál será el número de platos ideales requeridos para esa separación si los fondos deben contener 2% en mol de metanol?

1. TRADUCCIÓN

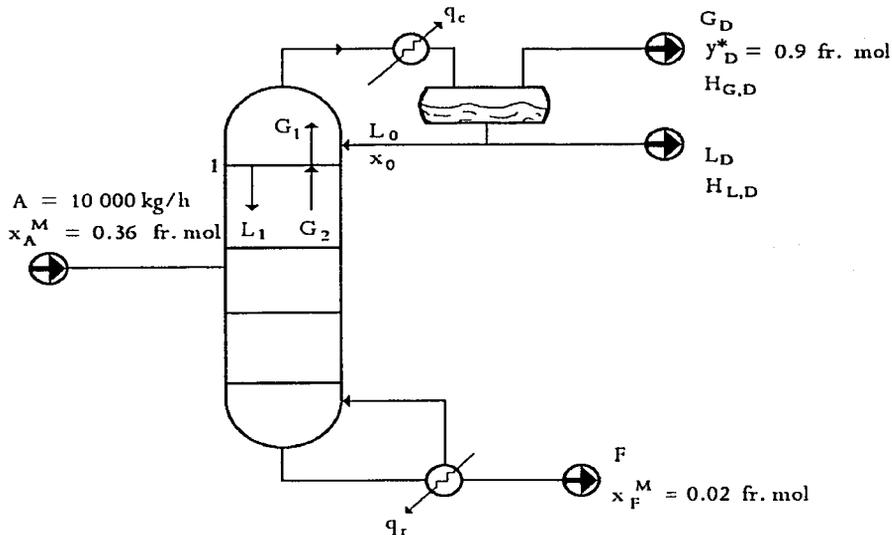


Figura 3-45

2. PLANTEAMIENTO

2.1 BALANCES

$$A = G_D + L_D + F = M_D + F$$

$$A x_A = G_D y^*_D + L_D x_D + F x_F$$

$$Z_D = \frac{G_D y^*_D + L_D x_D}{G_D + L_D}$$

$$M_D = G_D + L_D$$

2.2 REFLUJO

$$R_D = \frac{L_o}{M_D} = \frac{[(H_{DM} + Q_D) - H_{G,1}]}{H_{G,1} - H_{L,o}}$$

$$H_{DM} = \frac{G_D H_{G,D} + L_D H_{L,D}}{G_D + L_D}$$

3. CALCULOS

3.1 BALANCES

$$A = \frac{10\,000(0.50)}{32} + \frac{10\,000(0.50)}{18} = 434.02 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$434.02 = G_D + L_D + F$$

$$434.02 = 2G_D + F \quad [I]$$

$$434.02(0.36) = G_D(0.9) + G_D(x_D) + F(0.02)$$

El valor de x_D de la ecuación anteriorse obtiene a partir de los datos de equilibrio para el metanol (tabla 3-6, página 82). Debe recordarse que x_D está en equilibrio con y^*_D . Con el valor de $y^* = 0.9$ encontramos en la tabla 3-6 que al equilibrio:

$$x_D = 0.75 \quad \text{Ahora, continuando con la ecuación anterior:}$$

$$156.25 = G_D (1.65) + F (0.02) \quad [II]$$

Resolviendo [I] y [II]

$$G_D = 91.658 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Simultáneamente

$$F = 250.703 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \quad L_D = 91.658 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

3.2 REFLUJO Y LINEAS DE OPERACIÓN.

Para localizar el reflujo se deben obtener los siguientes puntos:

$$x_A = 0.36 ; \quad x_r = 0.02 ; \quad x_D = 0.75 ; \quad y^*_D = 0.9$$

$$Z_D = \frac{G_D y^*_D + L_D x_D}{G_D + L_D} = \frac{91.658 (0.9) + 91.658 (0.75)}{91.658 (2)} = 0.825 \text{ fr. mol}$$

$$R_D = \frac{L_o}{M_D} = 1 = \frac{(H_{DM} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,0}} = \frac{(H_{DM} + Q_D) - 10262}{10262 - 1461}$$

$$(H_{DM} + Q_D) = 19063 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

Los valores de las entalpías son obtuvieron nuevamente de la (tabla 3-6, página 82) o se pueden leer del diagrama de la figura 3-46

3.3 NÚMERO DE PLATOS

A partir de la figura 3-46, se obtiene 5 platos ideales

4. RESULTADOS

Se requieren 5 platos ideales.

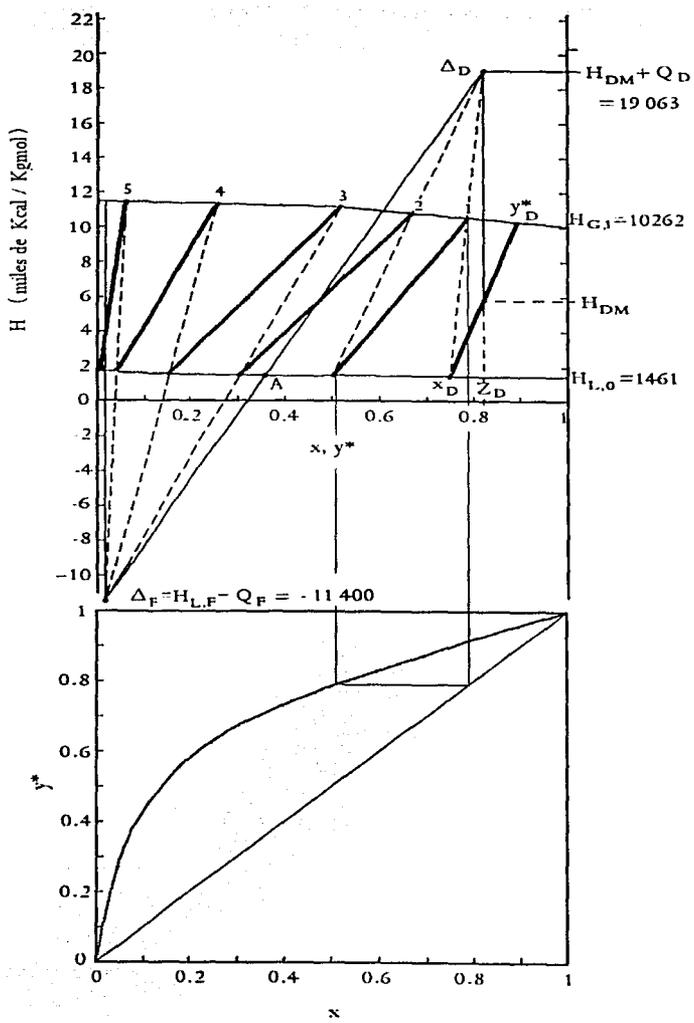


Figura 3-46

VAPOR VIVO

Cuando el compuesto menos volátil en una mezcla binaria es el agua, se puede eliminar el calderín ó rehervidor y adicionar calor a la columna inyectando vapor vivo por debajo de la última etapa. Este procedimiento puede resultar económicamente ventajoso. Como el vapor de agua que se inyecta es puro, su concentración se encontrará en $x = 0$, en donde x se refiere al compuesto más volátil. La entalpía del vapor se localizará en H_v . Si se efectúa un balance total alrededor de la columna.

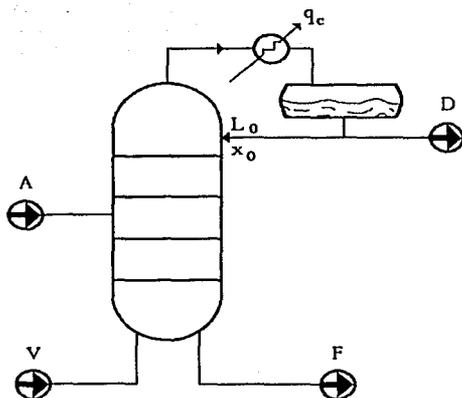


Figura 3-47

$$V + A = D + F \quad (3-64)$$

$$A x_A = D x_D + F x_F \quad (3-65)$$

$$V H_v + A H_A = D H_{L,D} + q_c + F H_{L,F} \quad (3-66)$$

La ecuación (3-66) se puede poner como:

$$V H_v + A H_A = F H_{L,F} + D(H_{L,D} + Q_D)$$

La comparación de esta ecuación con la ecuación normal del método de Ponchon-Savarit, nos indica que la línea de operación total pasará por el punto Δ_D , x_A y llegará a

Δ_F . Las coordenadas Δ_F se fijan por la intercepción de la línea que pasa por Δ_D y A; y la que pasa por H_V , x_F .

PROBLEMA 8

Si en el problema No. 5 se utiliza vapor vivo a 10 psig ¿Cuántos platos ideales se requerirían?

1. TRADUCCIÓN

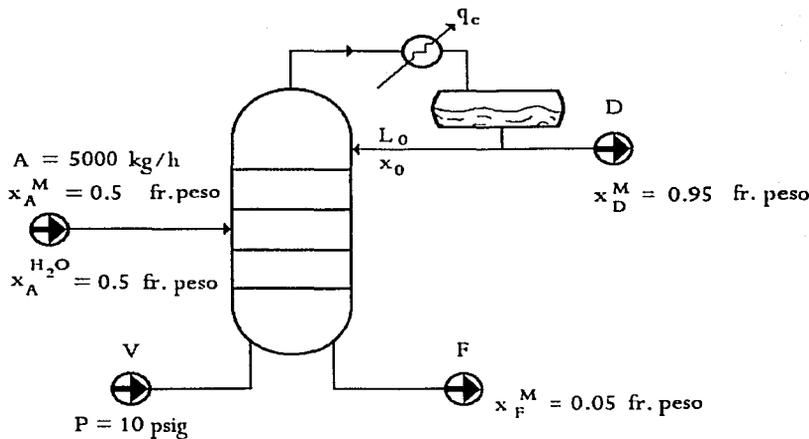


Figura 3-48

2. PLANTEAMIENTO

2.1 BALANCES

$$V + A = D + F$$

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

$$V H_V + A H_A = F H_{L,F} + D(H_{L,D} + Q_D)$$

3. CALCULOS

3.1 BALANCES

Del problema No. 5, tenemos:

$$A = 217 \text{ kgmol / h} \quad x_A^M = 0.36 \quad x_D^M = 0.915 \quad x_F^M = 0.0287$$

$$217 + V = D + F$$

$$217 (0.36) = D (0.915) + F (0.0287)$$

Para resolver estas ecuaciones se requiere de una tercer ecuación, ya que el par anterior presenta tres variables; por lo tanto, utilizaremos como tercera ecuación el balance de entalpía para solución. Los datos de entalpía se pueden obtener a partir de los datos de equilibrio. (tabla 3-6, página 82) o también de la figura 3-37 página 86.

$$H_A = 1500 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}; \quad H_{L,F} = 1750 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}; \quad H_{L,D} = 1450 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

De tablas de vapor:

$$H_V = 638.22 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} = 11488 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

Balance de energía

$$V H_V + A H_A = F H_{L,F} + D(H_{L,D} + Q_D)$$

$$V(11488) + 217(1500) = D(1450 + Q_D) + F(1750)$$

Pero, del problema No. 5 (página 87) tenemos que:

$$Q_D = 18921 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

por lo tanto:

$$217 + V = D + F \quad (I)$$

$$78.12 = D(0.915) + F(0.0287) \quad (II)$$

$$11488 V + 325500 = D (20371) + F (1750) \quad (III)$$

Resolviendo simultáneamente

$$V = 151.3 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \quad D = 76.21 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \quad F = 292.09 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

3.2 REFLUJO

Del problema No. 5 (página 85)

$$R_{D\min} = 0.6704 \quad R_{op.} = 1.14285$$

$$H_{L,D} + Q_D = 20371.36 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$Q_D = 18921 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

3.3 CONSTRUCCIÓN DEL DIAGRAMA

Del diagrama (figura 3-49) tenemos 7 platos ideales

4. RESULTADOS

Se requieren 7 platos ideales

$$\text{Se necesitan } 151.3 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \text{ de vapor} = 2723.4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

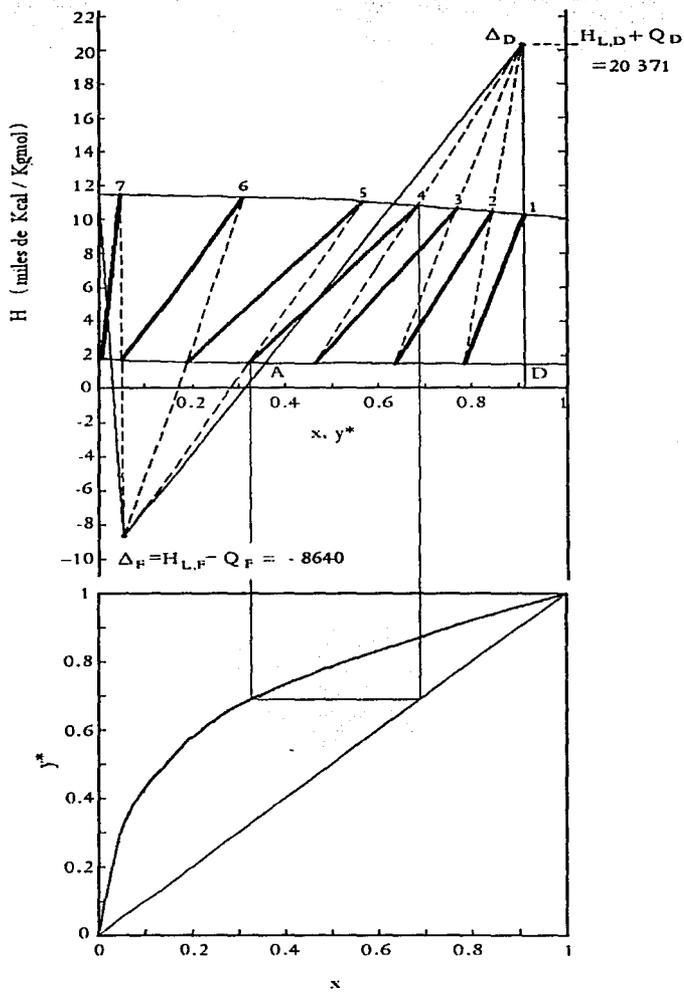


Figura 3-49

3.4.3 Alimentaciones múltiples

La adición de material o de calor, requiere de un nuevo punto de diferencias para la nueva sección de la torre.

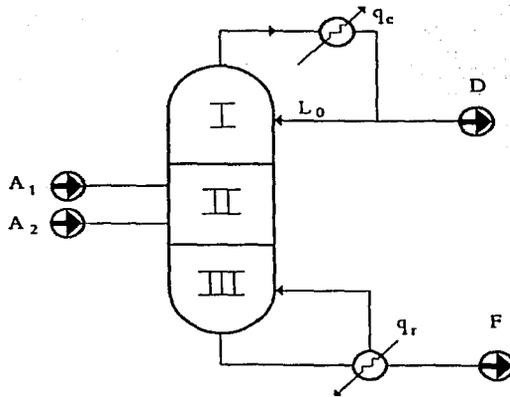


Figura 3-50

El balance total alrededor de la torre daría:

$$A_1 + A_2 = D + F$$

$$A_1 x_{A1} + A_2 x_{A2} = D x_D + F x_F$$

$$A_1 H_{A1} + A_2 H_{A2} + q_R = D H_D + q_C + F H_F$$

Si definimos A_M como:

$$A_M = A_1 + A_2 \quad \text{y a}$$

$$Z_{AM} = \frac{A_1 x_{A1} + A_2 x_{A2}}{A_1 + A_2}$$

$$H_{AM} = \frac{A_1 H_{A1} + A_2 H_{A2}}{A_1 + A_2}$$

Las ecuaciones anteriores quedarían

$$\Lambda_M = F + D$$

$$\Lambda_M Z_{AM} = F x_F + D x_D$$

$$\Lambda_M H_{AM} = D (H_{L,D} + Q_D) + F (H_{L,F} - Q_F)$$

Esas ecuaciones nos indican que existe una línea de operación total que une al punto Δ_D con el punto Z_{AM} y el punto Δ_F .

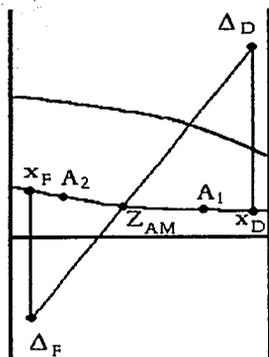
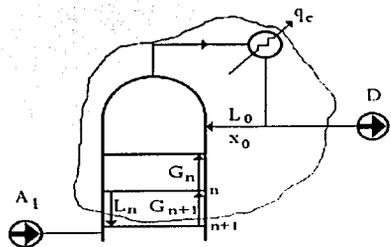


Figura 3-51

Las corrientes que pasan por arriba de la alimentación superior están siempre relacionadas por:



$$G_{n+1} - L_n = D$$

$$G_{n+1} y_{n+1} - L_n x_n = D x_D$$

$$G_{n+1} H_{G,n+1} - L_n H_{L,n} = D (H_{L,D} + Q_D)$$

Figura 3-52

Por lo que el punto focal Δ_D sirve para trazar los platos que estén por arriba de esa alimentación.

Si se introduce una nueva alimentación habrá otra línea de operación, la cual se encuentra haciendo un balance alrededor del condensador y de un plato general en la sección S.

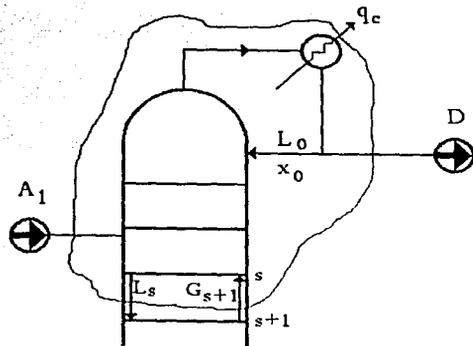


Figura 3-53

$$A_1 + G_{s+1} = D + L_S$$

$$G_{s+1} - L_S = D - A_1 \quad \text{constante}$$

$$G_{s+1} - L_S = \Delta_S$$

también

$$A_1 x_{A1} + G_{s+1} y_{s+1}^* = D x_D + L_S x_S$$

$$G_{s+1} y_{s+1}^* - L_S x_S = D x_D - A_1 x_{A1} \quad \text{constante}$$

$$G_{s+1} y_{s+1}^* - L_S x_S = \Delta_S x_S$$

De la misma manera el balance de entalpía quedaría

$$A_1 H_{A1} + G_{S+1} H_{G,S+1} = D H_D + L_S H_S + q_C$$

$$G_{S+1} H_{G,S+1} - L_S H_S = D (H_{L,D} + Q_D) - A_1 H_{A1}$$

$$G_{S+1} H_{G,S+1} - L_S H_S = \Delta_S H_{\Delta S}$$

Lo anterior indica que existe una línea recta que pasa por

$$(H_D + Q_D, x_D) \quad , \quad (H_{A1}, x_{A1}) \quad \text{y} \quad (H_{\Delta S}, x_S)$$

$$\Delta_D \quad \quad \quad A_1 \quad \quad \quad \Delta_S$$

Haciendo ahora un balance alrededor del rehervidor y de un plato general en la sección S encontramos que:

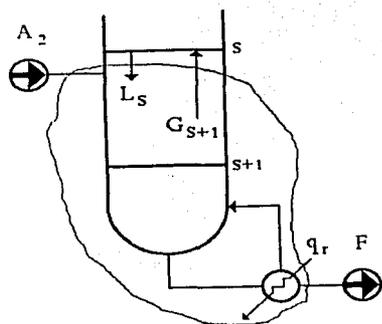


Figura 3-54

$$A_2 + L_S = G_{S+1} + F$$

$$A_2 = G_{S+1} - L_S + F$$

$$A_2 = \Delta_S + F$$

De la misma forma tenemos

$$A_2 x_{A2} + L_S x_S = G_{S+1} y_{S+1} + F x_F$$

$$A_2 x_{A2} = G_{S+1} y_{S+1} - L_S x_S + F x_F$$

$$A_2 x_{A2} = \Delta_S x_{\Delta S} + F x_F$$

El balance de energía daría

$$q_r + A_2 H_{A2} - L_S H_{L,S} = G_{S+1} H_{G,S+1} + F H_{L,F}$$

$$A_2 H_{A2} - L_S H_{L,S} = G_{S+1} H_{G,S+1} + F H_{L,F}$$

$$A_2 H_{A2} = \Delta_S H_{\Delta S} + F (H_F - Q_F)$$

Por lo tanto existe una línea recta que pasa por los puntos

$$(H_{A_2}, x_{A_2}) \quad , \quad (H_{\Delta_S}, x_{\Delta_S}) \quad , \quad (x_F, H_{L,F} - Q_F)$$

A_2

Δ_S

Δ_F

Como las dos líneas que pasan por la sección S tiene un punto común Δ_S , este debe buscarse en la intersección de ambas líneas, tal y como muestra el diagrama siguiente:

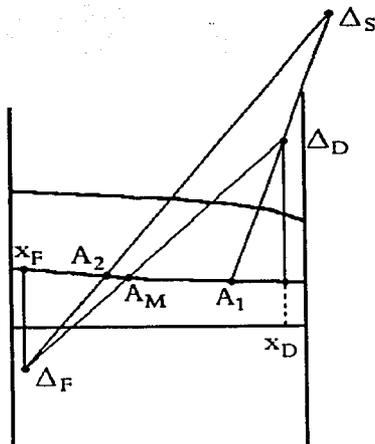


Figura 3-55

Recapitulando, cuando se tienen dos alimentaciones se deben efectuar los siguientes pasos.

1. Localizar en el diagrama los puntos A_1 , A_2 , x_D , x_F y A_M .
2. Obtener el punto Δ_D .
3. Hacer pasar una línea recta por los puntos A_M , Δ_D , hasta x_F .
4. Hacer pasar una línea recta por los puntos Δ_D y A_1 .

PROBLEMA 9

Que cantidad de producto de fondo se obtendría y cuantos platos se requerirían, si se procesan en la misma columna 700 kgmol / h de una corriente con 45% en mol de benceno y 55% de etilbenceno, y otra corriente de 100 kgmol / h con 85% de benceno y 15% de etilbenceno. La corriente destilada deberá contener 95% de benceno y los fondos 10% de benceno en mol. Las alimentaciones se introducirán por separado como líquidos saturados. El condensador es total. Se usará un reflujo de 1.

1. TRADUCCIÓN

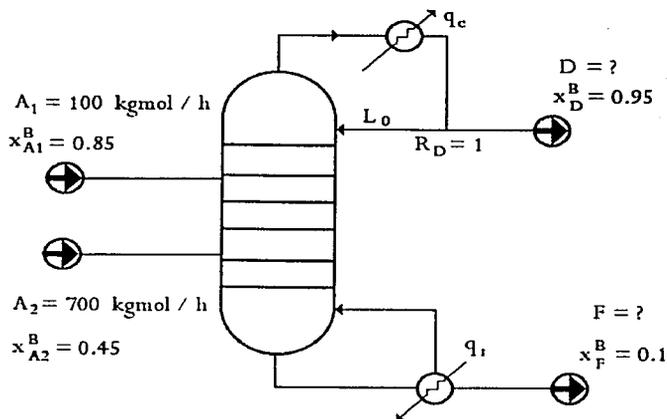


Figura 3-57

2. PLANTEAMIENTO

Se utilizarán los datos de equilibrio del problema 2; tabla 3-4, página 50, junto con el método de Ponchon-Savarit.

2.1 BALANCES

$$A_M = A_1 + A_2 \quad , \quad Z_{AM} = \frac{A_1 x_{A_1} + A_2 x_{A_2}}{A_1 + A_2} \quad , \quad H_{AM} = \frac{A_1 H_{A_1} + A_2 H_{A_2}}{A_1 + A_2}$$

$$A_1 + A_2 = D + F$$

$$A_1 x_{A_1} + A_2 x_{A_2} = D x_D + F x_F$$

2.2 REFLUJO

$$R_D = \frac{L_o}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}}$$

3. CÁLCULOS

$$A_M = A_1 + A_2 = 100 + 700 = 800 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$Z_{AM} = \frac{A_1 \times A_{A1} + A_2 \times A_{A2}}{A_1 + A_2} = \frac{100 (0.85) + 700 (0.45)}{800} = 0.5$$

$$H_{A1} = 2700 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \qquad H_{A2} = 4150 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$H_{AM} = \frac{A_1 H_{A1} + A_2 H_{A2}}{A_1 + A_2} = \frac{100 (2700) + 700 (4150)}{800} = 3968.75 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$800 = F + D$$

$$800 (0.5) = F (0.1) + D (0.95)$$

Resolviendo el anterior sistema de ecuaciones lineales, tenemos que :

$$F = 423.52 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \qquad \text{y} \qquad D = 376.47 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

3.2 REFLUJO

Del diagrama de equilibrio figura 3-10, página 51; con $x=y^*=0.95$, tenemos:

$$H_{G,1} = 10400 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \qquad H_{L,D} = 2500 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$R_D = \frac{L_o}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,D}} = 1 = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - 10400}{10400 - 2500}$$

Por lo tanto:

$$(H_{L,D} + Q_D) = 18\,300 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

Con este valor y el de la vertical de $x_D = 0.95$ se localiza el punto Δ_D .

3.3 LÍNEAS DE OPERACIÓN

A partir de los puntos A_1 , A_2 , Z_{AM} , x_F , x_D y Δ_D se pueden efectuar los trazos para encontrar los puntos Δ_S y Δ_F .

3.4 PLATOS TEÓRICOS

De la figura 3-58 se observa que se requieren 5 platos teóricos. La primera alimentación entraría en el plato 1 y la segunda en el plato 3. Comenzando a enumerar los platos por el domo de la columna.

3.5 CALOR EN EL CONDENSADOR

$$H_{L,D} + Q_D = 18\,300 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$Q_D = \frac{q_C}{D} = \Delta_D - H_{L,D} = 18\,300 - 2\,500 = 15\,800 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$q_C = 15\,800 (376.47) = 5\,948\,226 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

3.6 CALOR EN EL REHERVIDOR

$$H_{L,F} - Q_F = -8\,960$$

$$H_{L,F} = 6\,400$$

$$Q_F = \frac{q_R}{F} = 8\,960 + 6\,400 = 15\,360 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$q_R = 15\,360 (423.52) = 6\,505\,267.2 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

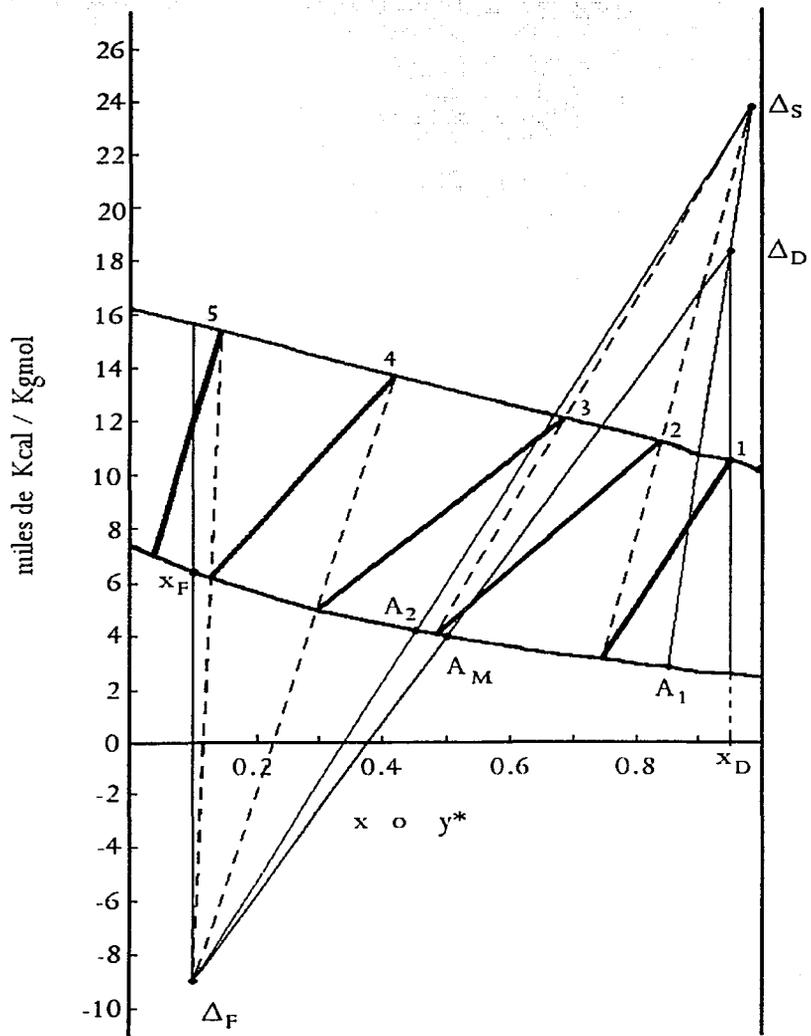


Figura 3-58

3.4.4 Salidas laterales

Si se extrae una corriente lateral de una etapa se produce una modificación en el método, requiriéndose una línea extra de operación.

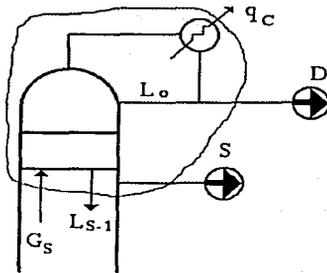


Figura 3-59

BALANCES

$$G_S = D + S + L_{S-1}$$

$$G_S - L_{S-1} = D + S = \Delta_S \quad \text{constante}$$

$$G_S y^*_S = D x_D + S x_S + L_{S-1} x_{S-1}$$

$$G_S y^*_S - L_{S-1} x_{S-1} = D x_D + S x_S = \Delta_S x_{\Delta S}$$

$$G_S H_{G,S} = D H_{L,D} + S H_{L,S} + L_{S-1} H_{L,S-1} + q_C$$

$$G_S H_{G,S} - L_{S-1} H_{L,S-1} = D(H_{L,D} + Q_D) + S H_{L,S} = \Delta_S H_{\Delta S}$$

Esto indica que hay una línea que pasa por los puntos

$$\left(\begin{array}{c} x_D, H_{L,D} + Q_D \\ \Delta_D \end{array} \right)$$

$$\left(\begin{array}{c} x_{\Delta S}, H_{\Delta S} \\ \Delta_S \end{array} \right)$$

$$\left(\begin{array}{c} x_S, H_{L,S} \\ S \end{array} \right)$$

Si se hace un balance desde el fondo de la torre

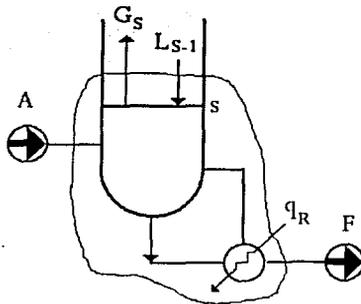


Figura 3-60

$$A + L_{S-1} = F + G_S$$

$$A = G_S - L_{S-1} + F = \Delta_S + F$$

$$A x_A + L_{S-1} x_{S-1} = F x_F + G_S y^*_S$$

$$A x_A = G_S y^*_S - L_{S-1} x_{S-1} + F x_F = \Delta_S x_{\Delta S} + F x_F$$

$$q_R + A H_A + L_{S-1} H_{L,S-1} = F H_{L,F} + G_S H_{G,S}$$

$$A H_A = F(H_{L,F} - Q_F) + G_S H_{G,S} - L_{S-1} H_{L,S-1}$$

$$A H_A = F(H_{L,F} - Q_F) + \Delta_S H_{\Delta S}$$

Como las dos líneas que pasan por la sección S tienen un punto común Δ_S , este debe buscarse en la intersección de ambas líneas.

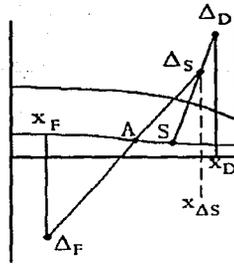


Figura 3-61

Las cantidades relativas de S y D determinan la localización de Δ_S .

$$S + D = \Delta_S$$

$$S x_S + D x_D = \Delta_S x_{\Delta S}$$

$$x_{\Delta S} = \frac{S x_S + D x_D}{\Delta_S}$$

Hay dos casos posibles de extracciones laterales, la extracción de un líquido saturado y la de un vapor saturado. El desarrollo anterior se hizo para la extracción de un líquido saturado, pero por un tratamiento similar se puede demostrar que en el caso de un vapor saturado la posición relativa de las líneas de operación quedaría:

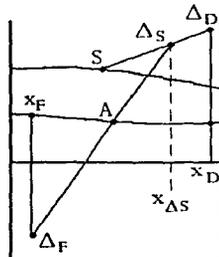


Figura 3-62

PROBLEMA 10

A una torre de destilación entran 1000 kgmol/h de una mezcla de acetona y agua con 40% mol de acetona. El condensador es total.

La alimentación es líquida y está a su punto de burbuja.

Se desea que los fondos salientes de la torre contengan 5% de acetona y que los destilados salgan con 95% en mol de acetona. El reflujo es de 2 y se quiere además extraer una corriente líquida de 100 kgmol/h con 70% de acetona. ¿Cuántas etapas ideales se requieren? ¿En que etapa se deberá extraer la corriente líquida?

1. TRADUCCIÓN

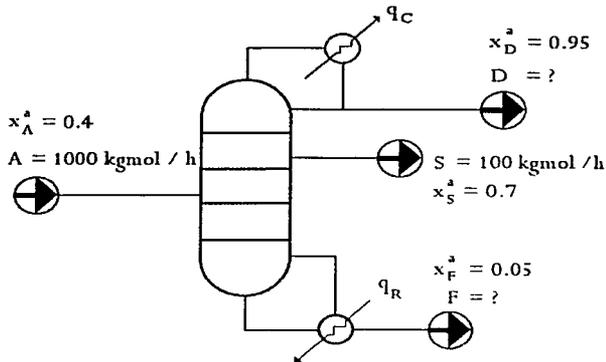


Figura 3-63

2. PLANTEAMIENTO

2.1 BALANCES

$$A = D + F + S, \quad A x_A = D x_D + F x_F + S x_S$$

2.2 REFLUJO

$$R_D = \frac{L_o}{D} = \frac{(H_D + Q_D) - H_1}{H_1 - H_o}$$

2.3 PUNTO Δ_S

$$S + D = \Delta_S, \quad S x_S + D x_D = \Delta_S x_{\Delta_S}, \quad x_{\Delta_S} = \frac{S x_S + D x_D}{\Delta_S}$$

3. CÁLCULOS

3.1 BALANCES

$$A = D + F + S = 1000 = D + F + 100 \quad (I)$$

$$A x_A = D x_D + F x_F + S x_S = 1000(0.4) = D(0.95) + F(0.05) + 100(0.7)$$

$$400 = 0.95 D + 0.05 F + 70 \quad (II)$$

Resolviendo simultáneamente (I) y (II):

$$D = 316.67 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \quad F = 583.33 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

3.2 REFLUJO

Del problema No. 6 (Tabla 3-7, página 88)

$$H_{L,0} = 110 \text{ kcal / kgmol} \quad H_{G,1} = 7500 \text{ kcal / kgmol}$$

$$R_D = \frac{L_0}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,0}} = 2 = \frac{H_{L,D} + Q_D - 7500}{7500 - 110}$$

$$(H_{L,D} + Q_D) = 22280 \text{ kcal / kgmol}$$

3.3 PUNTO Δ_S

$$S + D = \Delta_S = 100 + 316.67 = 416.67$$

$$x_{\Delta_S} = \frac{S x_S + D x_D}{\Delta_S} = \frac{100(0.7) + 316.67(0.95)}{416.67} = 0.89$$

4. RESULTADOS

A partir de la figura 3-64, se requieren seis platos ideales. La extracción es en el plato 4; la alimentación llega al quinto plato. Enumerando por el domo.

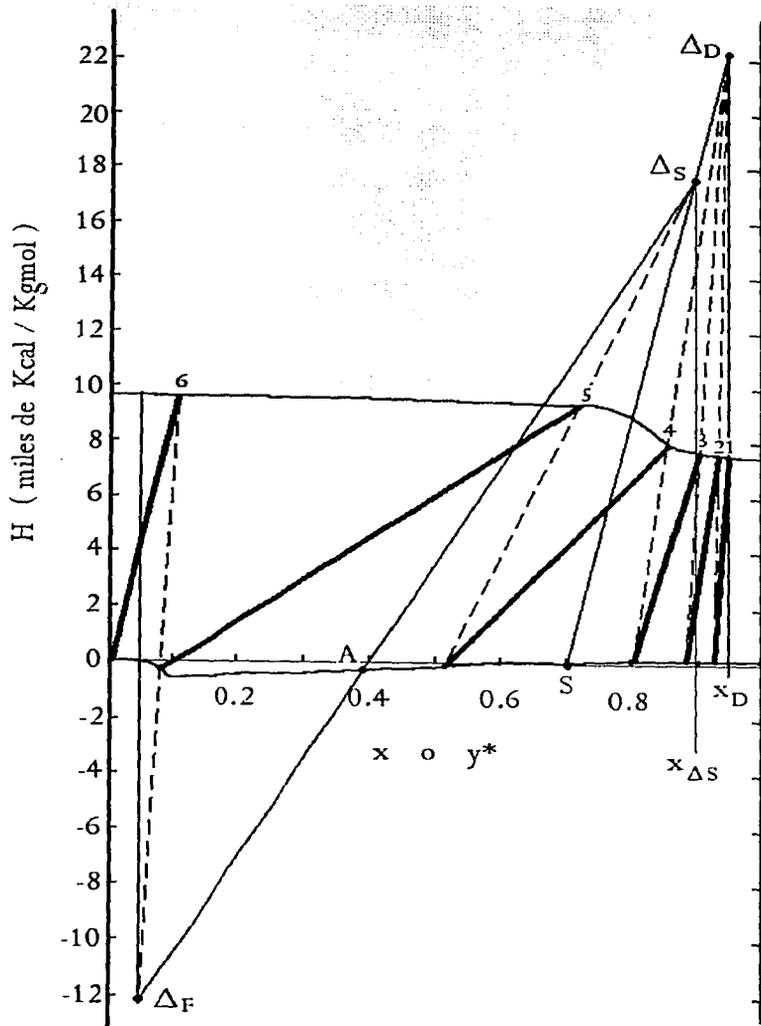


Figura 3-64

3.4.5 Torres no adiabáticas

Reciben el nombre de torres no adiabáticas aquellas en las que se pierde calor hacia los alrededores debido a que no están debidamente aisladas.

Consideremos una de esas torres en las que se pierde calor q_1, q_2, q_3 etc. A través de las etapas 1, 2, 3 etc.

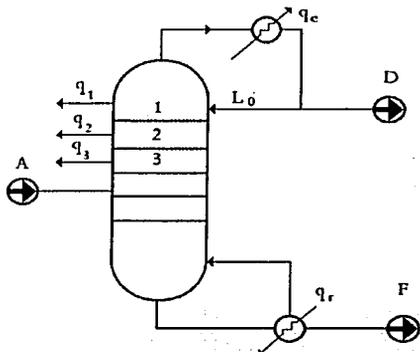


figura 3-65

El balance alrededor del condensador sería:

$$G_1 = D + L_o$$

$$G_1 y^*_{1} = D x_D + L_o x_o$$

$$G_1 H_{G,1} = D H_{L,D} + L_o H_{L,o} + q_C$$

$$G_1 H_{G,1} = D(H_{L,D} + Q_D) + L_o H_{L,o}$$

y por lo tanto el reflujo es:

$$R_D = \frac{L_o}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{H_{G,1} - H_{L,o}}$$

Por lo que el punto Δ_D se obtiene de la misma manera que en el caso general.

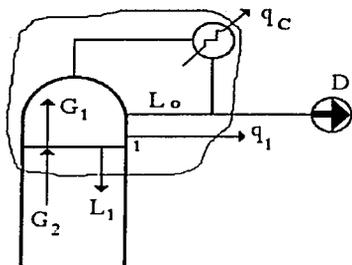


Figura 3-66

$$G_2 = D + L_1$$

$$G_2 - L_1 = D$$

$$G_2 y^*_{2} - L_1 x_1 = D x_D$$

$$G_2 H_{G,2} - L_1 H_{L,1} = D H_{L,D} + q_C + q_1$$

$$G_2 H_{G,2} - L_1 H_{L,1} = D(H_{L,D} + Q_D) + q_1$$

O también: $G_2 H_{G,2} - L_1 H_{L,1} = D (Q''_D)$

De donde: $Q''_D = H_{L,D} + \frac{q_C}{D} + \frac{q_1}{D}$

Pero como $G_2 = D + L_1$; tendríamos:

$$(D + L_1) H_{G,2} - L_1 H_{L,1} = D (Q''_D)$$

$$D H_{G,2} + L_1 H_{G,2} - L_1 H_{L,1} = D (Q''_D)$$

$$L_1 (H_{G,2} - H_{L,1}) = D (Q''_D - H_{G,2})$$

$$\frac{L_1}{D} = \frac{(Q''_D - H_{G,2})}{(H_{G,2} - H_{L,1})}$$

Esto indica que existe una línea recta que pasa a través de:

$$(H_{G,2}, y^*_2), \quad (H_{L,1}, x_1), \quad (Q''_D, x_D)$$

En donde el punto (Q''_D, x_D) es un nuevo punto Δ_{D1} .

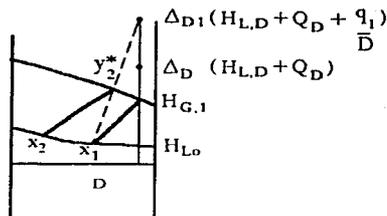


Figura 3-67

El balance para la segunda etapa es similar al anterior, excepto que existe un nuevo punto Δ_{D2} que tiene una entalpía adicional.

$$Q''_2 = H_{L,1,D} + \frac{q_C}{D} + \frac{q_1}{D} + \frac{q_2}{D}$$

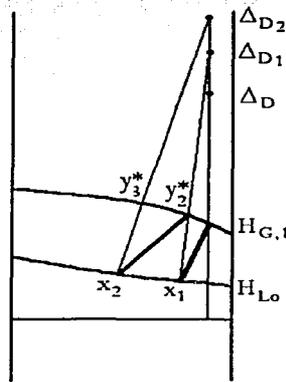


Figura 3-68

Esto continúa hasta que se alcanza la alimentación. El balance total en la torre nos da:

$$A = D + F$$

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

$$A H_A + q_R = D H_{L,D} + F H_{L,F} + q_C + \sum_{i=1}^{i=N} q_i$$

$$A H_A = D \left(H_{L,D} + \frac{q_C}{D} + \sum_{i=1}^{i=N} \frac{q_i}{D} \right) + F \left(H_{L,F} - \frac{q_R}{F} - \sum_{i=1}^{i=N} \frac{q_i}{F} \right)$$

En donde $\sum_{i=1}^{i=N} \frac{q_i}{D}$ es la sumatoria de los calores por unidad de destilado en la sección de enriquecimiento y $\sum_{i=1}^{i=N} \frac{q_i}{F}$ es la sumatoria de los calores por unidad de fondos en la sección de agotamiento.

La ecuación anterior permite el cálculo de la sección de agotamiento al colocar el primer punto Δ_F .

Para los demás platos en la sección de agotamiento se deberá cambiar el punto Δ_F en cada plato por la cantidad requerida $\frac{q}{F}$. Esto se continúa hasta alcanzar la composición final x_F . En ese punto se puede evaluar la entalpía que es igual a $H_F - \frac{qR}{F}$.

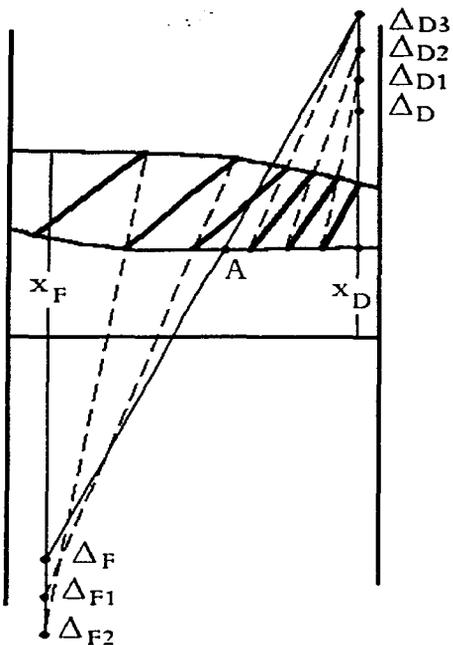


Figura 3-69

PROBLEMA 11

En una torre de destilación se van a tratar 500 kgmol / h de una disolución que contiene 15% de etanol en mol y el resto agua. Se desea producir un destilado con 70% de etanol en mol y unos fondos con 2% en mol de etanol. Se utilizará un reflujo de 1.1 y un condensador total.

Debido a un insuficiente aislamiento se espera que la torre, pierda alrededor de 100 000 kcal / h por cada etapa ideal. ¿Cuál sería el número de etapas requeridas? La alimentación se introducirá a su punto de burbuja. Utilice los siguientes datos de equilibrio para el sistema etanol-agua.

x	y*	H _L [$\frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$]	H _G [$\frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$]
0	0	1800	11490
0.0201	0.1868	1752	11411
0.0416	0.3019	1704	11525
0.0891	0.4319	1649	11607
0.1436	0.4954	1651	11607
0.2069	0.5334	1652	11610
0.2812	0.574	1796	11629
0.3698	0.595	1890	11630
0.4772	0.64	2002	11630
0.6101	0.7062	2050	11635
0.77886	0.8081	2098	11645
0.881	0.881	2131	11721
1.0	1.0	2131	11754

Tabla 3-8

1. TRADUCCIÓN

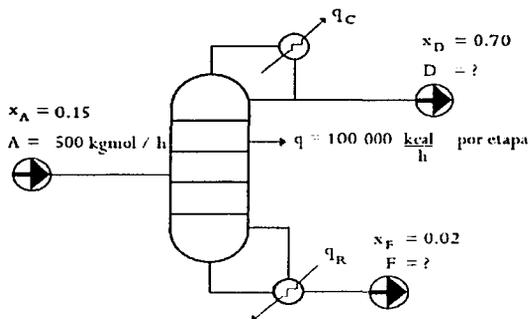


Figura 3-70

2. PLANTEAMIENTO

Utilizaremos el método de Ponchon-Savarit

2.1 BALANCES

$$A = D + F$$

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

2.2 REFLUJO

$$R_D = \frac{L_o}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{(H_{G,1} - H_{L,o})}$$

3. CÁLCULOS

3.1 BALANCES

$$A = D + F = 500 = D + F$$

$$A x_A = D x_D + F x_F = 500(0.15) = D(0.7) + F(0.02)$$

por lo tanto: $D = 95.588 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$; $F = 404.412 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$

3.2 REFLUJO

De la tabla 3-8 podremos encontrar los valores de $H_{G,1}$ y $H_{L,o}$; con el dato de $x=y^*=0.7$, tendremos:

$$R_D = \frac{L_o}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{(H_{G,1} - H_{L,o})} = 1.1 = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - 11635}{11635 - 2075}$$

$$(H_{L,D} + Q_D) = 22151 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

3.3 PÉRDIDAS POR CADA ETAPA

$$\frac{q}{D} = \frac{100\,000}{95.588} = 1\,046 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \quad \text{de destilados}$$

$$\Delta_{D1} = 22\,151 + 1\,046 = 23\,197$$

$$\Delta_{D2} = 23\,197 + 1\,046 = 24\,243$$

$$\Delta_{D3} = 24\,243 + 1\,046 = 25\,289$$

$$\frac{q}{F} = \frac{100\,000}{404.412} = 247.27 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \quad \text{de fondos}$$

3.5 NÚMERO DE ETAPAS

De acuerdo con el diagrama de la figura 3-71 se requerirán 5 etapas ideales

3.6 CALOR QUE DEBE RETIRARSE DEL CONDENSADOR

$$(H_{L,D} + Q_D) = 22\,150 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} ; \quad H_{L,D} = 2100 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \quad \therefore \quad Q_D = 20\,050$$

$$q_C = Q_D (D) = 20\,050 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \left(95.588 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \right) = 1\,916\,539.4 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

3.7 CALOR QUE DEBE ADICIONARSE EN EL CALDERÍN

$$H_F - Q_F = -3\,920 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} ; \quad H_F = 1800 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \quad \therefore \quad Q_F = 5\,720 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

$$q_R = Q_F (F) = 5\,720 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}} \left(404.412 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} \right) = 2\,313\,236.6 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

4. RESULTADO

Se requieren de 5 etapas ideales, enumerando la columna por la parte del domo.

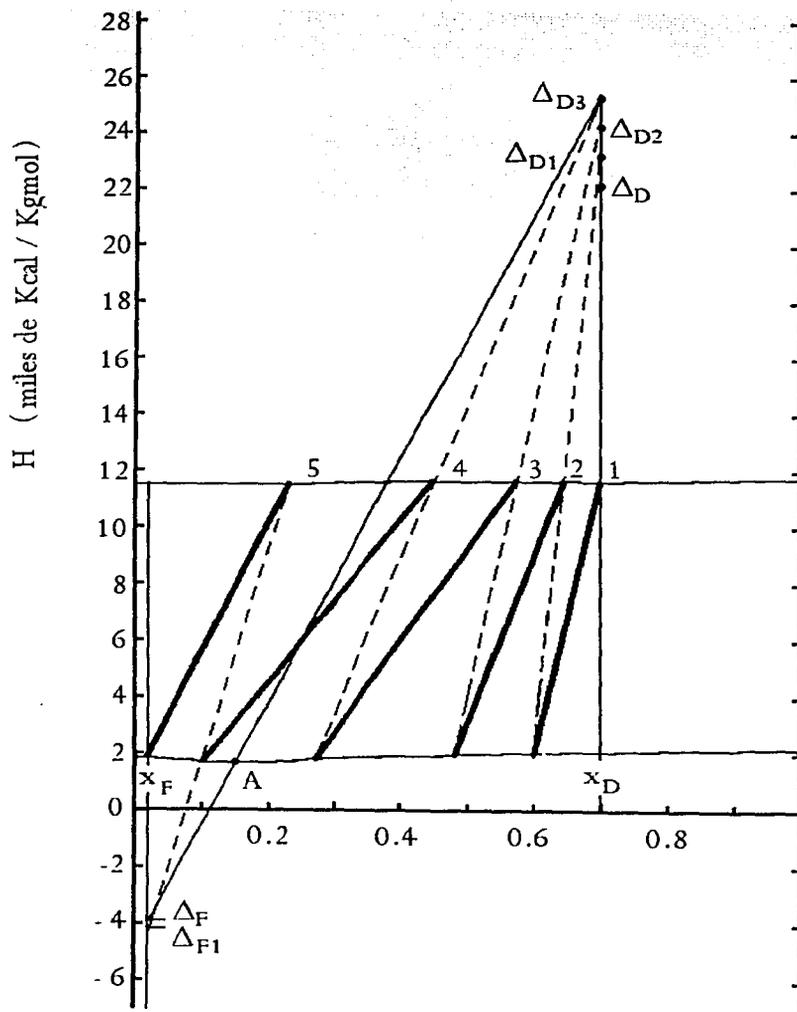
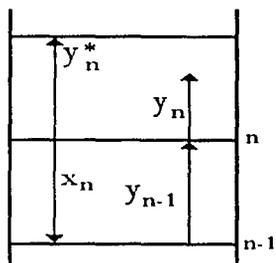


Figura 3-71

3.4.6 Platos no ideales

Las torres de destilación tienen una eficiencia menor del 100%, esto indica que las etapas no se comportan como ideales y que las corrientes salientes de las etapas no están en equilibrio. Una de las formas más utilizadas para medir la eficiencia es la llamada eficiencia de Murphree.



$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

Figura 3-72

En donde:

y_n^* = composición del vapor que estaría (ideal) en equilibrio con el líquido de composición x_n que sale del plato n.

y_n = composición real promedio del vapor mezclado que sale del plato n.

y_{n-1} = composición real promedio del vapor mezclado que entra en el plato n.

x_n = composición del líquido saliente de la etapa n.

Cuando se conoce el valor de la eficiencia de Murphree, es posible calcular el número de platos reales que debería tener una columna para lograr una separación dada.

Esto se logra trazando otra nueva línea de rocío, la que se construye utilizando los datos de equilibrio ideales y multiplicando la longitud de las líneas de equilibrio por la eficiencia.

Es de hacerse notar que la eficiencia puede variar de plato a plato o de sección en sección en la torre de destilación.

Una vez que se cuenta con la nueva línea de rocío se puede lograr el cálculo de los platos ideales. En los trazos el punto Δ_D y Δ_F se conservan, es decir las líneas de operación no cambian, solo las líneas de equilibrio.

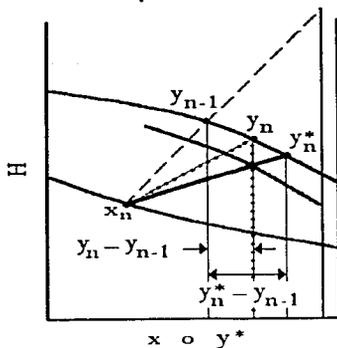


Figura 3-73

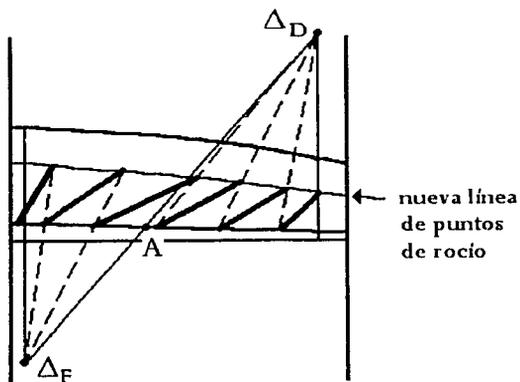


figura 3-74

PROBLEMA 12

Una torre de destilación con eficiencia de platos de Murphree es del 50% en todas sus secciones, se utiliza para tratar 500 kgmol / h de una solución que contiene 15 % de etanol en mol y el resto de agua. Con la torre se desea producir un destilado con 70% en mol de etanol y unos fondos de 2% en mol de etanol. Se utilizará un reflujo de 1.5 ¿Cuál es el número de etapas reales que se requieren? El condensador es total.

1. TRADUCCIÓN

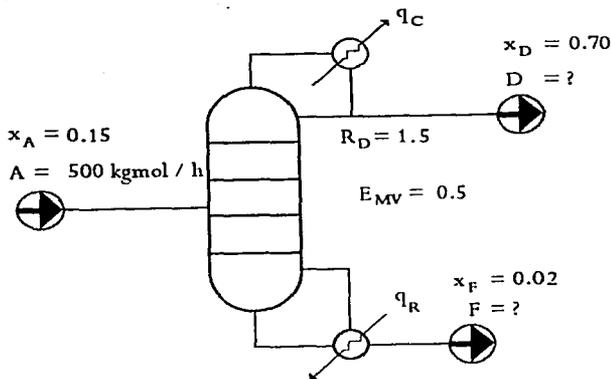


Figura 3-75

2. PLANTEAMIENTO

2.1 BALANCES

$$A = D + F$$

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

2.2 REFLUJO

$$R_D = \frac{L_o}{D} = \frac{(H_{L,D} + Q_D) - H_{G,1}}{(H_{G,1} - H_{L,o})}$$

2.3 EFICIENCIA

$$E_{MV} = 0.5 = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

3. CÁLCULOS

Los cálculos ya fueron realizados en el problema 11 y por lo tanto:

$$D = 95.588 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} ; \quad F = 404.412 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{pero para un reflujo de 1.5 tenemos: } (H_{L,D} + Q_D) = 25\,975 \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$$

3.1 NÚMERO DE ETAPAS

En la figura 3-76 tenemos el diagrama de H vs Composición para el sistema etanol-agua. La longitud total de cada isoterma del diagrama será multiplicada por $E_{MV} = 0.5$, la cual nos da un punto por cada isoterma; esos puntos se unen por medio de una línea, la cual será la nueva línea de puntos de rocío H_G . Esto se entiende así, para la isoterma de línea gruesa tendríamos una composición de $y^* = 0.320$ para una eficiencia del 50% (real); mientras que para esa misma isoterma tendríamos una composición $y^* = 0.495$ para una eficiencia del 100% (ideal). Por lo tanto, se tienen que obtener de la figura 3-76 todos los nuevos valores de y^* para la línea de 50% que junto con los valores de x que permanecen constantes, serán los datos para construir el diagrama de equilibrio y^* vs. x mostrado en la figura 3-77.

De acuerdo con la figura 3-77 se requieren 13 platos reales o 12 platos y el calderín.

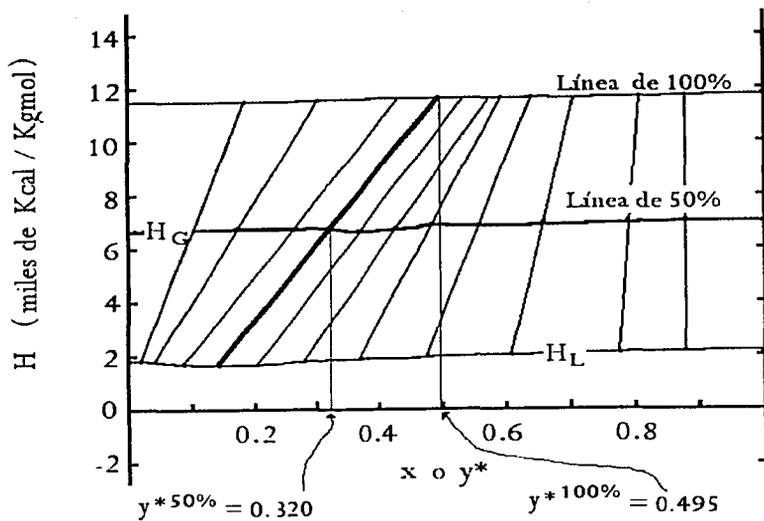


Figura 3-76

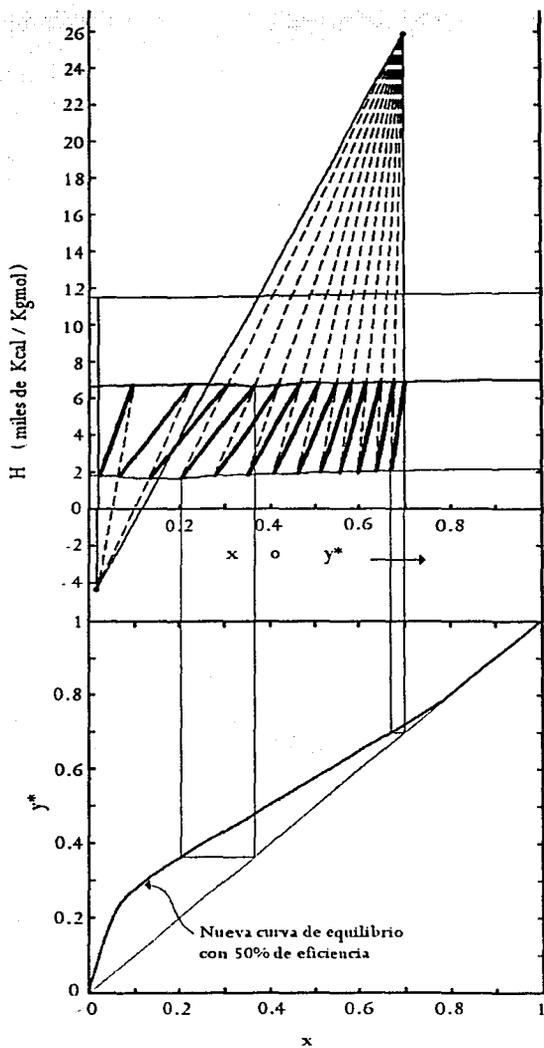


Figura 3-77

NOMENCLATURA

Se puede utilizar cualquier conjunto consistente de unidades.

A	Flujo de alimentación, mol/tiempo
<i>A, B</i>	Constantes de Van Laar, Adimensional
<i>A, B, C</i>	Constantes de Antoine, Adimensional
C_p	Capacidad calorífica molar a presión constante, energía/mol T
D	Flujo del destilado, mol/tiempo
E_{MV}	Eficiencia del plato de vapor de Murphree, fraccionaria
F	Flujo de residuo o de fondos, mol/tiempo
G	Corriente del vapor, mol/tiempo
H	Entalpía molar, energía/mol
H'	Entalpía molar para un punto de diferencias Δ , energía/mol
ΔH_{mez}	Calor de mezclado por mol de solución, energía/mol
L	Corriente del líquido, mol/tiempo
N	número de platos
P_c	Presión crítica, Fuerza / área
P^*	Presión parcial, Fuerza / área
P^o	Presión de vapor del componente puro, Fuerza / área
P_t	Presión total, Fuerza / área
PM	Peso molecular, Masa / mol
q_c	Energía total retirada por el condensador, Energía / tiempo
q_R	Energía total adicionada al rehervidor, Energía / tiempo
Q_D	q_c / D , Energía / mol
Q_F	q_R / F , Energía / mol
R	constante del gas, Energía / mol T
R_D	Reflujo externo
S	Corriente de salida lateral mol / tiempo o energía / tiempo
T	Temperatura de ebullición, T
T_c	Temperatura crítica, T
T_D	Temperatura de referencia, T
V	Corriente de vapor vivo, mol / tiempo
x	composición en el líquido, fracción mol
y	composición real promedio en el vapor, fracción mol
y^*	y^* en equilibrio con x, fracción mol
α	Relación de reflujo $R_{D, op} / R_{D, min}$, fracción
γ	coeficiente de actividad, adimensional
Δ	Punto de diferencias, representa una corriente ficticia

λ Calor latente molar de evaporación, Energía / mol

Subíndices

A	alimentación
A,B	componentes A,B
ΛZ	azeótropo
D	destilado
F	fondos
G	vapor
i	cualquier componente
L	líquido
m	plato m
máx	máximo
mez	mezcla
mín	mínimo
n	plato n
op	operación
V	vapor vivo

CONCLUSIONES

De la investigación realizada sobre el método de Ponchon-Savarit de destilación encontramos que se aplica a mezclas que no necesariamente sean consideradas como ideales; que no es necesario suponer flujo molar constante dentro de la torre y que podemos obtener información acerca de los requerimientos energéticos en el condensador y en el rehervidor de la torre de destilación. También se obtiene gráficamente la composición saliente de cada plato en la columna, y matemáticamente se pueden obtener los flujos salientes de cada plato. Todo lo anterior serían sus alcances, siendo su única limitante el hecho de que solo se emplea para mezclas binarias.

Ponchon y Savarit utilizan diagramas de entalpía contra composición junto con diagramas de equilibrio que son la base para desarrollar su método; por esta razón es de vital importancia conocer su elaboración e interpretación. Por esto se diseñó un capítulo para el estudio de estos diagramas, con el interés de que el lector que no esté familiarizado con los cálculos de equilibrio, no tenga la necesidad de recurrir a otra fuente de información adicional.

La explicación del método de Ponchon-Savarit desarrollada en el fascículo propuesto, se elaboró paso a paso para que el lector se de cuenta donde y como se coloca cada punto en el diagrama, como se trazan los platos y las líneas representativas de los balances de materia y energía; todo lo anterior con una gran cantidad de ilustraciones y problemas resueltos que sirven de un fuerte apoyo a la explicación.

La sección de casos especiales es desarrollada para los lectores que desean ir un paso más allá de lo que es una destilación sencilla (adiabática con una alimentación y un condensador total), con un problema resuelto para cada caso en particular. Esto es algo en lo que aventajamos claramente a la literatura, ya que en la mayoría de los libros casi no se contempla y en los pocos que si lo hacen solo enfocan su atención al método de solución, sin ejemplificar en nada la teoría expuesta con problemas resueltos.

BIBLIOGRAFÍA

1. E.E. Ludwing - Applied process desing for chemical and petrochemical plants.
-Vol. 2 - Gulf -Houston- 1964.
Contiene un problema resuelto y nueve propuestos.
2. G.G. Brown - Operaciones básicas de ingeniería química.
Ed. Marín - Barcelona 1965.
Libro clásico de operaciones unitarias, presenta teoría, dos problemas resueltos y nueve propuestos.
3. A.S. Foust - Principles of unit operations.
- Wiley - New York - 1960.
Un problema resuelto y cuatro propuestos.
4. H. Sawistowski - Métodos de cálculo en los procesos de transferencia de materia.
Ed. Alambra - Madrid - 1967.
Original libro en que se presentan las diversas formas en que puede calcularse un equipo. Presenta algo de teoría y un problema resuelto.
5. A. Valiente y R.P.Stivalet - Problemas de balance de materia y energía.
Ed. Alambra - México - 1986.
Presenta dos problemas resueltos y dos propuestos.
6. Ch. J. Geankoplis -Procesos de transporte y operaciones unitarias-
Ed. CECSA -México- 1986. Libro orientado a la industria alimentaria, contiene teoría, un problema resuelto y dos propuestos.
7. W. Mc Cabe y J. Smith -Unit operations of chemical engineering-
Ed. Mc. Graw Hill -New York- 1956. Presenta la teoría en detalle, dos problemas resueltos y dos propuestos.
8. C. O. Bennet y J. E. Myers -Momentum heat and mass transfer-
Ed. Mc. Graw Hill- 1962. Libro dedicado al análisis de los fenómenos de transporte, presenta teoría, un problema resuelto y dos propuestos.
9. K. F. Pavlov, P. G. Romankov y A. A. Noskov -Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química-
Ed. MIR - Moscú- 1981. Libro de problemas, contiene dos problemas resueltos.

10. M. Van Winkle -Distillation-
Ed. Mc. Graw Hill - New York- 1967. Libro clásico de destilación,
Presenta teoría, presenta un problema resuelto y seis propuestos.
11. Buford D. Smith -Design of equilibrium stage proceses-
Ed. Mc. Graw Hill -New York- 1963. Excelente libro, presenta un capítulo sobre
el método de Ponchon-Savarit. Dos problemas resueltos y cuatro propuestos.
12. W. L. Bagder -Introducción a la ingeniería química-
Ed. Mc. Graw Hill -México- 1979. Libro de operaciones unitarias. Contiene
teoría, tres problemas resueltos y dos propuestos.
13. R. E. Treybal -Mass transfer operations-
Ed. Mc. Graw Hill -Tokyo- 1968. Libro clásico de operaciones de transferencia
de masa. Contiene teoría, un problema resuelto y cuatro propuestos.
14. E. Kirschbaum -Distillation and rectification-
Ed. Chemical Publishing Co. -New York- 1948.
Contiene teoría y un problema resuelto.
15. P. T. Brian -Stage cascades in chemical processing-
Ed. Prentice Hall -Englewood Cliffs N. J.- 1972.
Contiene teoría.
16. Hines Anthon L. y Robert N. Maddox -Transferencia de masa-
Ed. Prentice Hall Hispanoamericana 1987.
Contiene teoría y un problema resuelto.
17. Ponchon, M. : -La technique moderne- , 20 - 24, (1921).
18. Savarit, R. : -Arts et métiers- (1922). 65-69.