

00521
26



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO DE UN FASCICULO SOBRE
DESTILACION DIFERENCIAL**

**TRABAJO MONOGRAFICO DE
ACTUALIZACION
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
MIGUEL ANGEL CARCAMO ORDAZ**



**EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA**

MÉXICO D.F.

2003

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

PAGINACION

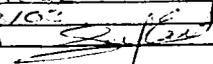
DISCONTINUA

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.

NOMBRE: Miguel Ángel

Cárcamo Ordaz

FECHA: 28/02/03

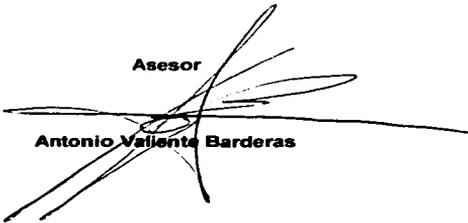
FIRMA: PA 

JUARDO ASIGNADO

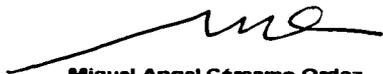
Presidente	Prof. Antonio Valiente Barderas
Vocal	Prof. Genovevo Silva Pichardo
Secretario	Prof. Héctor Mendez Fregoso
1er. Suplente	Prof. M ^a . Luisa Galicia Pineda
2 o. Suplente	Prof. Ricardo Pérez Camacho

Sito donde se desarrollo el tema: Laboratorio de Ingeniería química,
Facultad de química UNAM , Biblioteca, Facultad de Química UNAM.

Asesor


Antonio Valiente Barderas

Sustentante


Miguel Ángel Cárcamo Ordaz

Quiero agradecer a todas las personas que tengo presentes en mi corazón

y que han sido un ejemplo a seguir

A mi madre por su total apoyo y confianza en los buenos y malos momentos

A mi padre.....

A mis hermanos por soportarme todo este tiempo

A mis tíos y tías por sus palabras de aliento

*A mis entrañables amigos y personas que tienen un sitio especial en mi corazón
Ernesto, Nadia, Sonia, Juanito, Gina, Alfredo, Francisco Javier, Rogelio,
Adriana, Paco, Chayo, Diana, Paty López, Alberto (compadre), Manolo,
Alejandra, Laura, Rosalba, Esther, Jessica, Jovita, Jaime, Troy, Omar, Juan
M., Verónica, Paty B., Susana*

A los amigos de Bioquímica I : Victor, Edith, Marco, Alma, Oscar, Fede

*Y todas aquellas personas que me han brindado la oportunidad de conocerlas y que
de alguna manera han contribuido en mi formación como persona y como profesionalista*

Gracias

3

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

OBJETIVOS

Objetivos generales:

El presente trabajo tiene como finalidad servir como guía para la enseñanza de la destilación, para lo cual se dan conceptos que son útiles para la comprensión y el entendimiento de esta importante operación unitaria.

Que mediante el conocimiento de la evolución y los factores que la han favorecido, se reconozca a la destilación como una de las operaciones unitarias más importantes dentro de la industria.

Que por medio de un repaso a los conceptos que son utilizados en la destilación, se logre un mejor entendimiento y comprensión de esta operación unitaria.

Brindar una descripción más detallada de la destilación diferencial por lotes, sea esta binaria o multicomponentes, así como la destilación con rectificación y las ecuaciones que se utilizan para llevar a cabo los cálculos necesarios para la separación de mezclas por medio de la destilación.

Exhibir una serie de problemas relacionados con la destilación en sus distintas modalidades los cuales son resueltos de manera clara siguiendo una secuencia lógica.

Servir como marco para trabajos posteriores en los que se favorezca la enseñanza de esta operación unitaria, así como el interés en la investigación y desarrollo de herramientas que hagan de la destilación una operación más eficiente

INDICE

I.	Introducción.....	1
II.	Equilibrio en destilación.....	17
III.	Destilación por lotes.....	33
IV.	Diseño del Fascículo sobre destilación diferencial.....	44
V.	Experimentación llevando a cabo la destilación en una columna.....	109
VI.	Conclusiones.....	116
VII.	Bibliografía.....	117

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

El término destilación se emplea algunas veces para designar aquellos procesos en los que se vaporiza uno de los constituyentes de la solución. No obstante, en general esta denominación solo se aplica correctamente a aquellas operaciones en las que la vaporización de una mezcla líquida formada por uno o varios componentes produce una fase vapor que contiene uno de los constituyentes en mayor cantidad y se desea recuperar uno o más de estos constituyentes en estado casi puro. Así la separación de una mezcla de alcohol y agua en sus componentes es una destilación, mientras que la separación de una salmuera en sal y agua es una evaporación, aún en aquellos casos en que el producto sea únicamente el agua condensada y no la sal. En la recuperación de la glicerina de la solución obtenida como subproducto de la fabricación del jabón, la primera parte del proceso es una evaporación, porque en esta etapa solo se elimina el agua y la glicerina no se vaporiza o lo hace en pequeña cantidad. Esta parte del proceso se denomina "vaporización de la glicerina" y se efectúa en evaporadores ordinarios. Cuando la concentración es del orden del 80% en glicerina, empiezan a aparecer cantidades apreciables de ésta en el vapor y una simple evaporación no efectuará la separación. La operación empleada a partir de este punto se denomina "destilación de la glicerina".

La exigencia básica para la separación de los componentes de una mezcla por destilación es que la composición del vapor sea diferente a la composición del líquido con el cual se encuentra en equilibrio. Si la composición del vapor es la misma que la del líquido, el proceso de destilación no podrá efectuar la separación. Teóricamente, la destilación nunca producirá la separación de un componente puro, aunque el producto obtenido se justifica económicamente por medio de su concentración.

En la práctica, la destilación puede llevarse a cabo por dos métodos principales. El primero implica la producción de un vapor por ebullición de la mezcla líquida que se quiere separar, condensando seguidamente estos vapores sin llevar ninguna porción del líquido condensado como reflujo del calderín para que se ponga en contacto con el vapor que se desprende(destilación por lotes). El segundo método se envía una parte al calderín de tal forma que este retorne se encuentra en íntimo contacto y en contracorriente con los vapores que se desprenden y van hacia el condensador destilación con reflujo).

HISTORIA DE LA DESTILACIÓN

La destilación, es la operación unitaria más utilizada en la industria química, petroquímica, alimentaria, farmacéutica y perfumera, para la separación de los componentes que forman mezclas líquidas miscibles mediante la ebullición. Los vapores obtenidos se recuperan como producto deseable y se condensan, (esto se lleva a cabo cuando el componente más volátil es el que nos interesa, si esto no es así y el componente que nos interesa es el más pesado, los vapores se pueden liberar al ambiente dejando en el calderín como remanente la sustancia que nos interesa). Los vapores condensados son más ricos en el líquido o líquidos más volátiles, mientras que los fondos, o líquidos remanentes, son más ricos en las sustancias menos volátiles. Hasta donde se sabe, el proceso de la destilación fue inventado por los alquimistas egipcios, quienes emplearon gran cantidad de aparatos diseñados para vaporizar sustancias volátiles y tratar los metales con ellas así mismo calentaban agua de mar en calderos cubiertos y se sacudían las gotas condensadas en las tapaderas, con el fin de usarlas como agua para beber. También obtenían mercurio al calentar el cinabrio (mineral de sulfuro de mercurio) sobre un plato de hierro, colocado dentro de una olla cubierta con un puchero (vasija con panza abultada cuello ancho y asa junto a la boca que sirve comúnmente para cocer los alimentos), en el que se condensaba el vapor de mercurio.

Los alquimistas griegos, en el siglo primero de nuestra era, inventaron el alambique para destilar sustancias. Un alambique o destilador está compuesto de tres partes: una vasija en la que se calienta el material que se va a destilar, una parte fría para condensar el vapor producido y un recipiente para recogerlo.

La destilación se inventó como un medio para obtener un líquido capaz de atacar o colorear los metales. Ciertamente, no se conoce el uso de alambiques para propósitos no alquímicos hasta alrededor de 700 años después de su primer empleo en la alquimia, cuando los encontramos en libros de recetas.

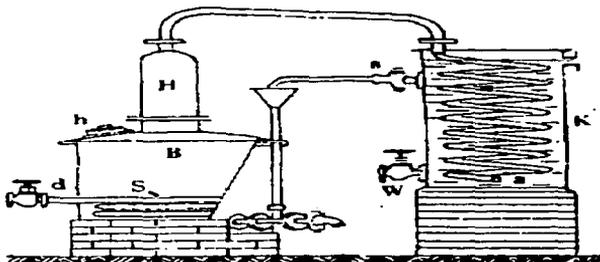
En el mundo antiguo Los conocimientos químicos de los árabes eran considerables. Aunque no profundizaron en la química teórica, su química aplicada era positivamente superior a la de los químicos helénicos. Un genio, Abu Mussah-al-Sofi o Geber, quien vivió alrededor de 760 dC describió métodos mejorados de evaporación, filtración, sublimación, fusión, destilación y cristalización. Los antiguos textos mencionan ciudades como Damasco entre los centros manufactureros y destiladores. Debido a ellos en la química actual tenemos nombres árabes para aparatos y productos químicos: álcali, antimonio y alambique.

El procedimiento de destilar alcohol y producir ácidos fuertes, como el sulfúrico y el nítrico, afectaron de manera importante a muchas técnicas; la producción de perfumes, por ejemplo, cambió totalmente. Los químicos antiguos obtenían sus esencias mezclando flores y hierbas con grasas o ceras fundidas, que después se separaban por filtración. Las esencias responsables del aroma eran así absorbidas por el aceite o la grasa. Pero los árabes empezaron entonces a mezclar las hierbas y las flores con alcohol o agua, y a destilar las mezclas para producir un perfume líquido. Cuando se usaba agua, las esencias formaban una capa fina en la parte superior de la mezcla y podían separarse por decantación. De este modo se producía el agua de rosas a partir de los pétalos de las rosas. Éste es el inicio de la destilación por arrastre con vapor. Las primeras descripciones europeas del alcohol datan de los alrededores del año 1100. Se encuentran en manuscritos del gran centro médico que fue Salerno. Cien años después, el alcohol, obtenido por la destilación del vino, era ya una sustancia bien conocida. Durante la Edad Media, el alcohol concentrado solía prepararse en dos etapas; la primera destilación producía un alcohol de 60%, al que se le daba el nombre de agua *ardens*, o aguardiente, una nueva destilación subía la concentración al 96%, el producto final se conocía por el nombre de *aqua vitae*, o agua de la vida. En 1320, se producía alcohol en gran escala en Módena, Italia y su conocimiento se extendió a Francia y Alemania. La peste negra, que devastó la población de Europa, fue una de las causas de la difusión de la afición al alcohol fuerte. Después de ese holocausto, la costumbre de beber “brandy”, licores, aguardiente o ginebra (de 33 a 45% de alcohol, o más), quedó firmemente arraigada como costumbre social. Hasta entonces los licores que se bebían contenían pequeños porcentajes de alcohol, tales como vinos y cervezas (7 a 15% en volumen). Desde 1150, los químicos italianos destilaron ácido nítrico de una mezcla de nitrógeno y alumbre. Venecia, y algunas ciudades de Francia y Alemania, fueron los centros productores de este ácido, que era el principal reactivo empleado para la refinación del oro que contenía plata. El ácido sulfúrico se producía en el siglo XIII, ya sea por destilación de alumbre, o quemando azufre sobre agua bajo una campana de cristal. En el siglo XV se destilaba ácido clorhídrico de una mezcla de nitrógeno y sal común. El conocimiento de estos ácidos fuertes se difundió rápidamente, en todas direcciones; se aplicaron a la disolución de sales, en metalurgia y en el trabajo de metales, así como en calidad de agentes mordientes o de blanqueado. El conocimiento de los ácidos y los disolventes de bajo punto de ebullición, como el alcohol, resultó de extraordinaria importancia para el progreso de la química, tanto teórica como experimental. Los químicos antiguos se habían limitado generalmente al estudio de sólidos o líquidos.

Ahora podían estudiarse los cuerpos en disolución con otros compuestos. La industria química se integró al dominio del gremio de los destiladores, que en el siglo XV comprendía no sólo a los fabricantes de ginebra, sino también a los boticarios y a los fabricantes de ácidos. La destilación de ácidos abrió la puerta a la producción de diversos productos químicos nuevos. La medicina, en la primera parte de la Edad Media, no contaba en general más que con medicamentos en forma de polvos y jarabes. Estos últimos fueron reemplazados entonces por tinturas, es decir, disoluciones o destilados de la droga o, en específico, en alcohol. Los perfumes. Los perfumes que se habían preparado siempre en la forma clásica, macerando hierbas y aceites o grasas, se empezaron a fabricar a la usanza árabe, es decir, por destilación y disolución con el alcohol. Hasta el siglo XIX los alambiques fueron del tipo de lotes con poco reflujo; eran muy pequeños, de 30 a 80 centímetros de diámetro y 1.5 metros de alto, con todo y accesorios.

La modernidad Los primeros libros sobre destilación aparecieron en el siglo XVI (Brunschwig, 1500; Andrew, 1527); uno de ellos aparece más tarde, escrito por Libavius (1606). Boyle destiló alcohol de madera y vinagre, y recibió las diferentes fracciones de acuerdo con sus puntos de ebullición, lo que constituyó probablemente la primera destilación analítica. Tuvieron que pasar muchos siglos para que, al llegar la Revolución Industrial, se encontraran nuevos usos para la destilación. En esa época los experimentos realizados para obtener coque de buena calidad demostraron que el carbón desprende un gas inflamable al ser calentado. Ese gas no tardó en ser aprovechado para producir gas de alumbrado. Con ello, los subproductos de la industria del gas adquirieron una importancia creciente. Entre ellos 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 usó vapor de agua como agente térmico. En aquel tiempo los investigadores franceses de vanguardia habían diseñado y ensayado las llamadas columnas de destilación. Éstas progresaron apreciablemente con el invento de la columna de rectificación de Cellier 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 Bérard diseñaron independientemente columnas para rectificar el alcohol extraído del vino.



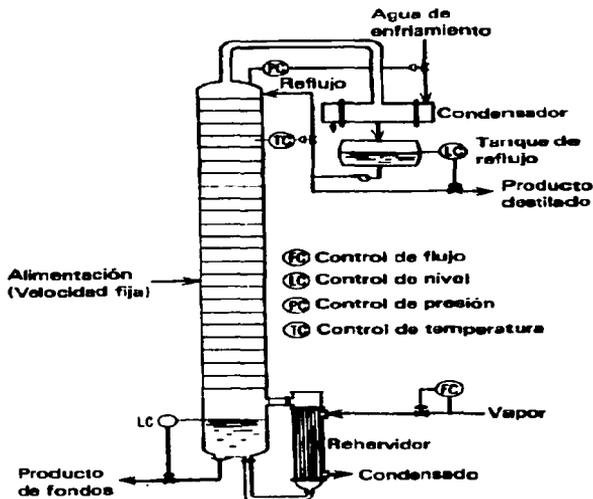
Aparato alemán para destilación del siglo XIX

(Ver Educación química, para quitarle el polvo Historia de la destilación Antonio valiente Bardenas abril de1996, pp 76-81)

Blumenthal, combinó los principios utilizados por los dos inventores, para fabricar una columna que proporcionaba una corriente de alcohol rectificado a partir de una alimentación continua de vino; logró así el primer proceso de destilación a régimen permanente. Para 1850, las columnas rectificadoras de la industria del alcohol se empezaron a utilizar en las industrias del petróleo y del alquitrán de hulla. Entre 1860 y 1880, se descubrieron productos químicos valiosos tales como el benceno, el tolueno y el xileno, mediante la destilación del alquitrán. A mediados del siglo pasado se descubrió la forma de fabricar vidrio transparente, dúctil y capaz de soportar el calentamiento y enfriamiento continuos. Este vidrio tuvo su aplicación inmediata en la fabricación de aparatos y material de laboratorio. Ello significó una enorme ventaja sobre los equipos de metal y cerámica que se venían utilizando, especialmente por la resistencia química del vidrio, su transparencia y su maleabilidad, lo que permitió la fabricación de nuevos y complicados instrumentos de laboratorio. En el campo de la destilación, los alambiques se modificaron y aparecieron los matraces, columnas y condensadores, semejantes a los empleados hoy. Desde entonces, la destilación ha sido una de las técnicas de separación más empleadas en los laboratorios y en la investigación química, al tiempo que se la utiliza también como una técnica analítica. Por otra parte, desde mediados del siglo pasado los equipos más utilizados industrialmente estaban hechos de acero o de otro tipo de metal y recibieron el nombre de columnas de rectificación o columnas de destilación. Se trata de un equipo que consta de un calderín o rehervidor (en el cual se genera vapor), una columna

con platos o con empaques (en la cual se lleva a cabo la rectificación, al ponerse los vapores en contracorriente con el líquido) y un condensador (en el cual se condensan los vapores salientes del domo, se regresa parte de ese líquido como "reflujo" y se extrae parte del mismo como un destilado o producto del domo). En estas columnas, la alimentación se efectúa por lo general cerca del centro de la columna. La parte por arriba de la alimentación recibe el nombre de sección de rectificación o de enriquecimiento y la parte de abajo sección de agotamiento. La industria de la refinación del petróleo sufrió también modificaciones profundas bajo el impacto de la investigación científica. En 1859 el coronel Drake demostró por primera vez la posibilidad de extraer el petróleo crudo del subsuelo de perforación, para no tener que depender exclusivamente de las afloraciones. Hasta 1900, cuando la industria automotriz daba apenas los primeros pasos, la industria del petróleo se había restringido a la producción de queroseno. Los procesos de refinación del petróleo y el correspondiente aparato técnico, eran en su mayoría adaptaciones de otras industrias, como la del alquitrán de hulla y la del alcohol. Gradualmente, las industrias del petróleo pusieron en práctica métodos más científicos en la destilación y refinación del petróleo. Este cambio recibió el impulso de la creciente demanda de productos distintos del queroseno: lubricantes, parafinas, asfalto, aceite combustible y sobre todo gasolina, que entonces se necesitaban en cantidades mayores cada vez para automóviles y aviones. Trumble, en Estados Unidos, ideó en 1812 la combinación de un destilador de tubos con columnas desolladoras y evaporadores. Esto resultó ser un sistema extraordinariamente flexible para adaptar las unidades destiladoras a la diversidad de crudos existentes. La refinación química, originalmente un proceso por lotes, se hizo entonces automática, hasta con verse en una operación continua en recipientes cerrados, lo cual evitó la evaporación peligrosa y dispendiosa de fracciones ligeras. El equipo predecesor de las campanas de burbujeo o "cachuchas" fue inventado en 1822 por Perrier. Estas campanas se usaron como aparatos para mejorar el contacto del vapor que se introducía por debajo del plato en el que estaban las campanas. Arriba de las campanas se introducía vino, y por debajo vapor. El vapor no se mezclaba con el vino. En 1830 Coffee desarrolló una columna continua que usaba tanto platos perforados como precalentamiento de la alimentación y reflujo interno. Cuando el gas natural vino a suplir la falta de combustible, pudieron extraerse compuestos valiosos con bajo punto de ebullición, como el propano y el butano. Esto era imposible sin una destilación adecuada para eliminar los gases disueltos. Como consecuencia, los técnicos se vieron en la necesidad de idear nuevos tipos de columnas destiladoras. La destilación fue un arte durante el periodo de su desarrollo inicial. La

invención de las campanas de burbujeo, los platos perforados, los condensadores enfriados con agua, el reflujo, el precalentamiento de la alimentación y la adaptación del proceso a la operación continua, se llevaron a cabo en el siglo pasado, aunque no se hicieron intentos para sistematizar o aplicar principios cuantitativos a los procesos de destilación. En los últimos años del siglo XIX, Hausbrand (1893) y Sorel (1899), presentaron los primeros estudios matemáticos aplicados al diseño de las columnas de fraccionamiento.



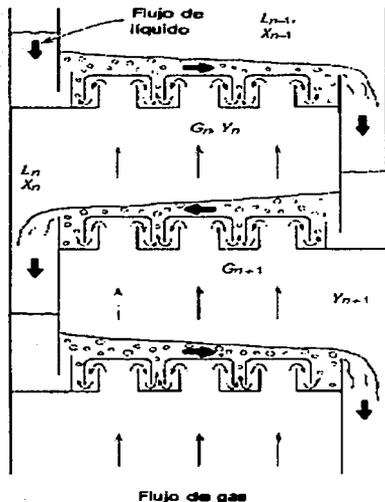
ESQUEMA DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN

Sorel (1899) desarrolló y aplicó relaciones matemáticas para la separación fraccionada de mezclas binarias, primero a las que tenían alcohol y agua, e introdujo en sus cálculos los

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

conceptos de entalpía molar, pérdida de calor, composiciones, reflujo y gastos. Otros investigadores de esa época fueron Barrel, Young, Rayleigh, Lewis, Rosanoff y Dufton. En 1925, W.L. McCabe y E.W. Thiele presentaron un trabajo (McCabe, 1925) ante la American Chemical Society, que presentaba un nuevo método sencillo, rápido e ilustrativo para calcular gráficamente el número de platos teóricos necesarios para la separación de los componentes de una mezcla binaria en una columna de rectificación. La aportación original de McCabe a este problema fue un gran paso en el diseño científico de unidades de destilación y demostró ser un gran progreso cuando pasaron a primer plano los nuevos sistemas de cracking hacia 1936. Posteriormente, Ponchon y Savarit (1922) diseñaron un método para el cálculo de columnas de destilación para mezclas binarias, el cual no requería las simplificaciones del método de McCabe y que podía aplicarse a mezclas no ideales. Entre 1930 y 1960, se hicieron numerosos estudios para predecir la eficiencia de las columnas de destilación. Sin embargo fue a partir de que el Instituto Americano de Ingenieros Químicos formó una comisión para estudiar el problema (AIChE, 1958), cuando se pudo contar con un método confiable para obtener las eficiencias en columnas de destilación que trabajan con mezclas binarias. Una vez resuelto este problema, las baterías se orientaron hacia el diseño de columnas que trabajaran mezclas multicomponentes (Holland, 1988). El diseño de éstas recibió un impulso muy importante con el desarrollo de las computadoras modernas, el cual hizo posible la aplicación de ecuaciones de estado para el cálculo del equilibrio vapor-líquido. El estudio de los sistemas azeotrópicos permitió también que se pudieran diseñar columnas que pudieran separar estas mezclas, para obtener productos puros, tales como alcohol a partir de una mezcla alcohol-agua. A pesar de que la operación unitaria de destilación es la que cuenta con más bibliografía y sobre la que se han efectuado y se efectúan más estudios e investigaciones, todavía no se ha agotado el campo, ni se ha dicho la última palabra sobre el diseño de los aparatos de destilación, que han probado ser tan útiles para la humanidad. Hoy, la destilación se reemplaza por otras operaciones que, o consumen menos energía, o son más eficientes, tales como la extracción líquido-líquido, la adsorción, la cromatografía, etcétera. Sin embargo, sigue presente en casi todos los procesos químicos, petroquímicos, farmacéuticos o de la industria alimentaria y vinícola. El aparato utilizado en la actualidad en la destilación continua está constituido por tres equipos integrados: un generador de vapor, rehervidor o calderín, un elemento que pone en contacto vapor y líquido, columna de platos o empacada, y un condensador, que es un cambiador de calor enfriado por agua o por un refrigerante. La rectificación o destilación continua con etapas y con reflujo puede

considerarse, de forma simplificada, como un proceso en el cual se lleva a cabo una serie de evaporaciones y condensaciones. Estos fenómenos se llevan a cabo en los platos o charolas de la columna de destilación. Para ello, el líquido de cada etapa fluye por gravedad a la etapa inferior y el vapor de cada etapa lo hace hacia arriba, a la etapa superior. Por consiguiente, en cada etapa entra una corriente de vapor G y una corriente líquida L, las que se mezclan para transferir masa y tratar de alcanzar el equilibrio. La forma de lograrlo es la creación de una interfase líquido-vapor lo más extensa posible. La principal resistencia a la transferencia de masa está en la fase vapor, por lo que se han diseñado aparatos y dispositivos en los que el vapor burbujee dentro del líquido, para obtener así una mayor superficie de transferencia. Sin embargo, no es posible lograr que las corrientes que salen de una etapa estén en equilibrio, de allí que se hable de eficiencia, que es una medida del acercamiento al equilibrio. Los platos reales de una columna tienen eficiencias menores que 100 por ciento. Como ya se mencionó, el principio de funcionamiento de la columna es poner en contacto un vapor con un líquido más rico en el componente más volátil que el correspondiente al equilibrio. Al mezclarse íntimamente, el vapor tenderá a ponerse en equilibrio con el líquido, condensándose parte del componente menos volátil y evaporándose el más volátil. Mediante la repetición de esos contactos a contracorriente, el vapor se irá enriqueciendo y el líquido empobreciendo (en el componente más volátil) hasta alcanzar las composiciones del destilado y del residuo respectivamente. Como el proceso consiste en poner en contacto vapor con líquido y a la columna no le entra más que la alimentación, el vapor se genera evaporando parte del residuo o fondos, y el líquido retornando a la columna parte del destilado, que son las mezclas más pobres y más ricas, respectivamente, en el componente más volátil. La energía para que la torre funcione así es proporcionada por el calor que se introduce en el rehedidor, el cual causa la evaporación de parte del líquido que llega a éste. La corriente de vapor, conforme asciende por la torre, se enriquece en el componente más volátil. Esta corriente se condensa en el condensador y una parte de ese líquido se regresa (refluja) hacia la columna y otra parte se extrae del domo como destilado o producto. La corriente del líquido que se refluja descende por gravedad y se va enriqueciendo con el componente más pesado. Este proceso de enriquecimiento y empobrecimiento en determinados componentes se lleva a cabo en etapas sucesivas de la torre. Para entender más fácilmente este mecanismo es conveniente referirse a la siguiente figura, en la que se representa un plato y las concentraciones del líquido volátil en las corrientes líquida y de vapor.



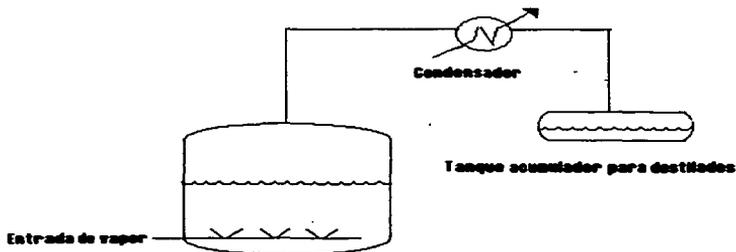
Platos con campanas de burbujeo con flujo cruzado para el contacto entre fases

En cada plato se pone en contacto el líquido que sube del plato superior, L_{n-1} , con el vapor que sube del plato inferior, G_{n+1} . Cuando la etapa se comporta de manera ideal se alcanza el equilibrio y las concentraciones son las correspondientes a la temperatura de equilibrio alcanzada, es decir, cuando la temperatura de ambas corrientes es la misma (t_n). En estas condiciones, la concentración del componente ligero en el líquido (X_n) y la concentración en el vapor (Y_n) son las concentraciones en el equilibrio. Aquí se puede apreciar también el efecto del empobrecimiento y enriquecimiento mencionados. La concentración del líquido que desciende, X_{n-1} , es mayor que X_n , pero la concentración del vapor que sube aumenta, es decir, Y_n es mayor que Y_{n-1} .

A continuación se describen algunos tipos de destilación

DESTILACIÓN POR ARRASTRE DE VAPOR

La destilación por arrastre de vapor de agua es un método que se utiliza para la separación de sustancias de alto punto de ebullición con impurezas no volátiles o para la extracción de impurezas volátiles de alto punto de ebullición de sustancias de aún más alto punto de ebullición. Un ejemplo de lo primero es la separación de aceites esenciales de alto punto de ebullición, (pero sensibles al calor) de impurezas solubles en agua. Un ejemplo del otro caso es la eliminación de las impurezas de alto punto de ebullición (que originan un olor o sabor desagradable) de los aceites comestibles vegetales de mayor punto de ebullición todavía. El procedimiento se adapta especialmente a todos aquellos casos en la que la sustancia de que se trata se destila únicamente a un vacío muy elevado o cuando la temperatura de destilación puede producir la descomposición térmica de uno o todos los componentes-. Una condición necesaria para la aplicación de la destilación por arrastre de vapor de agua, es que, el producto que se desea obtener (tanto si es material volátil que se desprende del calderín, como si es residuo no volátil que queda en el mismo) sea inmiscible con el agua.

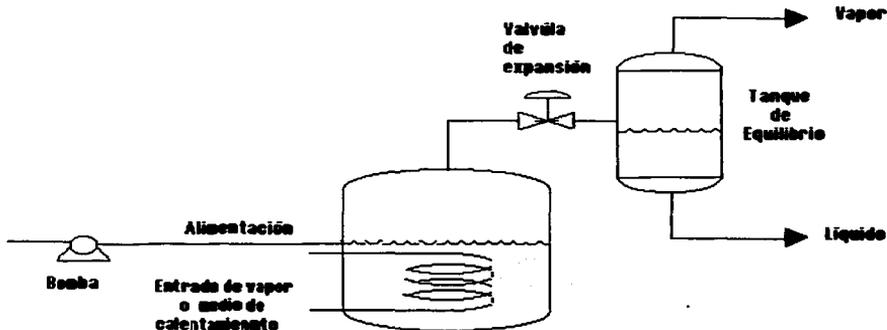


ESQUEMA DE LA DESTILACIÓN POR ARRASTRE DE VAPOR

DESTILACION INSTANTÁNEA O FLASH

La destilación flash, llamada también cerrada o de equilibrio, consiste en vaporizar una determinada fracción del líquido, procediendo de forma que el vapor que se genera esté en

equilibrio con el líquido residual, separar el vapor y condensar este último. Los elementos que constituyen una planta de destilación flash son los siguientes. La alimentación se hace circular mediante una bomba a través de un calentador, teniendo lugar una caída de presión en una válvula de expansión. En un separador de vapor, entra una mezcla de vapor y líquido que permanece en él durante un periodo de tiempo suficiente para que se produzca la separación de las dos fases. Debido al íntimo contacto que tiene lugar entre el líquido y el vapor, las corrientes que se separan están en equilibrio. El vapor y el líquido salen por los conductos superior e inferior del separador.



ESQUEMA PARA LA DESTILACIÓN INSTANTÁNEA O FLASH

DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA Y EXTRACTIVA

Muchas mezclas son difíciles de separar por destilación debido a que sus volatilidades relativas son muy cercanas a 1.0. Algunas de estas mezclas pueden separarse

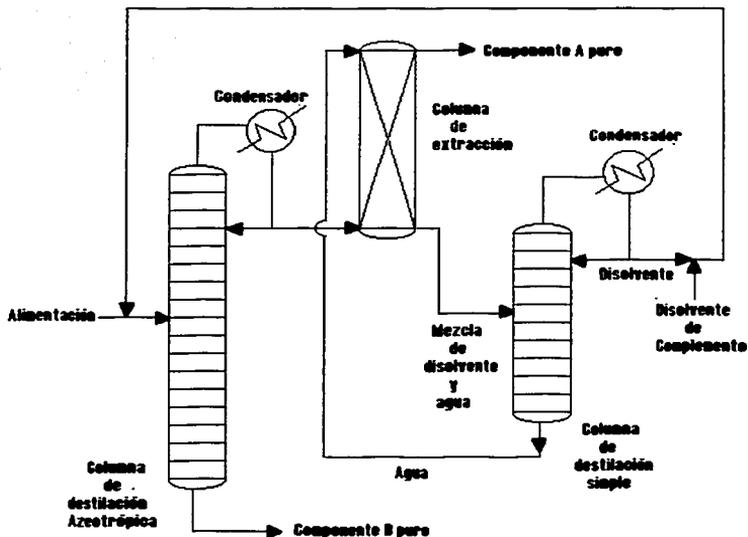
**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

mediante la adición de otro componente que incremente las volatilidades relativas de los constituyentes originales. La destilación posterior a la adición de un componente cuyo objetivo es el de incrementar las volatilidades relativas, se conoce como destilación azeotrópica o destilación extractiva, dependiendo del componente que se añade.

En la destilación azeotrópica, el componente que se añade es relativamente volátil. En muchos casos forma un azeótropo mínimo con uno de los componentes originales; el azeótropo mínimo sale por el domo como producto destilado, mientras que los demás componentes salen por el fondo. Desde luego es necesario separar el agente azeotrópico del componente original mediante otro proceso de separación apropiado.

La destilación extractiva involucra la adición de un componente con una volatilidad relativamente baja. El "disolvente" que se añade desciende de etapa a etapa incrementando las volatilidades relativas, y por último sale de la columna por el fondo. La destilación azeotrópica o extractiva se emplea para separar mezclas tanto binarias como de multicomponentes. La destilación azeotrópica o extractiva se basa en las interacciones de los componentes en soluciones no ideales. El agente azeotrópico o extractivo se selecciona de tal manera que interactúe más con uno de los componentes que con el otro. Un agente azeotrópico puede añadirse a una mezcla binaria casi ideal de baja volatilidad relativa (es decir de componentes que tienen puntos de ebullición muy cercanos). Si las estructuras de los componentes originales son suficientemente distintas, el agente azeotrópico puede interactuar con una de ellas (por ejemplo puentes de hidrógeno), aumentando la volatilidad relativa.

La solución binaria original puede ser lo suficientemente no ideal de modo que contenga un azeótropo binario que evite la producción de los componentes puros por destilación simple. La adición de un agente azeotrópico puede "romper" el azeótropo binario y permitir la producción de los componentes puros, aunque requiere de unidades de separación adicionales para recuperar al agente azeotrópico. Por ejemplo el etanol y el agua forman un azeótropo binario con una fracción mol de alcohol de 0.89, de manera que esta es la solución alcohólica más rica que puede recuperarse por destilación simple.



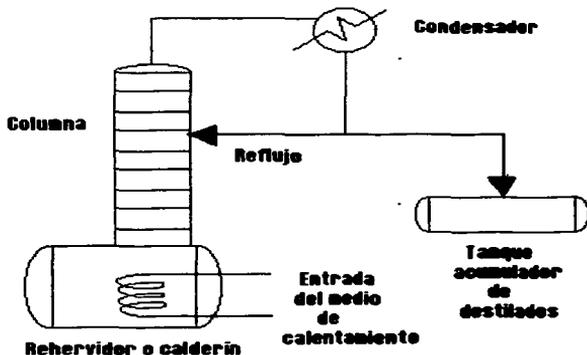
ESQUEMA PARA LA DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

RECTIFICACIÓN O FRACCIONAMIENTO

La rectificación, ha tenido gran desarrollo y es el método más utilizado en la práctica como método de separación, una unidad de rectificación consta de un calderín o rehevridor en el que se genera el vapor, una columna de rectificación o fraccionamiento a través de la cual ascienden los vapores para ponerse en contacto contracorriente con el líquido que desciende y un condensador que condensa los vapores que salen por la parte superior de la columna enviando parte de este líquido condensado (el reflujo) nuevamente a la columna para que descienda contracorriente con los vapores que ascienden y descargando el resto

**TESIS CON
FALTA DE ORIGEN**

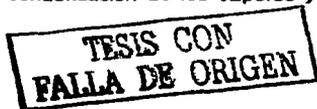
del líquido como destilado. A medida que el líquido desciende por la columna, se va enriqueciendo en los componentes de la mezcla que tienen punto de ebullición más elevado y a medida que la corriente de vapor asciende por la columna se va enriqueciendo en los componentes de punto de ebullición más bajo. En consecuencia, la columna es un aparato apropiado para poner a estas dos corrientes en íntimo contacto, de tal forma que la corriente de vapor tienda a vaporizar los componentes de punto de ebullición bajo que lleva la corriente líquida, y ésta a su vez tiende a condensar los componentes de punto de ebullición elevado que lleva la corriente de vapor. La cabeza o parte superior de la columna está más fría que su base o fondo, por lo que la corriente de líquido va calentándose a medida que desciende y la de vapor va enfriándose a medida que asciende. Esta transmisión de calor se efectúa por contacto entre el líquido y el vapor, y para ello, se precisa que exista un contacto íntimo.



ESQUEMA PARA LA RECTIFICACIÓN O FRACCIONAMIENTO

DESTILACIÓN POR LOTES

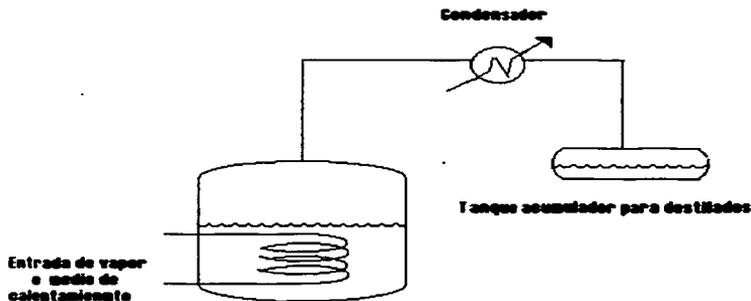
En la destilación diferencial, una mezcla líquida se carga en un recipiente, y los componentes son separados por ebullición del líquido, condensación de los vapores y



recolectando los componentes de acuerdo a sus puntos de ebullición. El más sobresaliente atributo de esta operación es la flexibilidad.

La destilación por lotes se prefiere sobre la destilación continua cuando las cantidades de material a tratar son relativamente pequeñas, y son manejadas en periodos irregularmente programados. En algunos casos, la composición del material que va a ser destilado puede variar mucho de periodo a periodo. En la destilación por lotes solo son necesarios cambios pequeños cuando se cambia de una mezcla a otra, la velocidad del reflujo puede variarse fácilmente sin balanceo o ajuste de varios instrumentos, no es necesario un balance de alimentación y tampoco hay la necesidad de mantenimiento. En una situación donde diferentes mezclas deben ser manejados de un día para otro la versatilidad del calderín por lotes es insuperada.

El más caso más simple de la destilación por lotes es uno en el cual la mezcla que se va a separar se carga a un recipiente en adecuado para ser calentados con un condensador total y un recipiente para recibir el producto. La mezcla es destilada sin reflujo hasta que una cantidad definida de uno de los componentes de la mezcla ha sido recuperada, o hasta que un cambio en la composición se ha llevado a cabo.



ESQUEMA PARA LA DESTILACIÓN POR LOTES

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

CAPITULO II EQUILIBRIO EN DESTILACIÓN

EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR

Se dice que una solución líquida esta en equilibrio con sus vapores cuando las presiones de sus componentes en la fase líquida y vapor sean iguales.

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

Los datos básicos de cualquier problema de destilación son los de equilibrio entre las fases líquida y gaseosa del sistema sometido a destilación, por tal motivo es necesario disponer de diagramas de puntos de ebullición, en estos diagramas se representa la relación que existe, entre el punto de ebullición y la composición de equilibrio a presión constante para todas las mezclas de un líquido A (de punto de ebullición t_a) y un líquido B (de punto de ebullición t_b), siendo el líquido A el más volátil. En tal diagrama se han representado las temperaturas en el eje de las ordenadas y las composiciones en el eje de las abscisas. El diagrama esta formado por dos curvas cuyos extremos coinciden. Cualquier punto sobre la curva superior corresponde a un vapor que tiene por composición la marcada por su abscisa y , y que por condensación a la temperatura correspondiente a su ordenada t_1 produce un líquido de composición x . (por ejemplo punto e)

Cualquier punto de la curva inferior que tiene la composición indicada por su abscisa x , corresponde a un líquido que comenzará a hervir produciendo un vapor de composición y , todo ello a una temperatura t_1 , (por ejemplo el punto d)

Cualquier par de puntos situados sobre la misma horizontal pero en diferentes curvas, representan composiciones de líquido y vapor que se encuentran en equilibrio a la temperatura indicada por la horizontal que pasa por los dos (por ejemplo los puntos e y d).

Para todos los puntos situados por encima de la curva superior, la mezcla esta completamente en estado de vapor (ejemplo punto a)

Para todos los puntos situados por debajo de la curva inferior, la mezcla se encuentra completamente líquida (ejemplo punto b)

Y finalmente para todos los puntos situados entre las curvas, el sistema esta formado por una parte líquida y un vapor (ejemplo punto c)

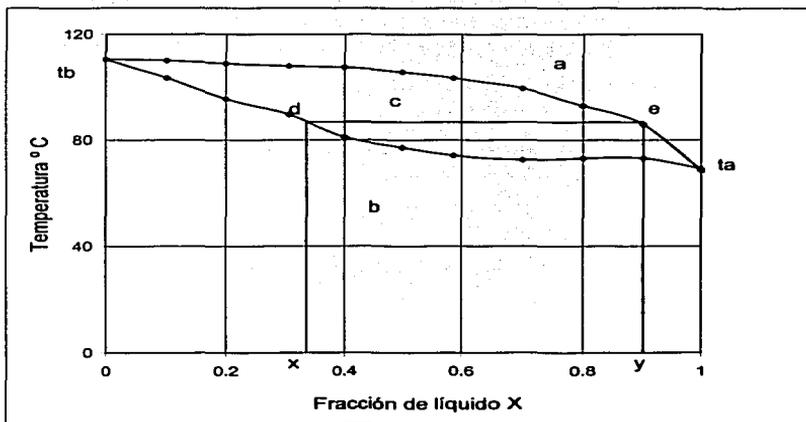
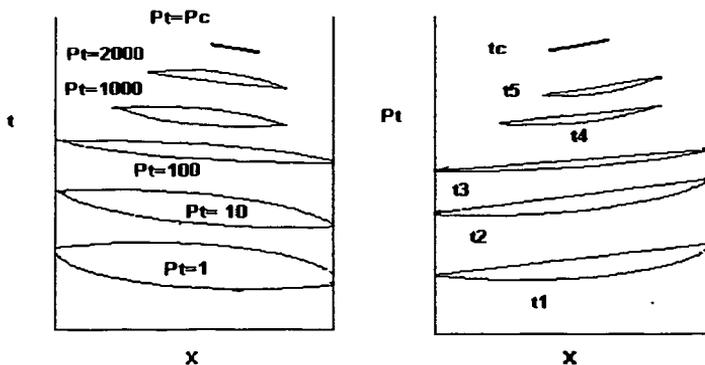


DIAGRAMA DE PUNTOS DE EBULLICIÓN

EFFECTO DE LA PRESIÓN Y LA TEMPERATURA EN EL EQUILIBRIO LIQUIDO VAPOR

Cuando se incrementa la presión total en un sistema binario, el punto de ebullición de los componentes puros incrementa y los puntos de ebullición de sus mezclas también se incrementan. En suma el área de las dos fase en las curvas t vs x disminuye hasta desaparecer en la temperatura y presión crítica de la mezcla, como se ve en los siguientes diagramas

Un comportamiento similar se observa en las curvas P_t vs x cuando la temperatura aumenta. Se ha observado que, como la presión aumenta, la diferencia en los puntos de ebullición puede aumentar, disminuir o permanecer constante dependiendo de las características de los componentes en las mezclas, pero ni la temperatura o presión crítica de ninguno de los dos componentes.



DIGRAMAS DE FASES A DIFERENTES PRESIONES

SISTEMAS IDEALES

PRESIÓN DE VAPOR

Si se coloca cierta cantidad de un líquido puro en un recipiente evacuado que tiene un volumen mayor que el del líquido, una porción del líquido se evaporará hasta llenar el volumen restante. Suponiendo que queda cierta cantidad de líquido una vez establecido el equilibrio, la presión de vapor en el recipiente es solo una función de la temperatura del sistema. La presión desarrollada es la presión de vapor del líquido que es una propiedad característica de los líquidos y aumenta rápidamente con la temperatura.

ECUACIÓN DE ANTOINE

La ecuación de Antoine es una de las correlaciones más usadas para obtener la presión de vapor de una sustancia

$$\ln P^{\circ} = A - \frac{B}{t + C}$$

Donde .

P° es la presión de vapor ,A ,B y C son constantes características para cada sustancia, t es la temperatura, que generalmente es igual a la temperatura normal de ebullición.

PRESIÓN DE VAPOR DE LÍQUIDOS INMISCIBLES

Si los componentes de un sistema líquido-líquido son inmiscibles o casi inmiscibles, cada componente ejerce su propia presión de vapor, sin que ésta se vea disminuida por la presencia del otro . La mezcla líquida así hervirá cuando la presión total sea equivalente a la presión de trabajo , y la composición del vapor será proporcional a la presión de vapor de cada componente a la temperatura de ebullición.

$$P_T = P^{\circ}_A + P^{\circ}_B$$

$$P_T y_A = P^{\circ}_A$$

LEY DE RAOULT

Para llevar a cabo la separación de mezclas ideales(estos sistemas se encuentran lejos de las condiciones críticas, bajas presiones y componentes similares), podemos usar la ley de Raoult en el equilibrio líquido vapor.

Quando un líquido es disuelto en otro (totalmente miscible), la presión parcial de cada uno decrece , le ley de Raoult establece que para cualquier mezcla , la presión parcial de cualquiera de sus componentes, será igual a la presión de vapor del componente puro por el numero de veces que el componente este presente en la mezcla líquida.

$$P_i = P^{\circ} x_i$$

Donde:

P_i = Presión parcial, absoluta, del componente en la mezcla líquida.

P° = Presión de vapor del componente i, en su estado puro.

x_i = Fracción mol del componente en la mezcla líquida.



FRANÇOIS MARIE RAOULT
1830-1901

Tras doctorarse por la Universidad de Paris (1863), trabajó un tiempo en la de Sens y finalmente se trasladó a la de Grenoble. Junto con Van'y Hoff, Arrhenius y Ostwald, está considerado como uno de los fundadores de la fisicoquímica. Dedicado a la investigación de las propiedades de las soluciones formuló, en el año 1886, la ley que lleva su nombre y que afirma que la presión osmótica a la que da lugar la presencia del soluto en el interior del disolvente es proporcional a la razón entre los números de moléculas de uno y otro. Además estudió los fenómenos del descenso del punto de ebullición y el aumento del punto de congelación de las disoluciones. Sobre la base de estos estudios estableció métodos para la obtención del peso molecular de las sustancias (crisocopia y ebulloscopia).

Para aquellos sistemas que siguen la ley del gas ideal y la ley de Raoult para líquidos, tenemos para cada componente.

$$y_i = \frac{P_i}{P_T} = \frac{P^\circ x_i}{P_T}$$

Donde:

y_i = Fracción mol del componente i en su estado vapor.

P_T = Presión total del sistema.

La ley de Raoult no se aplica en condiciones cercanas a las críticas o para mezclas de hidrocarburos cercanas a 60 psig.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

LEY DE DALTON

La ley de las presiones parciales de Dalton establece que a cualquier temperatura específica, la presión total ejercida por una mezcla de gases es igual a la suma de las presiones parciales de los gases constituyentes, es decir, el primer componente ejerce una presión p_1 , el segundo componente ejercerá una presión p_2 y así sucesivamente, para una mezcla de n componentes tenemos

$$P_T = p_1 + p_2 + \dots + p_n$$

Donde :

P_T = Presión total del sistema.

p_1, p_2, p_n = presiones parciales de los componentes en la mezcla.



JOHN DALTON
1766-1844

John Dalton, hijo de un humilde tejedor, nació en Cumberland, Inglaterra. Estudió inicialmente en una escuela rural y su progreso fue tan rápido que a la edad de doce años se convirtió en maestro de la escuela. Siete años más tarde llegó a ser director de la misma. En 1793 se trasladó a Manchester y allí se estableció para el resto de su vida. En principio, enseñó matemáticas, física y química en un colegio. No obstante, cuando pensó que estas obligaciones docentes interferían sus estudios científicos, renunció al puesto y aceptó alumnos privados, a quienes enseñaba matemáticas y química para sufragar sus gastos.

Las primeras investigaciones científicas de Dalton se desarrollaron en el campo de la meteorología y esta pasión le acompañó toda su vida; diariamente efectuaba observaciones de

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

la temperatura, presión barométrica y pluviométricas. Fue el primero que describió la ceguera hacia los colores, de la que él mismo fue víctima.

Dalton formuló su teoría atómica en 1803. Aunque propuso que los compuestos estaban formados por la combinación de átomos de elementos diferentes en proporciones definidas por números enteros pequeños, Dalton no disponía de ningún procedimiento fiable para determinar las relaciones en que se combinaban los diferentes átomos. En esa situación supuso que, cuando sólo se conocía un compuesto de dos elementos A y B, la fórmula del compuesto debería ser la más sencilla posible, AB. Basándose en esta suposición y tomando en consideración las masas atómicas de distintos elementos que se combinaban entre sí, fue capaz de deducir masas atómicas relativas. Fue el primero en publicar una tabla incluyendo valores de dichas masas atómicas y relativa incluyendo valores de dichas masas atómicas relativa no obstante, sus suposiciones acerca de las fórmulas de los compuestos no fueron siempre correctas. Por ejemplo, supuso que la fórmula del agua era HO y ello hizo que algunas de las masas atómicas de su tabla fueran incorrectas. De hecho, los químicos no fueron capaces hasta 1858 de resolver el problema de la determinación correcta de fórmulas moleculares y, consecuentemente, de masas atómicas. Sin embargo, Dalton debe tener el reconocimiento de la comunidad científica por haber sido el primero en dar una base cuantitativa a la teoría atómica y ofrecer así el fundamento del rápido desarrollo que experimentó la química a partir de entonces.

LEY DE HENRY

Análoga a la ley de Raoult, es la ley de Henry. Según la misma. La presión parcial del componente A sobre una mezcla líquida en la que la fracción molar de A es x y C es la constante de la ley de Henry. Estrictamente hablando, C es constante únicamente a temperatura constante, si se compara con la ecuación de Raoult se verá que esta es un caso especial, en la que la constante se convierte en la presión parcial del componente puro.

$$P_A = Cx$$

LeY de Henry

$$P_i = P^o x_i$$

LeY de Raoult



WILLIAM HENRY

1774 - 1836

Químico inglés que descubrió la ley de la solubilidad de los gases.

Era hijo de Thomas Henry (1734 - 1816), químico y farmacéutico establecido en Manchester. Fue discípulo de Dalton. Fue miembro de la Sociedad Real de Londres y se distinguió por sus experimentos químicos, habiendo escrito una obra muy popular en Inglaterra, con el título de *Elementos de química experimental*.

DIAGRAMAS PARA EL EQUILIBRIO DE MEZCLAS BINARIAS

En el estudio de los problemas de destilación se utilizan los diagramas de equilibrio líquido-vapor, que representan la relación que existe entre las composiciones del líquido y el vapor que están en equilibrio a una presión constante y determinada. La construcción del diagrama líquido vapor es fácil cuando se dispone de un diagrama de puntos de ebullición. Solo es necesario elegir una composición, trazar una vertical hasta que corte la línea inferior o del líquido, desde este punto trazar una horizontal hasta que corte la línea superior o de vapor y de este punto trazar una vertical hacia abajo hasta el eje de las composiciones, obteniéndose la composición del vapor que esta en equilibrio a su punto de ebullición con el líquido de partida.

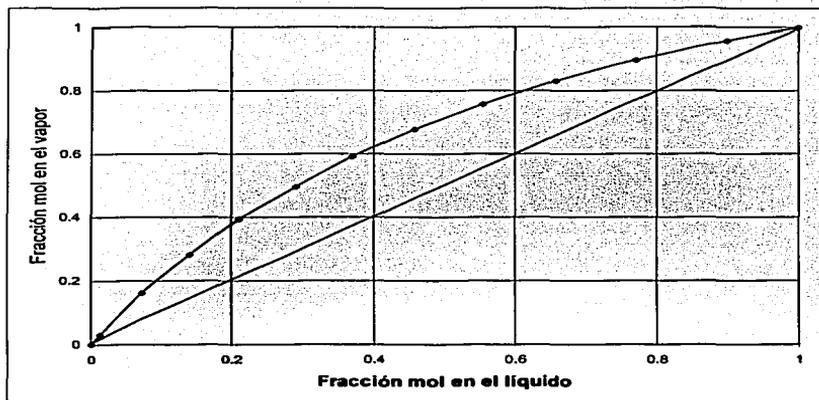


DIAGRAMA DE CONCENTRACIÓN x-y

DIAGRAMA TEMPERATURA COMPOSICIÓN

En general, los diagramas de composición contra temperatura deben obtenerse experimentalmente, supongamos una mezcla líquida de composición x que se calienta lentamente. Esta mezcla líquida empezará a hervir a una temperatura t_1 . El primer vapor producido tendrá una composición definida representada por y . Tan pronto como se forma una cantidad apreciable de vapor, la composición de líquido deja de ser x de partida, ya que el vapor que se desprende es más rico en el componente más volátil, que el líquido que le precede y en consecuencia la composición del vapor también cambia debido a que se enriquece con el componente más volátil.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

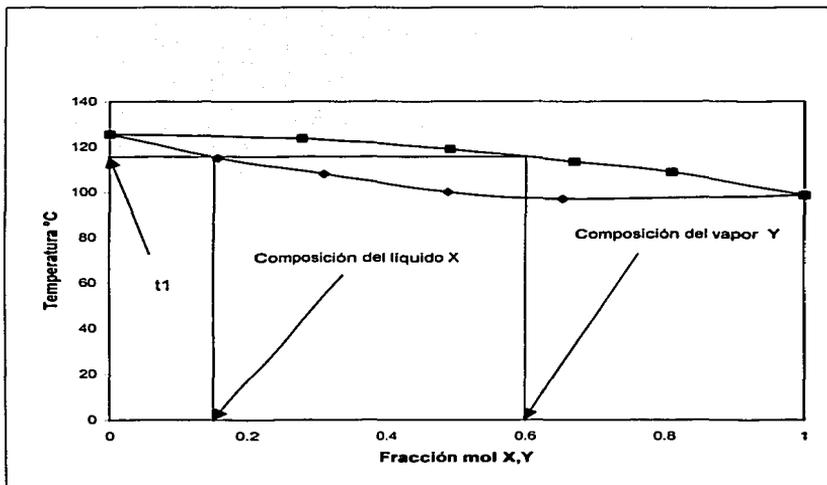


DIAGRAMA CONCENTRACIÓN x,y VS TEMPERATURA

DIAGRAMA ENTALPIA CONCENTRACIÓN

Ciertos cálculos requieren del conocimiento de la variación de entalpías del líquido y del vapor con la composición, lo que es posible mediante un diagrama entalpía concentración. En la curva denominada línea de punto de burbuja, se representan las entalpías de la mezcla líquida a sus respectivos puntos de ebullición. La curva denominada línea de punto de rocío representa las entalpías de la mezcla a sus temperatura de saturación correspondientes a la presión que se está trabajando. Las líneas de equilibrio o reparto que unen los puntos sobre la línea de punto

de rocío con los de la línea de punto de burbuja representan las composiciones de la fase líquida y de la fase vapor que están en equilibrio.

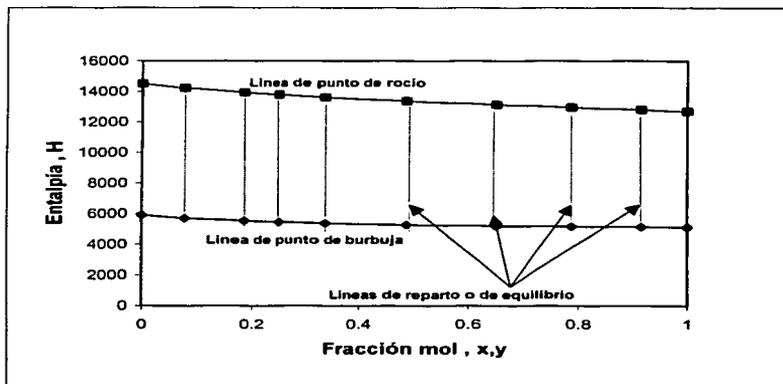


DIAGRAMA ENTALPIA-CONCENTRACIÓN

Para la construcción de este tipo de diagramas, se hace tomando como base un estado de referencia, usualmente a 0°C a una presión determinada.

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

$$H = x_A [C_{pLA}(t_e - t_0) + (1-x_A)[C_{pLB}(t_e - t_0) + \Delta H_m]$$

La línea de punto de burbuja se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$H = y_A [C_{pLA}(t_e - t_0) + \lambda_{A,te}] + (1-y_A)[C_{pLB}(t_e - t_0) + \lambda_{B,te}] + \Delta H_m$$

Donde

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Donde

X_A = Fracción mol del componente A

C_{pLA} = Capacidad calorífica molar del componente A

t_b = Temperatura base para el calculo de entalpias

t_e = Temperatura de ebullición

ΔH_m = Entalpia de mezcla

λ_{A,t_e} = Calor latente de ebullición del componente A

Si los líquidos son ideales, entonces $\Delta H_m = 0$

TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DE SOLUCIONES IDEALES

La temperatura de ebullición en una mezcla ideal de líquidos se alcanzará cuando la suma de las presiones parciales sea igual a la presión total de operación

$$P_T = P^{\circ}_A X_A + P^{\circ}_B X_B$$

Para obtener la temperatura de ebullición, se selecciona una temperatura, obteniendo la presión de vapor de los componentes puros verificando que la suma de las presiones parciales sea igual a la presión total, si no es así se selecciona otra temperatura hasta comprobar que la suma de las presiones parciales es igual a la presión total, a esta temperatura se le llama temperatura de burbuja.

$$\sum_1^n y_i = \frac{\sum_1^n x_i P^{\circ}_i}{P_T} = 1$$

La temperatura a la cual se forma la primer gota de líquido a partir del vapor se llama, temperatura de rocío, así la primera gota formada tendrá la composición dada por:

$$x_i = \frac{y_i P_r}{P^{\circ}_i}$$

Esta temperatura se obtiene por prueba y error, seleccionando una temperatura y comprobando que la suma de las fracciones sea igual a 1

$$\sum_1^n x_i = \frac{\sum_1^n y_i P_r}{P^{\circ}_i} = 1$$

SISTEMAS NO IDEALES

Hay mezclas en las que no se puede suponer la idealidad, o son mezclas que contienen varios componentes, en estos casos se suele usar el llamado coeficiente de distribución, que está definido por

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

El factor K es la relación de equilibrio entre la fracción mol de un componente en la fase vapor dividida entre la fracción mol del mismo componente en la fase líquida. K es generalmente.

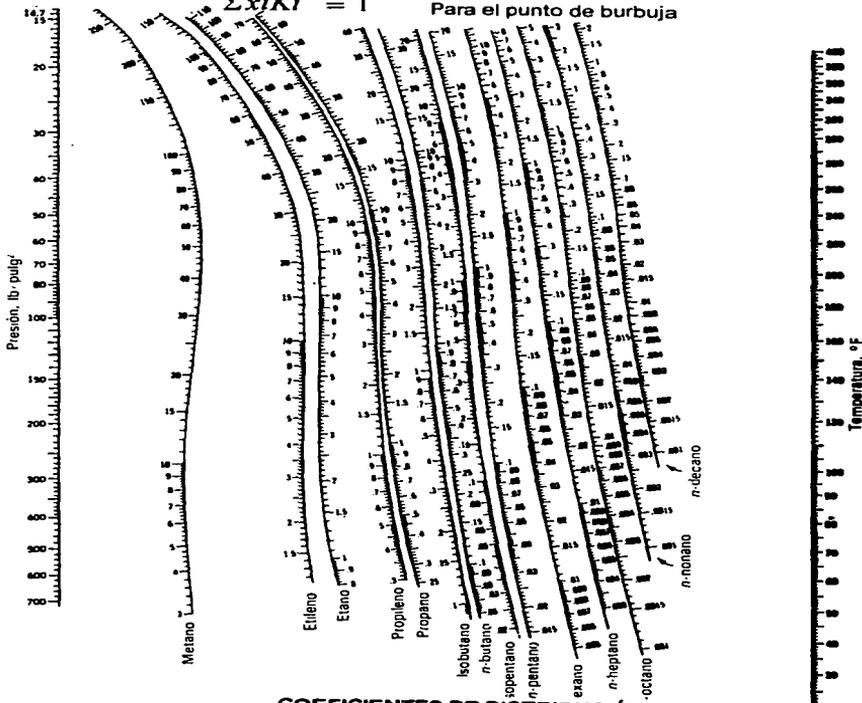
Los valores de K para algún compuesto en particular son función de la temperatura y la composición de la mezcla. Estos coeficientes pueden obtenerse de gráficas como las siguientes. Así el punto de rocío y el de burbuja usando los coeficientes K estarán definidos de la siguiente manera:

$$\frac{\sum y_i}{K_i} = 1$$

Para el punto de rocío

$$\sum x_i K_i = 1$$

Para el punto de burbuja



COEFICIENTES DE DISTRIBUCIÓN

K=y/x

(Ref. Perry, Robert; Chilton, Cecil; Manual del ingeniero Químico 5ª Ed. pp13-14)

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

VOLATILIDAD Y VOLATILIDAD RELATIVA

Generalmente, el término "volatilidad" es usado para comparar las presiones de vapor de las sustancias. Cuando se compara una con otra, la sustancia con la más alta presión de vapor es considerada la más volátil. La presión de vapor no es exclusivamente un criterio válido para la determinación de la facilidad de la separación de los componentes de la mezcla líquida, así la presión de vapor de cada sustancia se ve disminuida por la presencia de otros, para una mezcla que contiene los componentes A y B:

$$v_A = P(y_A/x_A) \quad v_B = P(y_B/x_B)$$

Donde v_i , es la actividad de cada componente, x y y son la fracción mol de cada componente en las fases vapor y líquido y P es la presión total del sistema.

La volatilidad relativa se define como:

$$\alpha = v_A / v_B = \frac{y_A \cdot x_B}{y_B \cdot x_A}$$

El coeficiente de actividad γ es v_i / P° , para cada componente, de aquí

$$y_A = \gamma_A P_A^\circ x_A$$

$$y_B = \gamma_B P_B^\circ x_B$$

Donde P° es la presión de vapor del componente puro. En consecuencia

$$\alpha = \frac{y_A \cdot x_B}{y_B \cdot x_A} = \frac{\gamma_A P_A^\circ}{\gamma_B P_B^\circ} = \text{VOLATILIDAD RELATIVA} = \frac{K_A}{K_B}$$

K_A y K_B son constantes de equilibrio de vaporización para A y B respectivamente, si $\gamma_A = \gamma_B$,

$$\alpha = \frac{P_A^\circ}{P_B^\circ}$$

La volatilidad relativa es una medida directa de la facilidad de la separación de los componentes por medio de un proceso de destilación. De esta manera sustancias fácilmente separables por destilación tienen valores grandes de volatilidad relativa. Para una volatilidad relativa de un promedio de uno no es posible la separación y una volatilidad que es menor a uno en la

relación molar de los constituyentes en el vapor será α veces su relación molar en el líquido. Cuando existe una diferencia de volatilidades el valor de α siempre será mayor que 1, solo si la volatilidad del componente más volátil se encuentra en el numerador de la expresión para α . La volatilidad relativa de dos componentes cambia con la temperatura. Desde ese punto de vista, solo para una separación fácil, el intervalo de temperatura óptima para llevar a cabo la destilación es en el cual el valor de α es máximo. La siguiente relación derivada de la expresión para α nos da para una mezcla binaria, la relación entre x y y para un valor constante de α .

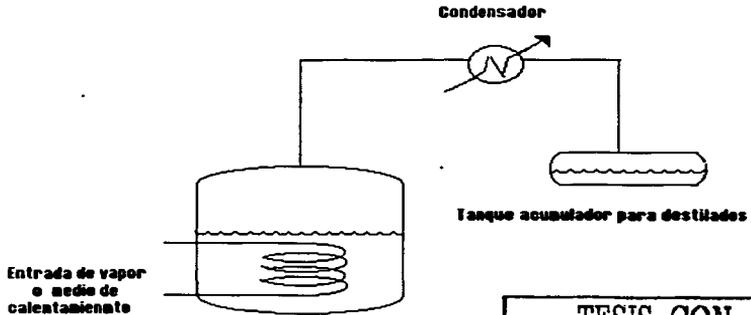
$$y = \frac{\alpha * x}{1 + x(\alpha - 1)}$$

Durante una destilación por lotes la presión constante la temperatura se eleva, como la concentración de sustancias volátiles disminuye en el líquido residual. Para mezclas de sustancias similares que tienen valores bajos de α , estos tendrán un cambio muy lento de α , con la temperatura de esto la ecuación anterior nos dará resultados confiables. Esas condiciones son se encuentran por ejemplo para miembros adyacentes de una serie homologa tal como las parafinas (hidrocarburos). Variaciones de α , se deben investigar cuando se use la ecuación anterior.

CAPITULO III DESTILACIÓN POR LOTES

DESTILACIÓN POR LOTES SIMPLE O DIFERENCIAL

El caso más simple de destilación por lotes es la destilación diferencial. El vapor generado por la ebullición del líquido es separado del contacto con el líquido y condensado tan rápido como de va formando . A continuación se presenta un esquema del proceso de destilación diferencial



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

ESQUEMA PARA LA DESTILACIÓN DIFERENCIAL

Si consideramos un lote de una mezcla binaria de W_0 moles de líquido. En cualquier instante durante la destilación, tendremos W moles del líquido en el calderín. Para un instante dado, cuando la fracción mol del componente más volátil en el líquido es x_A y su correspondiente composición en el vapor es y_A , la cantidad total del componente A en el líquido será $x_A W$. Solo si una cantidad diferencial de líquido, dW , es vaporizada, la composición del líquido disminuirá de x_A a $x_A - dx_A$ y la cantidad del líquido disminuirá de W a $W - dW$ moles. Así tendremos en el

calderín ($x_A - dx_A$)($W - dw$) moles de A, y al mismo tiempo $y_{Ad}W$ sea la cantidad de vapor removida del mismo. Por medio de un balance de material con respecto al componente A

$$xW = (x-dx)(W-dW) + ydW$$

Desarrollando la ecuación anterior

$$xW = xW - Wdx - xWdW + dxW + ydW$$

La ecuación diferencial de segundo orden en la ecuación anterior puede ser despreciada y la ecuación puede ser escrita como:

$$\frac{dW}{W} = \frac{dx}{(y-x)}$$

Aplicando los límites apropiados, la ecuación anterior puede ser escrita como:

$$\int_{W_1}^{W_0} \frac{dW}{W} = \ln \frac{W_0}{W_1} = \int_{x_1}^{x_0} \frac{dx}{(y-x)}$$

La ecuación anterior es conocida como la ecuación de Rayleigh.



JOHN WILLIAM STRUTT RAYLEIGH

(1842-1919)

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Matemático, físico y premio Nobel británico, conocido por sus investigaciones de los fenómenos ondulatorios. Nació en Lanford Grove, cerca de Maldon, Essex, y estudió en la Universidad de Cambridge. Ejerció como profesor de física experimental y como director del Laboratorio Cavendish de Cambridge desde 1879 a 1884 y como profesor de filosofía natural en la Institución Real de Londres desde 1887 a 1905. En 1908 fue rector de la Universidad de Cambridge.

Rayleigh realizó importantes trabajos sobre la luz, el color y la electricidad, y la dinámica de la resonancia y las vibraciones de gases y sólidos elásticos. También fue el responsable de la determinación de unidades eléctricas de medida. En 1894 Rayleigh descubrió el elemento inerte llamado argón. Por este descubrimiento fue galardonado en 1904 con el Premio Nobel de Física.

Asumiendo que existe un equilibrio entre fases, la relación entre x y y para un sistema binario puede ser obtenido de la curva de equilibrio de la mezcla, los valores de x se escogen y los correspondientes valores de y se toman de la curva de equilibrio, así los valores de $\frac{1}{(y-x)}$ se tabulan. Una gráfica de x contra $\frac{1}{(y-x)}$ permite la integración gráfica de la función, así el área bajo la curva entre los límites apropiados es igual a, donde W_1 es el contenido de moles al final.

Para mezclas binarias con datos x - y disponibles, la integral puede ser integrada gráficamente mediante el trazado de la curva x contra $1/(y-x)$, teniendo como límites x_0 y x_1 . Cuando las volatilidades relativas son constantes, la volatilidad promedio es constante, lo que hace que la integral pueda ser resuelta directamente, así tenemos que la integral queda como sigue:

$$\ln \frac{W_0}{W_1} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\ln \frac{x_0}{x_1} + \alpha \ln \frac{1 - x_1}{1 - x_0} \right)$$

simplificando

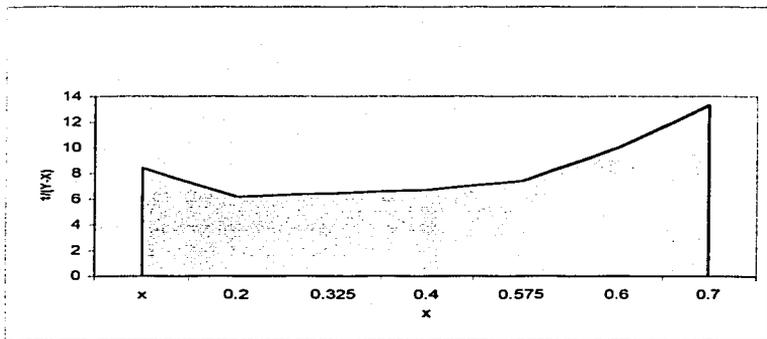
$$\frac{W_0}{W_1} = \alpha^{-1} \sqrt{\frac{x_0}{x_1}} \left(\frac{1 - x_1}{1 - x_0} \right)^\alpha$$

Para sistemas no ideales donde datos para K ó para el coeficiente de actividad están disponibles, usamos

$$y = \frac{\gamma x P^\circ}{v P_T}$$

y la ecuación queda como

$$\ln \frac{W_0}{W_1} = \int_{x_1}^{x_0} \frac{dx_i}{x_i (K_i - 1)} = \int_{x_1}^{x_0} \frac{dx_i}{x_i \left(\frac{\gamma P^\circ i}{v_i P_T} - 1 \right)}$$



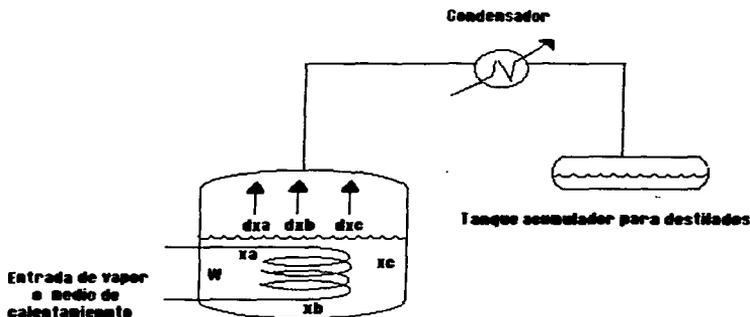
INTEGRACIÓN GRAFICA DE LA ECUACIÓN DE RAYLEIGH

DESTILACIÓN DIFERENCIAL MULTICOMPONENTES

En la destilación diferencial multicomponentes, los componentes más ligeros (componentes de bajo punto de ebullición) son concentrados en el vapor y los componentes materiales mas pesados son concentrados en el líquido. El proceso puede ser llevado a temperatura constante, en donde la presión disminuye gradualmente mientras el líquido y el vapor permanecen a temperatura constante hasta el final de la destilación.

La destilación multicomponentes se basa en los mismos principios de equilibrio de fases que la destilación binaria, para el caso de la destilación multicomponentes la concentración del vapor en equilibrio de un componente depende no solo de su concentración en el líquido y la presión, sino también la concentración de los demás componentes presentes en el líquido, es necesario contar con los datos sobre las relaciones de equilibrio para un

componente y el efecto que para el tiene la variación de la composición de los demás componentes.



ESQUEMA PARA LA DESTILACIÓN DIFERENCIAL MULTICOMPONENTES

Ya que esto podría requerir una gran cantidad de datos, siempre que es posible se hacen suposiciones simplificadoras. Cuando los componentes tienen estructura química similar (como en el caso de los hidrocarburos del petróleo), es posible suponer relaciones de las leyes de Raoult y Henry. Esta suposición relaciona la composición del vapor para un componente específico con su concentración en el líquido mediante una constante que no depende de la variedad o cantidad de los otros componentes presentes. En muchos sistemas, no es válida la suposición de la Ley de Raoult o la de Henry. Por ejemplo, el objetivo de la destilación azeotrópica y de la extractiva, es adicionar un componente que afectará el equilibrio vapor líquido de otros componentes.

En general, las ecuaciones usadas para describir el proceso son básicamente las usadas en la destilación binaria.

x_a, x_b, x_c etc., se utilizan para designar los moles de los componentes a, b, c, etc., y dx_a, dx_b, dx_c , etc para designar los moles de a, b, c etc., vaporizadas después de un diferencial de tiempo.

Así, a partir de:

$$Wdx + xdW = ydW \text{ Ecuación 1}$$

$$Wxa = a \text{ Ecuación 2}$$

$$Wxb = b \text{ Ecuación 3}$$

$$Wxc = c \text{ Ecuación 4}$$

$$da = Wdxa + xadW \text{ Ecuación 5}$$

$$db = Wdxb + xbdW \text{ Ecuación 6}$$

etc.

$$\frac{dxa}{dxb} = \frac{Wdxa}{Wdxb} + \frac{xadW}{xadW} \text{ Ecuación 7}$$

$$\frac{dxa}{dxb} = \frac{yadW}{ybdW} = \frac{ya}{yb} \text{ Ecuación 8}$$

En el caso de líquidos y vapores que no son ideales donde:

$$y = \frac{\gamma x P^{\circ}}{v P_i} \text{ Ecuación 9}$$

La relación de las composiciones de vapor de los componentes a y b se expresa por:

$$\frac{ya}{yb} = \frac{\gamma^{\circ} axa}{\gamma^{\circ} bxb} \frac{vaPr}{vbPr} \text{ Ecuación 10}$$

Tendremos que K esta definida por

$$Ka = \frac{\gamma^{\circ} axa}{vaPr} \text{ Ecuación 11}$$

y

$$\frac{ya}{yb} = \frac{xaKa}{xbKb} \text{ Ecuación 12}$$

Así, α que da definida como

$$\alpha = \frac{Ka}{Kb} \text{ Ecuación 13}$$

$$\frac{ya}{yb} = \frac{xa}{xb} \alpha_{ab} \text{ Ecuación 14}$$

Para sistemas ideales:

$$\alpha_{ab} = \frac{P^{\circ} a}{P^{\circ} b} \quad \text{Ecuación 15}$$

Combinando la ecuación 8 con la 14

$$\frac{dx_a}{dx_b} = \frac{x_a}{x_b} \alpha_{ab} \quad \text{Ecuación 16}$$

Separando variables llegamos a la ecuación

$$\frac{dx_a}{x_a} = \frac{dx_b}{x_b} \alpha_{ab} \quad \text{Ecuación 17}$$

Integramos, teniendo como límites x_{a1} y x_{a2} así como x_{b1} y x_{b2}

$$\int_{x_{a1}}^{x_{a2}} \frac{dx_a}{x_a} = \alpha_{ab} \int_{x_{b1}}^{x_{b2}} \frac{dx_b}{x_b} \quad \text{Ecuación 18}$$

Así la ecuación 8 queda como:

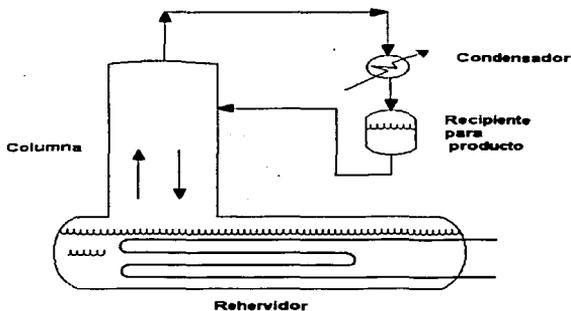
$$\ln \frac{x_a}{x_a} = \alpha_{ab} \ln \frac{x_b}{x_b} = \alpha_{ac} \ln \frac{x_c}{x_c} \quad \text{Ecuación 19}$$

Donde se incluye al componente c

DESTILACIÓN POR LOTES CON RECTIFICACIÓN

Para obtener productos con un intervalo estrecho de composiciones, se usa un alambique rectificador. Los componentes de esta unidad son el calderín, la columna rectificadora, un condensador y un medio para dividir una porción del destilado como reflujo y uno o más acumuladores. La temperatura del destilado se controla para hacer regresar el reflujo cerca de la temperatura de la columna, con el fin de permitir una indicación verdadera de la cantidad de reflujo y mejorar el funcionamiento de la columna. A continuación, se emplea un intercambiador de calor hasta subenfriamiento para el resto del destilado.

La columna puede funcionar también a presión o al vacío, en cuyo caso se deberán incluir los dispositivos apropiados para obtener esas condiciones.



ESQUEMA PARA LA DESTILACION POR LOTES CON RECTIFICACIÓN

En funcionamiento se introduce al calderín una carga del líquido y se lleva primeramente el sistema al estado estacionario con reflujo total. A continuación se retira en forma sucesiva una porción del producto superior de conformidad con la cantidad reflujo establecido. Se hacen cortes pasando por acumuladores alternos y en esos instantes se pueden modificar las condiciones operacionales. Toda la columna funciona como sección de enriquecimiento. A medida que transcurre el tiempo, la composición del material que se destila se va haciendo cada vez menos rica en el componente más volátil y se detiene la destilación en un corte cuando el destilado combinado alcanza la composición promedio que se desea.

El progreso de la destilación por lotes se puede controlar de modos distintos:

1. Por medio de reflujo constante y composición en el domo variable. El reflujo se ajusta en un valor determinado, donde se mantiene para la operación. Puesto que la composición en el calderín cambia la composición del destilado también. La destilación prosigue hasta que la composición promedio del destilado tiene el valor deseado. A continuación, se desvía el producto del domo a otro tanque acumulador y se retira un corte intermedio, hasta que el líquido

que queda en el calderín satisface la especificación requerida. El corte intermedio se suele agregar al lote siguiente.

2. Composición constante en el domo y reflujo variable. Si se desea mantener una composición constante en el domo, la cantidad de reflujo que vuelve a la columna debe ir aumentando constantemente, durante toda la operación. Conforme transcurre el tiempo, el calderín se vacía en forma del componente más ligero. Finalmente, se llega al punto en que la relación de reflujo alcanza un valor muy alto. Entonces, se cambian los acumuladores, donde se reduce el reflujo y se toma un corte intermedio como en el caso anterior.

3. Otros métodos de control. Con frecuencia se usa un procedimiento de reciclaje para establecer el patrón de funcionamiento de la columna. La unidad funciona a un reflujo total hasta que se establece un equilibrio. Entonces, se toma el destilado como producto total durante un espacio de tiempo breve, y después de ello, se hace regresar a la columna al reflujo total. Este ciclo se repite durante toda la destilación. Otra posibilidad es la optimizar la relación de reflujo para lograr la separación deseada en un tiempo mínimo.

Además de suponer que la columna trabaja de forma adiabática, con sobreflujo equimolar y calor de la mezcla despreciable, los cálculos para una destilación por lotes también presuponen una retención de líquido despreciable en la columna.

Como primera etapa de cálculo, se debe determinar la relación mínima de reflujo, en el esquema anterior, el punto D, que representa el destilado, se encuentra sobre la diagonal, puesto que, se supone, hay un condensador total y $x_D=y_D$; el punto F representa la condición del calderín que coordina (x_w, y_w) . El reflujo interno mínimo se representa mediante la pendiente de la línea DF,

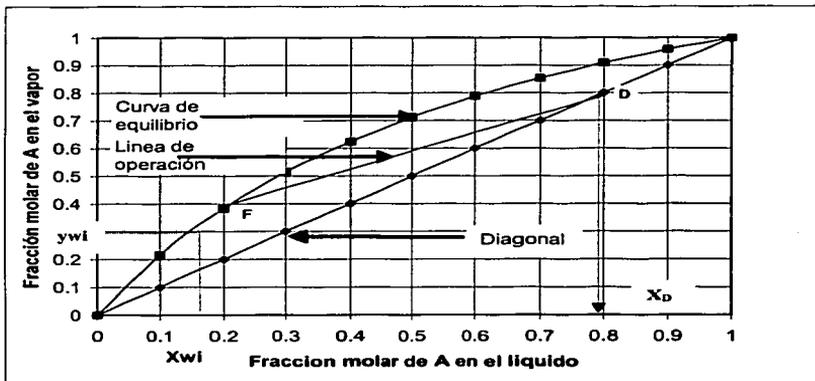
$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{y_D - y_w}{x_D - x_w}$$

En donde L es flujo de líquido, y V el flujo de vapor. Puesto que $V=L+D$ (donde D es el flujo de destilado) y la relación de reflujo externo R define como $R=L/D$, se tiene

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1}$$

En donde L es flujo de líquido, y V el flujo de vapor. Puesto que $V=L+D$ (donde D es el flujo de destilado) y la relación de flujo externo R define como $R= L / D$, se tiene

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1}$$



Determinación de la curva de equilibrio normal y reflujo mínimo

o bien

$$R = \frac{\frac{L}{V}}{1 - \frac{L}{V}}$$

Por lo común, la relación de flujo operacional es de 1.5 a 10 veces el mínimo

Si la rectificación se lleva a cabo a reflujo constante, con un análisis como el hecho para la destilación por totes simple llegaríamos a la ecuación:

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

calderín en fracciones molares, x_w es la composición del contenido del calderín en cualquier instante y x_D la composición del destilado en el mismo momento. Haciendo un balance general de componentes, tenemos la composición promedio del destilado

$$x_{D \text{ Prom}} = \frac{W_i x_i - W_f x_f}{W_i - W_f} \quad \text{Ecuación 21}$$

Si denominamos Q a la integral del lado derecho, el tiempo en horas para la destilación puede determinarse por medio de

$$\theta = (R + 1) \frac{W_i * e^Q - 1}{V * e^Q} \quad \text{Ecuación 22}$$

Otra ecuación es

$$\theta = \frac{R + 1}{V} (W_i - W_f) \quad \text{Ecuación 23}$$

Si la rectificación se lleva a cabo a composición constante en el domo, Bogart desarrolló la siguiente ecuación para este caso, suponiendo que la retención de líquido en la columna sea despreciable.

$$\theta = \frac{W_i (x_D - x_{wi})}{V} \int_{x_{wi}}^{x_{wf}} \frac{dx_w}{(1 - L/V)(x_D - x_{wf})^2} \quad \text{Ecuación 24}$$

A continuación se puede determinar la cantidad destilada por medio de:

$$W_i - W_f = \frac{W_i (x_{wi} - x_{wf})}{x_D - x_{wf}} \quad \text{Ecuación 25}$$

la composición de la destilación se mantiene constante incrementando el reflujo conforme se va haciendo cada vez más diluida la composición del calderín. Se trazan líneas de operación con pendientes variables ($=L/V$) donde la composición del destilado y se traza el número apropiado de platos para determinar la composición correspondiente de los productos de fondo.

CAPITULO IV

DISEÑO DEL FASCICULO SOBRE DESTILACIÓN DIFERENCIAL

DESTILACIÓN DIFERENCIAL

La destilación diferencial es el método de destilación mas antiguo conocido también recibe el nombre de destilación simple. Para llevar a cabo este proceso se hace hervir el líquido que se va a destilar y el vapor generado se separa del líquido condensándolo tan rápidamente como se genera. Los alambiques o aparatos que se usan en este tipo de destilación, se empezaron a usar en la edad media. Este tipo de destilación se sigue utilizando en ciertas industrias tradicionales como la industria vitivinícola, así como en la purificación intermitente de reactivos y en los laboratorios para valorar el rango de ebullición y las características de la mezcla.

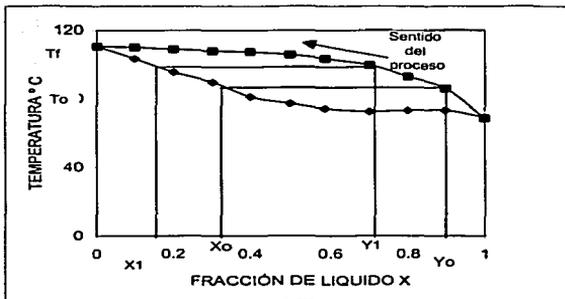
Como se dijo anteriormente, o sea que en principio se llena una olla vaporizadora o alambique con la solución y luego se calienta e hierve esta. A medida que se generan los vapores, éstos se separan y se condensan, por ello el contenido de la olla descende, así como aumenta en esta la concentración de sustancias menos volátiles. Por otro lado la concentración del vapor destilado varía también con el tiempo, tendiendo en un principio la mayor cantidad de volátiles y disminuyendo esta progresivamente a medida que continúa la concentración.

Hoy en día la destilación diferencial puede llevarse a cabo también en torres de platos o empacadas provistas de un rehervidor o alambique, en las que se opere intermitentemente. En esta caso se puede operar con reflujo variable o constante dependiendo de si se quiere que el destilado tenga una composición que no cambie con el tiempo o que el valor final deseado sea igual al promedio de todos, los destilados

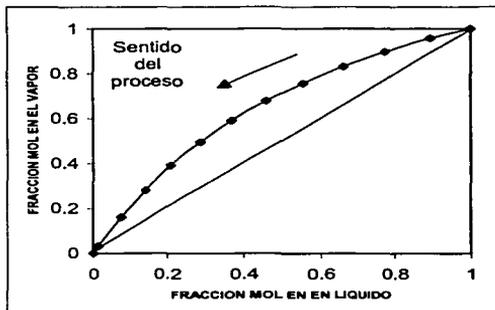
Para analizar las condiciones de operación de un sistema de destilación diferencial vamos a partir de, los equipos más sencillos que intervienen en un sistema de destilación diferencial.

La carga entra al destilador con una composición X_0 de componente que nos interesa i . Luego comienza el calentamiento, al aparecer las primeras burbujas, el líquido comienza a hervir y desprender vapores el líquido en el destilador o alambique se empobrece en el componente más volátil produciéndose a su vez un vapor más pobre en el componente más volátil. Este proceso continua hasta que termina la destilación.

En la figura se puede observar las condiciones iniciales y finales de concentración, así como el incremento de temperatura que tiene lugar mientras se produce la destilación



Variación de la composición del destilado y el líquido en el alambique en la destilación diferencial

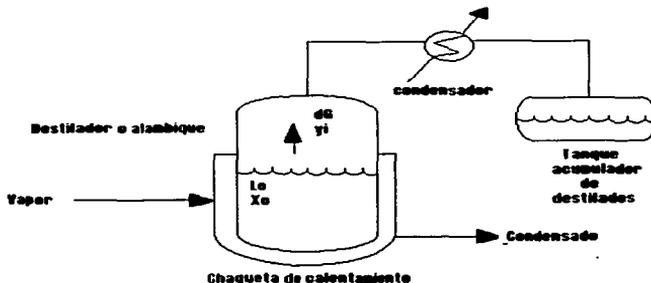


Variación de la composición del destilado y del líquido en el alambique en la destilación diferencial

Como se puede observar en los diagramas de equilibrio anteriores en esta destilación, el vapor que sale en cualquier momento está en equilibrio con el líquido del que procede.

Balance de materia

Si se efectúa un balance de materia alrededor del siguiente equipo



En donde

L_A es la cantidad inicial alimentada (moles)

L_R la cantidad final que queda en el alambique al terminar el proceso (moles)

L_D la cantidad del líquido destilado obtenido (moles)

$$L_A = L_R + L_D$$

Y para el componente i

$$L_A X_A^i = L_D y_{Dm}^i + L_R X_R^i$$

En donde X_A^i es la fracción mol del componente i en la alimentación, X_R^i la fracción mol del componente i en los residuos, después de que terminó la destilación y y_{Dm}^i es la composición promedio de todos los destilados (o sea la composición de la mezcla destilada). El balance anterior se efectuó entre el comienzo y el final del proceso, pero también es posible efectuar un balance diferencial, esto es en un instante dado del proceso.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Balance total

Entrada = salida + acumulación

En este caso

Entradas = 0 , ya que la operación es intermitente

$$0 = D + \frac{dL}{d\theta}$$

Siendo D el vapor destilado, L es líquido que queda en el calderín y θ el tiempo.

Para el componente más volátil el balance parcial daría:

$$0 = Dy_D + D \frac{d(Lx)}{d\theta} = Dy_D + x \frac{dL}{d\theta} + L \frac{dx}{d\theta}$$

pero $D = - \frac{dL}{d\theta}$

$$0 = - \frac{dL}{d\theta} y_D + x \frac{dL}{d\theta} + L \frac{dx}{d\theta}$$

multiplicando por $d\theta$

$$dL y_D = L dx + x dL$$

$$dL (y - x) = L dx$$

$$\therefore \frac{dL}{L} = \frac{dx}{y - x}$$

Integrando desde la composición inicial a la final

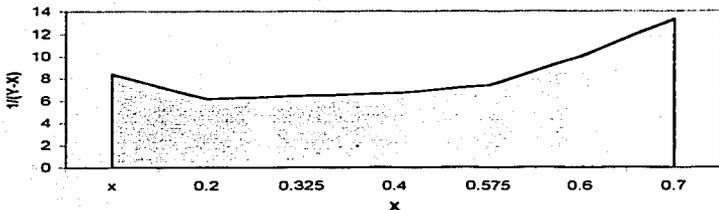
$$\int_{L_A}^{L_F} \frac{dL}{L} = \int_{x_A}^{x_F} \frac{dx}{y - x}$$

$$\therefore \ln \frac{L_A}{L_R} = \int_{x_R}^{x_A} \frac{dx}{y - x}$$

Esta expresión recibe el nombre de ecuación de Rayleigh . El lado derecho se puede integrar o no directamente dependiendo de si conocemos no la relación de x vs y

La ecuación de Rayleigh se puede resolver analíticamente si se conoce el valor de la volatilidad

promedio $\alpha = \frac{p^o_i}{p^o_j}$ y esta se toma como constante.



Integración gráfica de la ecuación de Rayleigh

$$\alpha = \frac{P_A^o}{P_B^o} = \frac{P_A \bar{y}_A \bar{x}_B}{P_A \bar{y}_B \bar{x}_A} = \frac{\bar{y}_A \bar{x}_B}{\bar{y}_B \bar{x}_A} = \frac{\bar{y}_A (1 - \bar{x}_B)}{\bar{x}_A (1 - y_A)}$$

$$\alpha = (x_A (1 - y_A)) = y_A - y_A x_A$$

$$\alpha x_A - \alpha x_A y_A = y_A - y_A x_A$$

$$y_A (1 - x_A + x_A \alpha) = \alpha x_A$$

$$y_A = (1 - x_A (1 + \alpha)) = \alpha x_A$$

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

Y reemplazando y_A por la expresión dada en la ecuación de Rayleigh se obtiene

$$\int_{L_A}^{L_R} \frac{dL}{L} = \int_{x_A}^{x_R} \frac{dx}{\alpha x} - \int_{x_A}^{x_R} \frac{dx}{1 - x(1 + \alpha)} ; \int_{L_R}^{L_A} \frac{dL}{L} = \int_{x_R}^{x_A} \frac{dx}{\alpha x} - \int_{x_R}^{x_A} \frac{dx}{1 - x(1 + \alpha)}$$

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x_A (1 - x_R)}{x_R (1 - x_A)} + \ln \frac{(1 - x_R)}{(1 - x_A)}$$

$$\frac{L_A}{L_R} = \left(\frac{1 - x_R}{1 - x_A} \right)^{\frac{1}{\alpha - 1}} \left(\frac{1 - x_R}{1 - x_A} \right) \left(\frac{x_A}{x_R} \right)^{\frac{1}{\alpha - 1}}$$

$$\frac{L_A}{L_R} = \left(\frac{1 - x_R}{1 - x_A} \right)^{\frac{\alpha}{\alpha - 1}} \left(\frac{x_A}{x_R} \right)^{\frac{1}{\alpha - 1}}$$

$$\frac{L_A}{L_R} = \alpha^{-1} \sqrt{\frac{(1 - x_R)^\alpha}{(1 - x_A)^\alpha} \left(\frac{x_A}{x_R} \right)}$$

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Para sistemas no ideales en donde se puede obtener el valor del coeficiente K o coeficientes de equilibrio

$$Y = Kx$$

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \int_{x_k}^{x_j} \frac{dx}{x(K-1)}$$

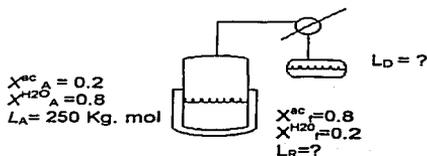
PROBLEMA 1

Se desean destilar 250 Kg mol de una mezcla de ácido acético y agua que tiene una composición de 0.2 en fracción mol de ácido acético. Para ello se introducirá en un alambique y se destilarán a la presión de 1 atm., hasta que en el alambique el líquido residual contenga 80% de ácido acético en mol. Determine la cantidad de productos que se tendrá que destilar y la cantidad de residuos finales.

Datos de equilibrio a 760 mm de Hg.

X^{ac}	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
Y^{ac}	0	0.181	0.327	0.448	0.555	0.649	0.737	0.813	0.875	0.934	1

Traducción



2 Planteamiento

2.1 Diagrama de equilibrio

2.2 Ecuación de Rayleigh

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \int_{x^i}^{x^f} \frac{dx}{y - x}$$

2.3 Balance de materia

$$L_A = L_R + L_D$$

3. Cálculos

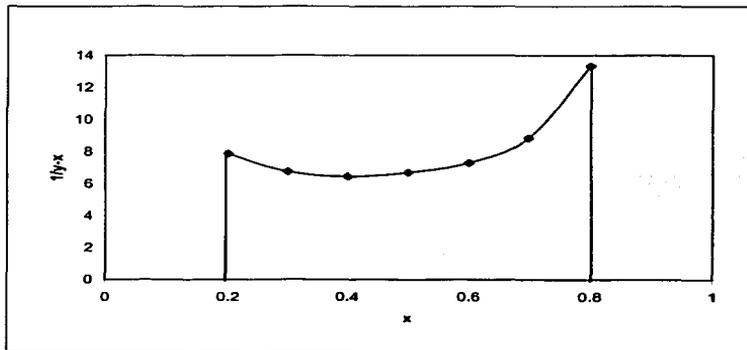
3.1 Destilación de Rayleigh

$$\ln \frac{250}{L_R} = \int_{0.8}^{0.2} \frac{dx}{y-x}$$

A partir de los datos de equilibrio se tiene que

x	y	$\frac{1}{y-x}$
0.2	0.327	7.874
0.3	0.448	6.757
0.4	0.555	6.451
0.5	0.649	6.711
0.6	0.737	7.299
0.7	0.813	8.849
0.8	0.875	13.33

El valor de la integral se puede obtener a partir de la gráfica de x vs 1/y-x según se muestra en la grafica siguiente



Integración gráfica de la ecuación de Rayleigh

Una forma de obtener la integración es mediante el uso de técnicas de integración numérica, entre ellas la del trapecio

x	$\frac{1}{y-x}$	media	Incremento de área ΔX media
0.2	7.874	0	
0.3	6.575	7.3155	0.73155
0.4	6.451	6.604	0.6604
0.5	6.711	6.581	0.6581
0.6	7.299	7.005	0.7005
0.7	8.849	8.074	0.8074
0.8	13.33	11.091	1.1091
área total			4.667

$$\ln \frac{250}{L_R} = 4.667 \quad ; \quad \frac{250}{L_R} = 106.378$$

$$L_R = 2.35$$

3.2 Destilados y residuos

Residuos = 2.35 Kg. mol

Destilados = 250 - 2.35 = 247.65 Kg. mol

Composición del destilado

$$250(0.2) = 2.35(0.8) + 247.65(y^{ac})$$

$$50 = 1.88 + 247.65y^{ac}$$

$$y^{ac} = 0.1943$$

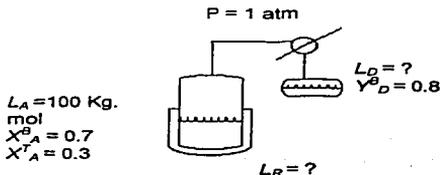
4 Resultados

Se deberán destilar 247.65 Kg. mol, el residuo será de 2.35 Kg. mol

PROBLEMA 2

Se desea producir un destilado que contenga 80% en mol de benceno a partir de una mezcla de 70% en mol de benceno y 30 % en mol de tolueno. Calcule los moles de productos (fondo y destilados) que se obtendrían por cada 100 Kg. mol alimentado si la destilación se hace en un alambique a 1 atm.

1. TRADUCCIÓN



2. Planteamiento

2.1 destilación diferencial

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \int_{x_R}^{0.7} \frac{dx^B}{y^B - x^B}$$

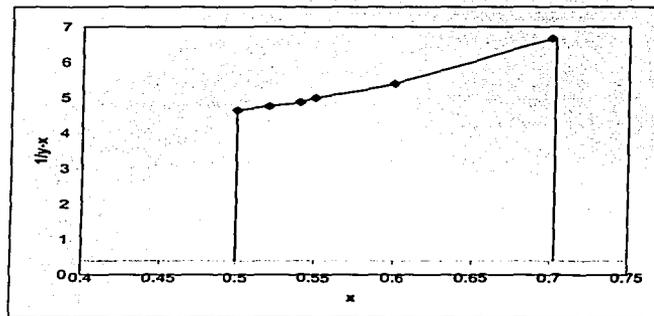
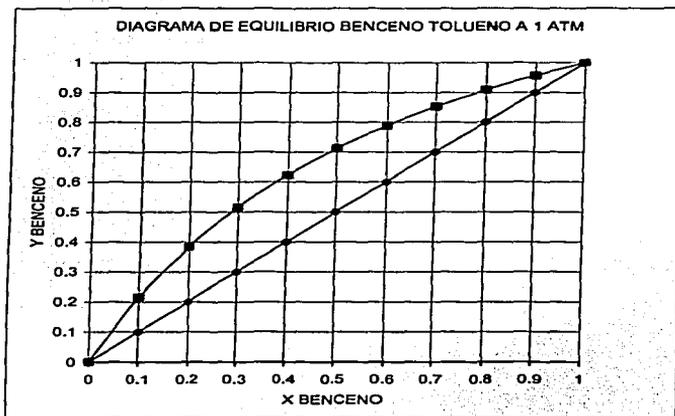
$$L_A x_A = L_D y_D^B + L_R x_R^B$$

3. CÁLCULOS

3.1 Diagrama de equilibrio

3.2 Destilación diferencial

Del diagrama de equilibrio se pueden obtener los datos x vs y para cada caso



Integración grafica de la ecuación de Rayleigh

X_R	Y	$Y-X$	$1/Y-X$	AREA	$\frac{L_n}{L_A/L_R}$	L_A/L_R	LR	L_D	Y_{FR}
0,7	0,85	0,15	6,6667	0	0	0	0	0	0
0,6	0,785	0,185	5,4054	0,60355	0,6035	1,8285	54,68	45,313	0,8208
0,55	0,75	0,2	5	0,262625	0,86584	2,377	42,06	57,94	0,8089
0,54	0,745	0,205	4,878	0,04939	0,91549	2,498	40,02	59,97	0,8068
0,52	0,73	0,21	4,7619	0,09639	1,02274	2,7808	36,35	63,647	0,8028
0,5	0,715	0,215	4,6512	0,09413	1,10592	3,022	33,09	66,91	0,7994

4. RESULTADOS

Se obtendrán alrededor de 33 Kg. mol de fondos y 67 Kg. mol de destilados

PROBLEMA 3

En un alambique se efectúa una destilación intermitente, donde se purifica una mezcla de benceno y tolueno. El aparato se carga inicialmente con 20 Kg. mol de una mezcla que contiene 32 por ciento en mol de benceno. La destilación se lleva a cabo de forma que se continúe añadiendo alimentación a razón de 10 Kg. mol /h y calentando de forma que el contenido en el alambique permanezca constante e igual a 20 Kg. mol.

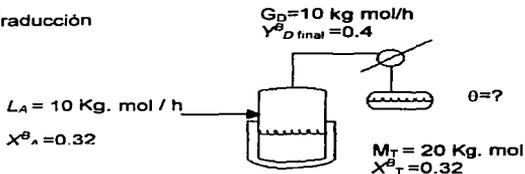
Estime el tiempo de destilación requerido para que la composición final de los vapores destilados sea 40 por ciento en mol de benceno

Dato

Para las mezclas de benceno y tolueno la curva de equilibrio viene dada por

$$y^* = \frac{\alpha \cdot x}{1 + x(\alpha - 1)} \quad \text{en donde } \alpha = 2.48$$

1. Traducción



2. Planteamiento

2.1 Balance total de tolueno

$$\begin{array}{l} \text{Rapidez de} \\ \text{entrada de} \\ \text{benceno} \end{array} - \begin{array}{l} \text{Rapidez de} \\ \text{salida de} \\ \text{benceno} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Rapidez de} \\ \text{acumulación} \\ \text{de benceno} \end{array}$$

$$d\theta = \frac{M r dx_r^B}{L_A X_A - G_D Y_D} = \frac{M r dx_r^B}{L_A X_A - G_D \frac{2.48 x_r^B}{1 + 1.48 x_r^B}}$$

Para conocer el tiempo es necesario integrar la función entre límites inicial y final de la concentración en el alambique de destilación

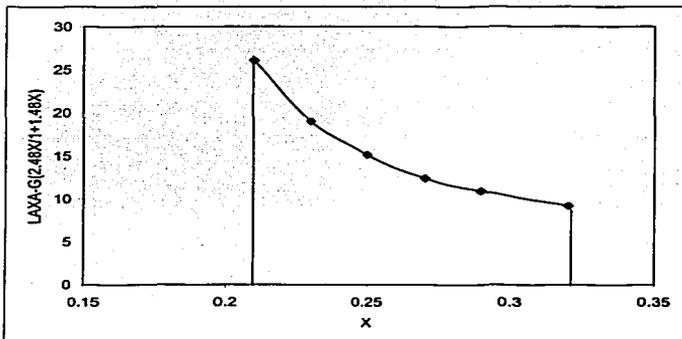
3 Cálculos

3.1 Concentración al final del tanque

$$x_r^B = \frac{0.4}{2.48 - (1.48)(0.4)} = 0.21$$

3.2 Tiempo de destilación

$$\int_0^{\theta} d\theta = \frac{20 dx_r^B}{10(0.32) - 10 \frac{2.48 x_r^B}{1 + 1.48 x_r^B}} = \frac{20 dx_r^B}{10 \left(\frac{2.48 x_r^B}{1 + 1.48 x_r^B} \right)} - 3.2$$



Integración gráfica para obtener el tiempo requerido para obtener la composición de los destilados

1	2	3	4	5	6
X_T^B	$2.48 X_T^B$	$1.48 X_T^B$	$\frac{2.48 x_T^B}{1 + 1.48 x_T^B} (10)$	20/4-3.2	0 horas
0.21	0.52	0.3108	2.967	26.07	
0.23	0.53	0.3404	4.252	19.01	0.41
0.25	0.62	0.37	4.520	15.15	0.34
0.27	0.669	0.39	4.812	12.40	0.27
0.29	0.7196	0.429	5.032	10.91	0.23
0.32	0.7936	0.4736	5.385	9.15	0.30

1.55 h

Resultado

Se requieren 1.55 horas

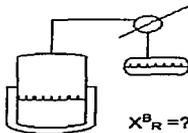
PROBLEMA 4

Una mezcla de benceno y tolueno con una composición de 0.4 en fracción mol se somete a destilación diferencial a la presión de 1 atm. Si la destilación se interrumpe cuando se han destilado el 55 % de las moles iniciales calcúlese:

- La concentración del destilado
- La concentración del líquido que queda en el alambique
- La cantidad de benceno en el destilado expresada como porcentaje de benceno contenido en la carga inicial (considérese que la volatilidad relativa es constante e igual a 2.5)

1. Traducción.

$$\begin{aligned}L_A &= 100 \text{ kg mol} \\ X_A^B &= 0.4 \\ L_R &= 45 \text{ kg mol}\end{aligned}$$



$$Y_D^B \text{ promedio} = ?$$

$$\frac{L_D Y_D^B}{L_A X_A^B} * 100 = ?$$

2 Planteamiento

2.1 Ecuación a emplearse

$$\frac{L_A}{L_R} = \alpha \sqrt[\alpha]{\frac{x_A}{x_R} \left(\frac{1-x_R}{1-x_A} \right)^\alpha}$$

3. Cálculos

3.1 Composición final en el alambique

$$\frac{L_A}{L_R} = \frac{100}{45} = 2.222$$

$$2.222 = \sqrt[1.5]{\frac{0.4}{x_R} \left(\frac{1-x_R}{1-0.4} \right)^{2.5}}$$

$$2.222 = \sqrt[1.5]{\frac{0.4}{0.6^{2.5}} \left(\frac{1-x_R}{x_R} \right)^{2.5}}$$

$$1.747714 = 1.5 \sqrt[5]{\left(\frac{1 - X_R}{X_R}\right)^{2.5}}$$

Resolviendo por tanteos

x	f(x)	error
0.18	2.25158619	0.50387219
0.19	2.12802957	0.38031557
0.2	2.01446094	0.26674694
0.22	1.81252501	0.06481101
0.23	1.7222505	-0.0254635
0.228	1.73979547	-0.00791853
0.2275	1.74422043	-0.00349357
0.2277	1.74244858	-0.00526542
0.22752	1.74404313	-0.00367087
0.22751	1.74413178	-0.00358222
0.2274	1.7451073	-0.0026067
0.22729	1.74608358	-0.00163042
0.2273	1.7459948	-0.0017192

3.2 Balance de materia

$L_A = 100 \text{ kg mol}$; $L_R = 45 \text{ kg mol}$; $L_D = 55 \text{ kg mol}$.

$L_{AXA}^B = 100(0.4) = 40 \text{ kg mol de benceno}$

$L_{RXR}^B = 45(0.2273) = 10.2285 \text{ kg mol de benceno}$

$L_{yD}^B = 40 - 10.2285 = 29.7715 \text{ kg mol de benceno}$

$$y_{DPRMEDIO}^B = \frac{29.7715}{55} = 0.5413$$

Benceno recuperado en el destilado = $\frac{29.7715}{40} * 100 = 74.4$

4 Resultados

La concentración del benceno en el destilado es de 54.13 por ciento en mol, la concentración del benceno en el alambique es de 22.73% en mol y se destiló el 74.9 % del benceno inicial.

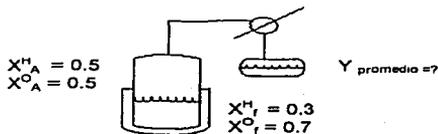
PROBLEMA 5

Una mezcla equimolecular de heptano y octano se destila en un alambique hasta que la composición del líquido residual en el alambique sea 0.3 en fracción mol de heptano, operando a la presión atmosférica.

¿Cuál será la composición promedio del destilado?

Dato para esta mezcla consideres un valor medio de volatilidad relativa de $\alpha=2.17$

1 Traducción



2. Planteamiento

2.1 Ecuación de Rayleigh

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \int_{x_R}^{x_A} \frac{dx}{y - x} ; \frac{L_A}{L_R} = \alpha \sqrt{\frac{x_A}{x_R} \left(\frac{1 - x_R}{1 - x_A} \right)^\alpha}$$

2.2 Ecuación para multicomponentes

$$\frac{L_{II}}{L_{IO}} = \left(\frac{L_{OCT}}{L_{OCTO}} \right)^{\alpha_{II/O}}$$

2.3 Balances

$$L_A = L_R + L_D$$

$$L_A X_A^H = L_R X_R^H + L_D Y_D$$

3. Cálculos

3.1 Composición del destilado mediante la ecuación de Rayleigh.

Base 100 kg mol

$$\frac{L_A}{L_R} = 1.17 \sqrt[1.17]{\frac{0.5 \left(\frac{1-0.3}{1-0.7} \right)^{2.17}}{0.3}} = 2.887$$

$$L_R = \frac{100}{2.887} = 34.64$$

$L_D = 65.36$ kg mol

Balance de heptano

$$100(0.5) = 34.64(0.3) + 65.36 y_D^H$$

$$y_D^H = 0.606$$

3.2 Composición del destilado mediante la ecuación de multicomponentes.

$$\frac{L_H}{50} = \left(\frac{L_{OCT}}{50} \right)^{2.17}$$

Del punto anterior

$$L_H = 34.64(0.3) = 10.392$$

$$\frac{10.392}{50} = \left(\frac{L_{OCT}}{50} \right)^{2.17}$$

$$0.20784 = \left(\frac{L_{OCT}}{50} \right)^{2.17}$$

$L_{OC} = 24.2415$ kg mol

Moles de octano destiladas = $50 - 24.2415 = 25.758$

Moles de heptano destiladas = $50 - 10.392 = 39.608$

Total de destilado = 65.366

$x_p^o = 0.606$

4 Resultados

La composición del destilado será 60.6 % en mol de heptano

PROBLEMA 6

Se tiene una carga inicial de 100 moles de 70 % de furfural y 30 moles de agua, las moles se van a destilar a 1 atm. De presión total hasta que el material que permanece en el calderín contenga 96 % en mol de furfural.

Calcule las moles que se deben destilar y las pérdidas de furfural con los vapores.

DATOS DE EQUILIBRIO

FURFURAL			AGUA			
X	Y	T°C	X	Y	Y-X	1/(Y-X)
0	0	100	0.3	0.905	0.605	1.65
1	5.5	98.56	0.2	0.89	0.69	1.45
2	8	98.07	0.1	0.81	0.71	1.41
4	9.2	97.9	0.08	0.68	0.6	1.67
9.2	9.2	97.9	0.06	0.36	0.3	3.333
50	9.2	97.7	0.04	0.19	0.15	6.67
70	9.5	98.7				
80	11	100.6				
90	19	109.5				
92	32	122.5				
94	64	146				
96	81	154.8				
98	90	158.8				
100	100	161.7				

Grificando $\frac{1}{y-x}$ vs x , el area entre $x_1 = 0.3$ y $x_2 = 0.04$ es 0.46, el antilogaritmo de 0.46 es 1.58

$$\ln \frac{L_v}{L_R} = 0.46$$

$$\frac{L_v}{L_R} = 1.58$$

$$\frac{L_v}{1.581} = \frac{100}{1.58} = 63.3 \text{ moles}$$

El liquido remanente es:

63.3(0.96)=60.8 moles de furfural y 2.5 moles de agua

El destilado debe consistir de 70-60.89.2 moles de furfural

Y 30-2.5 moles de agua

Moles totales destiladas 36.7 y la composición es

$$\frac{27.5}{36.7} = 0.75 \text{ en fracción de agua}$$

Sin embargo a 100 °F la solubilidad del furfural en agua es solo de 1.8 mol por ciento mientras que la solubilidad del agua en el furfural es 26.4 mol por ciento.

El destilado a esta temperatura consistirá en dos capas.

	Capa rica en agua	Capa rica en furfural
Moles de agua	24.4	3.1
Moles de furfural	0.44	8.8
	24.8	11.9

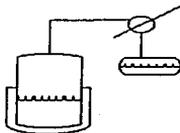
Si la capa de agua se quita pero la capa de furfural se adiciona al nuevo lote que se destile la pérdida de furfural será solo de $\frac{0.44}{70} = 0.63\%$

Problema 7

Se tiene una carga de 500 Kg. de una mezcla de benceno y tolueno de concentración equimolecular. Se desea conocer la cantidad que será necesario destilar para obtener un producto que contenga el 98 % en mol del benceno inicial, así como las concentraciones del residuo y del destilado. El sistema trabaja a presión atmosférica a nivel del mar.

1. Traducción.

$$\begin{aligned}L_A &= \frac{500 \text{Kg}}{\text{PM}} \\X^B &= 0.5 \\X^T &= 0.5 \\X^R &=?\end{aligned}$$



$$Y_D \text{ Prom} = ?$$

2. Planteamiento

$$L_A = L_D + L_R$$

$$L_A X_A = L_D Y_D + L_R X_R$$

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = \int_{X_R}^{X_A} \frac{dx}{y - x}$$

3. Calculos

3.1 Peso molecular promedio

$$\text{PM} = 0.5(78) + 0.5(72) = 85 \text{ Kg / Kg mol}$$

3.2 moles en la alimentación

$$L_A = 500 / 85 = 5.88 \text{ Kg mol}$$

3.3 Integral

Para la evaluación de la integral usamos el diagrama x vs y para obtener los datos de equilibrio, así tenemos la siguiente tabla

X	y	y-x	1/y-x	Δx	$x^*(1/(y-x))$
0.10	0.205	0.105	9.52		
0.15	0.290	0.140	8.33	0.05	0.416
0.20	0.373	0.173	6.7	0.05	0.323
0.25	0.443	0.193	5.49	0.05	0.274
0.30	0.510	0.210	4.97	0.05	0.248
0.35	0.570	0.220	4.60	0.05	0.230
0.40	0.624	0.224	4.50	0.05	0.225
0.45	0.670	0.220	4.50	0.05	0.225
0.50	0.715	0.215	4.59	0.05	0.229

2.170

El valor de la integral es 2.170, con este valor calculamos L_R

$$\ln \frac{L_A}{L_R} = 2.170$$

$$\frac{L_A}{L_R} = 8.758$$

$$L_R = \frac{L_A}{8.758} = \frac{5.88}{8.758} = 0.67163 \text{ Kg mol}$$

3.4 Cálculo de L_D Y_D prom.

$$L_D Y_D \text{ prom} = L_A X_A - L_R X_R$$

$$= 5.88(0.5) - 0.67163(0.1) = 2.8728 \text{ Kg mol}$$

$$L_D Y_D \text{ prom} = 0.98(L_A X_A) = 0.98^*(5.88)^*0.5 = 2.8812$$

Los valores estran muy aproximados por lo que resulta adecuada la suposición

$$x_R = 0.10$$

3.5 Cálculo de $Y_{D \text{ prom}}$

$$Y_{D \text{ prom}} = L_D Y_{D \text{ prom}} / L_D = \frac{2.8728}{5.88 - 0.67} = \frac{2.8728}{5.2084} = 0.523$$

4. Resultados

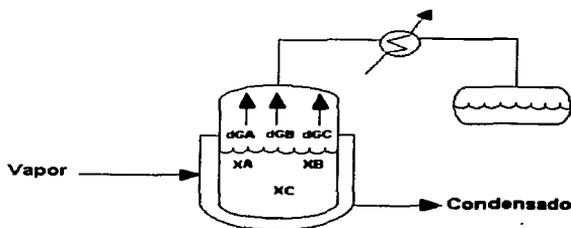
La composición promedio del destilado será 0.523

Destilación diferencial de multicomponentes

Un alambique puede usarse también para destilar mezclas de multicomponentes, lográndose por este medio obtener destilados que contiene una mayor cantidad de volátiles que la mezcla de donde provenia.

La ecuación de Rayleigh no es aplicable para cuando hay mas de dos componentes, ya que la relación y , x no se conoce.

Supongamos que tenemos una mezcla formada por tres sustancias y que se somete a destilación en un alambique



Para la sustancia i
 $dG_i = -dL_i$

O sea el desprendimiento de G_i moles de la sustancia i provoca una disminución de L_i moles en el líquido contenido en el alambique.

$$dG_A = -dL_A$$

$$dG_B = -dL_B$$

$$dG_C = -dL_C$$

$$p_A = P^{\circ}_A x_A = P^{\circ}_A \frac{\tilde{n}_A}{\tilde{n}_A + \tilde{n}_B + \tilde{n}_C}$$

$$P_B = P_B^o \frac{\tilde{n}_B}{\tilde{n}_A + \tilde{n}_B + \tilde{n}_C}$$

$$\frac{d\tilde{n}_A}{d\tilde{n}_B} = \frac{P_A^o \frac{\tilde{n}_A}{\tilde{n}_A + \tilde{n}_B + \tilde{n}_C}}{P_B^o \frac{\tilde{n}_B}{\tilde{n}_A + \tilde{n}_B + \tilde{n}_C}} = \frac{dL_A}{dL_B}$$

$$\frac{dG_A}{dG_B} = \frac{-dL_A}{-dL_B} = \alpha_{AB} \frac{L_A}{L_B}$$

$$\frac{dG_A}{dG_C} = \frac{-dL_A}{-dL_C} = \alpha_{AC} \frac{L_A}{L_C}$$

Si las α_{ij} son constantes durante el rango de operación podemos integrar para dar:

$$\int_{L_{Ao}}^{L_A} \frac{dL_A}{L_A} = \alpha_{AB} \int_{L_{Bo}}^{L_B} \frac{dL_B}{L_B} = \alpha_{AC} \int_{L_{Co}}^{L_C} \frac{dL_C}{L_C}$$

y por lo tanto

$$\frac{L_A}{L_{Ao}} = \left(\frac{L_B}{L_{Bo}} \right)^{\alpha_{AB}} = \left(\frac{L_C}{L_{Co}} \right)^{\alpha_{AC}}$$

En donde α_{AB} es la volatilidad relativa de A en B y α_{AC} es la volatilidad relativa de B en C tomada como una constante entre la temperatura inicial y final de la destilación.

Problema 8

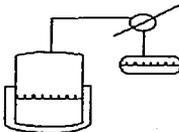
A un alambique se introducen 1000 kg mol de una mezcla que contiene 30 % de A 40 % de B y 30 % de C. La destilación se llevará a cabo a 760 mm de Hg. Si la destilación procede que se contengan 500 kg mol en el alambique. ¿Cuál será la composición en el calderín?

Datos: Las constantes de Antoine son

	Compuesto A	Compuesto B	Compuesto C
A	7.02447	7.96681	6.81089
B	1161	1668.1	992
C	224	228	230

1 Traducción

$$\begin{aligned}
 L_A &= 1000 \text{ kg mol} \\
 X_A^a &= 0.3 \\
 X_A^b &= 0.4 \\
 X_A^c &= 0.3
 \end{aligned}$$



2. Planteamiento

2.1 Ecuación de diseño

$$\frac{L_A}{L_{Aa}} = \left(\frac{L_B}{L_{Ba}} \right)^{\alpha_{A,B}} = \left(\frac{L_C}{L_{Ca}} \right)^{\alpha_{A,C}}$$

En donde: $\alpha_{A,B} = \frac{K_A}{K_B}$ y $\alpha_{A,C} = \frac{K_A}{K_C}$

Para ideales: $\alpha_{A,B} = \frac{P^{\circ}_A}{P^{\circ}_B}$ y $\alpha_{A,C} = \frac{P^{\circ}_A}{P^{\circ}_C}$

3. Cálculos

3.1 Temperatura de burbuja de la mezcla inicial

$$P^{\circ}_A x_A + P^{\circ}_B x_B + P^{\circ}_C x_C = 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo $T = 100^{\circ} \text{C}$

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 100}; P^{\circ}_A = 2698.5 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 100}; P^{\circ}_B = 760.57 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 100}; P^{\circ}_C = 6380 \text{ mm de Hg}$$

$$2698.5(0.3) + 760.57(0.4) + 6380(0.3) = 3041.721 \text{ mm de Hg} > 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo temperatura de 10°C

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 10}; P^{\circ}_A = 115.59 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 10}; P^{\circ}_B = 9.0779 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 10}; P^{\circ}_C = 475.44 \text{ mm de Hg}$$

$$115.59(0.3) + 9.0779(0.4) + 475.44(0.3) = 180.808 \text{ mm de Hg} < 760$$

Suponiendo temperatura de 25°C

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 25}; P^{\circ}_A = 230 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 25}; P^{\circ}_B = 23.93 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 25}; P^{\circ}_C = 833.09 \text{ mm de Hg}$$

$$230(0.3) + 23.93(0.4) + 833(0.3) = 328 \text{ mm de Hg} < 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo Temperatura de 35 °C

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 35} ; P^{\circ}_A = 348.214 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 35} ; P^{\circ}_B = 42.131 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 35} ; P^{\circ}_C = 1168.136 \text{ mm de Hg}$$

$$\Sigma P^{\circ}_i x_i = 471.73 \text{ mm de Hg} < 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo Temperatura de 45 °C

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 45} ; P^{\circ}_A = 511.07 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 45} ; P^{\circ}_B = 79.61 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 45} ; P^{\circ}_C = 1598 \text{ mm de Hg}$$

$$P^{\circ}_A = 511.07 , P^{\circ}_B = 79.61 , P^{\circ}_C = 1598$$

$$\Sigma P^{\circ}_i x_i = 664.609 \text{ mm de Hg} < 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo Temperatura de 50 °C

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 50} ; P^{\circ}_A = 612.69 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 50} ; P^{\circ}_B = 92.565 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 50} ; P^{\circ}_C = 1853.67 \text{ mm de Hg}$$

$$(0.3)612.69 + (0.4)92.565 + (0.3)1853.67 = 776.93 > 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo Temperatura de 49. °C

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 49} ; P^{\circ}_A = 591.184 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 49} ; P^{\circ}_B = 88.06 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 49} ; P^{\circ}_C = 1800.25 \text{ mm de Hg}$$

$$(0.3)591.184 + (0.4)88.06 + (0.3)1800.25 = 752.65 \text{ mm de Hg} < 760 \text{ mm de Hg}$$

$$\Sigma P^o_i x_i = 752.65 \text{ mm de Hg} < 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo Temperatura de 49.3°C

$$\log P^o_{A,i} = 7.02447 - \frac{1161}{234 + 49.3} ; P^o_A = 597.573 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^o_{B,i} = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 49.3} ; P^o_B = 89.39 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^o_{C,i} = 6.81089 - \frac{992}{230 + 49.3} ; P^o_C = 1861.15 \text{ mm de Hg}$$

$$(0.3)597.573 + (0.4)89.39 + (0.3)1800.25 = 759.875 \text{ mm de Hg} \approx 760 \text{ mm de Hg}$$

$$\alpha_{A,B} = \frac{597.573}{89.39} = 6.685$$

$$\alpha_{A,C} = \frac{597.573}{1816.15} = 0.329$$

3.2 Separación inicial

Suponiendo que $L_B x_B^A = 1000(0.3)(0.5) = 150 \text{ kg mol}$

$$\frac{150}{300} = \left(\frac{L_B}{400} \right)^{0.685} = \left(\frac{L_C}{300} \right)^{0.329}$$

$$\left(\frac{L_B}{400} \right) = (0.5)^{\frac{1}{0.685}} = (0.5)^{0.14958}$$

$$L_B = 360.605 \text{ kg mol}$$

$$\left(\frac{L_C}{300} \right) = (0.5)^{\frac{1}{0.329}}$$

$$L_C = 36.487 \text{ kg mol}$$

$$\Sigma L_B x_B = 150 + 360.605 + 36.487 = 547.09$$

Composición

$$x_B^A = \frac{150}{547.09} = 0.274 ; x_B^B = \frac{360.605}{547.09} = 0.659 ; x_B^C = \frac{36.487}{547.09} = 0.06669$$

Punto de burbuja de los fondos

Suponiendo temperatura de 80 °C

$$\log P^{\circ}_{.i} = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 80} ; P^{\circ}_A = 1604.68 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_{.d} = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 80} ; P^{\circ}_B = 355.55 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_{.c} = 6.81089 - \frac{992}{230 + 80} ; P^{\circ}_C = 4082.15 \text{ mm de Hg}$$

$$(0.3)1604.68 + (0.4)355.55 + (0.3)4082.15 = 946.22 > 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo temperatura de 70 °C

$$\log P^{\circ}_{.i} = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 70} ; P^{\circ}_A = 1189.24 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_{.d} = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 70} ; P^{\circ}_B = 223.96 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_{.c} = 6.81089 - \frac{992}{230 + 70} ; P^{\circ}_C = 3193.7 \text{ mm de Hg}$$

$$(0.3)1189.24 + (0.4)223.96 + (0.3)3193.17 = 693.14 < 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo Temperatura de 75 °C

$$\log P^{\circ}_{.i} = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 75} ; P^{\circ}_A = 1385.24 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_{.d} = 7.96681 - \frac{1668.1}{228 + 75} ; P^{\circ}_B = 289.42 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_{.c} = 6.81089 - \frac{992}{230 + 75} ; P^{\circ}_C = 3617.68 \text{ mm de Hg}$$

$$(0.3)1385.24 + (0.4)289.42 + (0.3)3617.68 = 811.54 > 760 \text{ mm de Hg}$$

Suponiendo Temperatura de 73.5 °C

$$\log P^{\circ}_A = 7.02447 - \frac{1161}{224 + 73.5} ; P^{\circ}_A = 1324.186 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_B = 7.96681 - \frac{1668.1}{238 + 73.5} ; P^{\circ}_B = 271.73 \text{ mm de Hg}$$

$$\log P^{\circ}_C = 6.81089 - \frac{992}{230 + 73.5} ; P^{\circ}_C = 3486.23 \text{ mm de Hg}$$

$$(0.3)1324.186 + (0.4)271.73 + (0.3)3486.23 = 774.39 > 760 \text{ mm de Hg}$$

$$\alpha_{A,B} = \frac{1324.186}{271.73} = 4.873$$

$$\alpha_{A,C} = \frac{1324.186}{3486.23} = 0.3798$$

$$\alpha_{\text{medio } AB} = \frac{4.873 + 6.685}{2} = 5.829$$

$$\alpha_{\text{medio } AC} = \frac{0.3798 + 0.329}{2} = 0.3544$$

Segundo tanteo de separación

Suponiendo $L_B X_B^A = 150$

$$\frac{150}{300} = \left(\frac{L_B}{400} \right)^{5.829} = \left(\frac{L_C}{300} \right)^{0.3544}$$

$$(0.5)^{1/5.829} = \left(\frac{L_B}{400} \right)$$

$$\Sigma L = 547.58 \text{ kg mol} \quad L_B = 355.15 \text{ kg mol} \quad L_C = 42.43 \text{ kg mol}$$

Si $L_B X_B^B = 140 \text{ kg mol}$

$$\frac{140}{300} = \left(\frac{L_B}{400} \right)^{5.829} = \left(\frac{L_C}{300} \right)^{0.3544}$$

$$(0.4666)^{1/5.829} = \left(\frac{L_B}{400} \right)$$

$$\Sigma L = 525.88 \text{ kg mol} \quad L_B = 350.974 \text{ kg mol} ; L_C = 34.91 \text{ kg mol}$$

$$\text{Si } L_B x_B^A = 130$$

$$\frac{130}{300} = \left(\frac{L_B}{400} \right)^{5.829} = \left(\frac{L_C}{300} \right)^{0.3549}$$

$$(0.4333)^{\frac{1}{5.829}} = \left(\frac{L_C}{300} \right)^{0.3544}$$

$$\Sigma L = 504.96 \text{ kg mol} \quad L_B = 346.54 \text{ kg mol} \quad L_C = 28.42 \text{ kg mol}$$

$$x_B^A = \frac{130}{504.96} = 0.2574 \quad x_B^B = \frac{346.84}{504.96} = 0.68627 \quad x_B^C = \frac{28.42}{504.96} = 0.05628$$

Tercer tanteo de separación

$$\alpha_{A,B} = \frac{1385.24}{289.42} = 4.786 \quad \alpha_{A,C} = \frac{1385.24}{289.42} = 0.3829$$

$$\alpha \text{ medio}_{AB} = \frac{4.786 + 6.685}{2} = 5.7356$$

$$\alpha \text{ medio}_{AC} = \frac{0.3829 + 0.329}{2} = 0.35595$$

$$\text{Si } L_B x_B^A = 130$$

$$\frac{130}{300} = \left(\frac{L_B}{400} \right)^{5.7356} = \left(\frac{L_C}{300} \right)^{0.35595}$$

$$L_C = 28.62 \quad \Sigma L = 504.34 \text{ kg mol}$$

$$x_B^A = \frac{130}{504.34} = 0.2577 \quad x_B^B = \frac{345.72}{504.34} = 0.685 \quad x_B^C = \frac{28.62}{504.34} = 0.0567$$

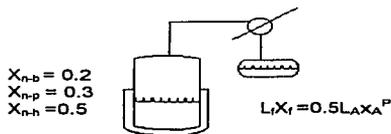
4 Resultados

La composición en el calderín será aproximadamente de 25.77% de A, 68.5 % de B y 5.67 % de C.

Problema 9

Una mezcla líquida de hidrocarburos contiene 20 % en mol de n-butano, 30% en mol de n-pentano y 50 % en mol de n-hexano. Si esta mezcla se somete a una destilación diferencial a 10 atm. Encuentre la composición del líquido que permanece en el alambique cuando se ha evaporado la mitad del pentano.

1. Traducción



2 Planteamiento

2.1 Ecuación de diseño

$$\frac{L_B}{L_{B_A}} = \left(\frac{L_P}{L_{P_A}} \right)^{\alpha_{B,P}} = \left(\frac{L_H}{L_{H_A}} \right)^{\alpha_{B,H}}$$

En donde

$$\alpha_{B,P} = \frac{K_B}{K_P} \quad \text{y} \quad \alpha_{B,H} = \frac{K_B}{K_H}$$

2.2 Cálculo del punto de burbuja

$$\sum_{i=1}^n K_i X_i = 1$$

3. Cálculos

3.1 Temperatura inicial de ebullición

Utilizando un diagrama K vs T

a 150 ° Y 10 atm.

$$K_B = 2.5, \quad K_P = 1.5, \quad K_H = 0.75$$

$$\sum_{i=1}^n Kx_i = 2.5(0.2) + 1.5(0.3) + 0.75(0.5) = 1.325$$

a 135 °C y 10 atm

$$K_B = 2.25, K_P = 1.1, K_H = 0.6$$

$$\sum_{i=1}^n Kx_i = 2.25(0.2) + 1.1(0.3) + 0.6(0.5) = 1.08$$

$$\alpha_{B,P} = \frac{2.25}{1.1} = 2.045 \quad \alpha_{B,H} = \frac{2.25}{0.6} = 3.75$$

3.2 Primer tanteo de destilación

Suponiendo alimentación de 100 kg mol

$$\frac{L_B}{20} = \left(\frac{15}{30}\right)^{2.045} = \left(\frac{L_H}{50}\right)^{3.75}$$

$$L_B = 4.846 \text{ kg mol} \quad ; \quad L_P = 154 \text{ kg mol} \quad ; \quad L_H = 34.26 \text{ kg mol}$$

Moles finales en el alambique: 54.107

$$x_B = \frac{4.846}{54.107} = 0.0755$$

$$x_P = \frac{15}{54.107} = 0.2772$$

$$x_H = \frac{34.26}{54.107} = 0.633$$

3.3 Temperatura de burbuja final

Si T = 150 °C

$$K_B = 2.5 \quad ; \quad K_P = 1.5 \quad ; \quad K_H = 0.75$$

$$Kx = 2.5(0.0755) + 1.5(0.2772) + 0.75(0.633) = 1.0793$$

$$\alpha_{B,P} = \frac{2.5}{1.5} = 1.66 \quad \alpha_{B,H} = \frac{2.5}{0.75} = 3.333$$

$$\alpha_{\text{medio } B,P} = \frac{2.045 + 1.66}{2} = 1.855$$

$$\alpha_{\text{medio } B,H} = \frac{3.333 + 3.75}{2} = 3.5415$$

3.4 Segundo tanteo de destilación

$$\frac{L_B}{20} = \left(\frac{15}{30}\right)^{2.045} = \left(\frac{L_H}{50}\right)^{3.75}$$

$$L_B = 5.5286 \text{ kg mol} \quad ; \quad L_P = 15 \text{ kg mol} \quad ; \quad L_H = 34.773 \text{ kg mol}$$

Moles finales en el alambique: 55.30

$$x_H = \frac{5.5286}{55.30} = 0.0999$$

$$x_P = \frac{15}{55.30} = 0.2712$$

$$x_H = \frac{34.773}{55.30} = 0.6288$$

Si se requiriera mayor precisión se debería obtener el nuevo punto de burbuja, para de ahí obtener las K y las α nuevas.

4. Resultado

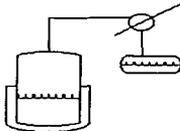
La composición del alambique después de la destilación será 10 % de butano, 27.1 % de pentano y 62.9 % de heptano

Problema 10

Una mezcla equimolecular de benceno tolueno y xileno se destila a 1 atmósfera de presión para recuperara el 95 % del benceno inicial destilando. ¿Que cantidad de moles deberían destilarse por 100 moles de alimentación y cual será la composición del destilado y residuo de la destilación diferencial?

1 Traducción

$$\begin{aligned}L_A &= 100 \text{ kg mol} \\ X_{A^B} &= 0.333 \\ X_{A^T} &= 0.333 \\ X_{A^X} &= 0.333\end{aligned}$$



$$Y_B = 0.05$$

$$P = 1 \text{ atm.}$$

2. Planteamiento

Destilación diferencial multicomponente

3. Cálculos

3.1 Punto de burbuja inicial

$$\begin{aligned}\text{Primer tanteo } T &= 392^\circ \text{ C} \\ 0.35(0.33) + 0.89(0.33) + 1.6(0.33) &= 1.479\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}2^\circ \text{ Tanteo } T &= 347^\circ \text{ C} \\ 0.22(0.33) + 0.58(0.33) + 1.6(0.33) &= 0.789\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}3^\text{er Tanteo } T &= 370^\circ \text{ C} \\ 0.305(0.33) + 0.76(0.33) + 1.95(0.33) &= 1.0032\end{aligned}$$

3.2 α a 370 °C

$$\alpha_{ii,T} = \frac{1.95}{0.755} = 2.583$$

$$\alpha_{ii,X} = \frac{1.95}{0.305} = 6.393$$

$$\begin{aligned}\text{Cálculo de L: } L_B &= 1.666 \\ L_T &= 10.5 \\ L_X &= 20.86 \\ \text{TOTAL} &= 32.97\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}x_B &= 0.05 \\ x_T &= 0.317 \\ x_X &= 0.633\end{aligned}$$

3.3 Temperatura de ebullición final

$$\begin{aligned}T &= 482^\circ \text{ C} \\ 0.05(0.43) + 0.318(2) + 0.6333(0.88) &= 1.4\end{aligned}$$

$$T=437^{\circ}\text{C}$$

$$0.05(3.2)+0.317(1.5)+0.633(0.59)=1.007$$

$$\alpha_{H,T} = \frac{3.2}{1.5} = 2.133$$

$$\alpha_{H,N} = \frac{3.2}{0.59} = 5.42$$

3.3 α media

$$\alpha = \frac{2.583 + 2.133}{2} = 2.358$$

$$\alpha = \frac{6.3934 + 5.42}{2} = 5.91$$

3.4 Segundo Tanteo

$$0.05 = \left(\frac{L_T}{33.33}\right)^{2.358} = \left(\frac{L_x}{33.33}\right)^{5.91}$$

$$L_B = 1.666$$

$$L_T = 9.355$$

$$L_x = 20.075$$

$$\text{TOTAL} = 31.09$$

$$x_B = 0.0534$$

$$x_T = 0.3$$

$$x_x = 0.446$$

$$T=437^{\circ}\text{C}$$

$$0.0534(3.2)+0.3(1.5)+0.446(0.59) = 0.8852$$

$$T=453^{\circ}\text{C}$$

$$0.0534(3.63)+0.3(1.71)+0.446(0.74)=1.038$$

$$\alpha_{H,T} = \frac{3.63}{1.71} = 2.12$$

$$\alpha_{H,N} = \frac{3.63}{0.74} = 4.905$$

$$\alpha = \frac{2.12 + 2.358}{2} = 2.24$$

$$\alpha = \frac{4.905 + 6.393}{2} = 5.408$$

$$T= 450^{\circ}\text{C}$$

$$3.53(0.0534)+1.67(0.3)+0.7(0.446)=1.003$$

$$\alpha_{H,T} = \frac{3.53}{1.67} = 2.114$$

$$\alpha_{H,N} = \frac{3.3}{0.7} = 5.043$$

$$\alpha = \frac{2.114 + 2.12}{2} = 2.117$$

$$\alpha = \frac{5.408 + 5.043}{2} = 5.225$$

$$0.05 = \left(\frac{L_T}{33.33} \right)^{2.117} = \left(\frac{L_x}{33.33} \right)^{5.2255}$$

$$\begin{aligned} L_B &= 1.666 \\ L_T &= 8.096 \\ L_x &= 18.8 \\ \text{TOTAL} &= 28.556 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_B &= 0.05881 \\ x_T &= 0.2835 \\ x_x &= 0.6584 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T &= 450^\circ \text{C} \\ 3.53(0.05881) + 1.67(0.2835) + 0.7(0.6584) &= 1.142 \end{aligned}$$

$$T = 437^\circ \text{C}$$

$$3.2(0.05881) + 1.45(0.2835) + 0.59(0.6584) = 1.002$$

$$\alpha_{H,T} = \frac{3.2}{1.5} = 2.133 \qquad \bar{\alpha} = 2.36$$

$$\alpha_{H,N} = \frac{3.2}{0.59} = 5.424 \qquad \bar{\alpha} = 5.91$$

$$0.05 = \left(\frac{L_T}{33.33} \right)^{2.36} = \left(\frac{L_x}{33.33} \right)^{5.91}$$

$$\begin{aligned} L_B &= 1.666 \\ L_T &= 9.356 \\ L_x &= 20.074 \\ \text{TOTAL} &= 20.074 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_B &= 0.0534 \\ x_T &= 0.3 \\ x_x &= 0.646 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T &= 405^\circ \text{C} \\ 3.21(0.0534) + 1.5(0.3) + 0.59(0.646) &= 1.004 \end{aligned}$$

Ya es 1 por lo cual

$$T = 437$$

	Gas	x
$x_B = 0.0534$	$G_B = 31.66$	0.46
$x_T = 0.3$	$G_T = 23.9$	0.35
$x_x = 0.646$	$G_x = 13.26$	0.19

Problema 11

Una mezcla de hidrocarburos volátiles tiene la siguiente composición en % en peso

Propano = 8%

n-butano =66%

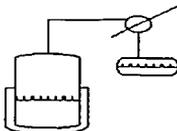
n-pentano =22%

n-hexano =4%

La mezcla se destila en forma diferencial hasta que sólo la mitad del butano inicial queda en el calderín.

¿ Que cantidad de destilado se obtiene si se introducen 500 kg al calderín y cual es la composición de los destilados?

$$\begin{aligned} M &= 500 \text{ kg} \\ X_{A C_3} &= 0.08 \\ X_{A C_4} &= 0.66 \\ X_{A C_5} &= 0.22 \\ X_{A C_6} &= 0.04 \end{aligned}$$



$$L_{F x_F}^B = \frac{500 * 0.66}{2} = 165$$

comp..	PM	%	kg	kg mol	% mol
C ₃	44	0.08	40	0.9091	10.88
C ₄	58	0.66	330	5.69	68.07
C ₅	72	0.22	110	1.52	18.28
C ₆	86	0.04	20	0.232	2.78

P = 1 atm , T eb = 20 °C

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.1088	7.1	0.772
C ₄	0.6807	2.05	1.3954
C ₅	0.1828	0.55	0.1005
C ₆	0.278	0.165	0.0043
		ΣK	2.275

T = -18 °C

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.1088	4	0.4352
C ₄	0.6807	1.05	0.7147
C ₅	0.1828	0.23	0.042
C ₆	0.278	0.054	0.0015
		ΣK	1.1934

T = -3.8 C°

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.1088	36	0.3916
C ₄	0.6807	0.9	0.6126
C ₅	0.1828	0.18	0.0329
C ₆	0.278	0.042	0.00116
		ΣK	1.038

T = -4.4°C

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.1088	3.55	0.3862
C ₄	0.6807	0.88	0.599
C ₅	0.1828	0.17	0.03107
C ₆	0.278	0.24	0.0011
		ΣK	1.01

$$\alpha_{c_3, c_4} = \frac{3.55}{0.88} = 4.034$$

$$\alpha_{c_3, c_5} = \frac{3.55}{0.17} = 20.88$$

$$\alpha_{c_3, c_6} = \frac{3.55}{0.04} = 88.75$$

$$\frac{L_{c3}}{L_{c30}} = \left(\frac{L_{c4}}{L_{c40}} \right)^{\alpha_{c3, c4}} = \left(\frac{L_{c5}}{L_{c50}} \right)^{\alpha_{c3, c5}} = \left(\frac{L_{c6}}{L_{c60}} \right)^{\alpha_{c3, c6}}$$

$$\frac{I_{C_3}}{0.9091} = \left(\frac{2.845}{5.69} \right)^{4.034}$$

$$I_{C_3} = 0.0555 \text{ kg mol}$$

$$\left(\frac{2.845}{5.69} \right)^{4.034} = \left(\frac{I_{C_3}}{1.52} \right)^{20.66}$$

$$I_{C_3} = 1.33 \text{ kg mol}$$

$$\left(\frac{2.845}{5.69} \right)^{4.034} = \left(\frac{I_{C_6}}{0.232} \right)^{66.75}$$

$$I_{C_6} = 0.2284 \text{ kg mol}$$

Composición

Componente	L	X
C ₃	0.0555	0.0124
C ₃	2.845	0.6385
C ₃	1.33	0.2985
C ₃	0.2248	0.0509
Σ	4.4553	1.00003

Temperatura final de burbuja

$$T_b = 0^\circ \text{C}$$

Componente	X	K	Kx
C ₃	0.0124	4	0.0496
C ₄	0.6385	1.05	0.6709
C ₅	0.2985	0.23	0.0686
C ₆	0.0509	0.054	0.0027
		ΣK	0.7914

$$T = 7.2^\circ \text{C}$$

Componente	X	K	Kx
C ₃	0.124	5.2	0.0644
C ₄	0.6385	1.4	0.8939
C ₅	0.2985	0.33	0.0985
C ₆	0.0509	0.08	0.0040
		ΣK	1.0609

T = 4.4 °C

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.1088	4.75	0.0589
C ₄	0.6807	1.25	0.7981
C ₅	0.1828	0.29	0.0865
C ₆	0.278	0.07	0.0035
		ΣK	0.9470

T = 6.1 °C

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.1088	5.05	0.0626
C ₄	0.6807	1.34	0.5421
C ₅	0.1828	0.32	0.0955
C ₆	0.278	0.07	0.0035
		ΣK	1.003

$$\alpha_{C_3, C_4} = \frac{5.05}{1.34} = 3.768$$

$$\bar{\alpha}_{C_3, C_4} = \frac{3.768 + 4.034}{2} = 3.901$$

$$\alpha_{C_5, C_6} = \frac{5.05}{0.32} = 15.78$$

$$\bar{\alpha}_{C_5, C_6} = \frac{15.78 + 20.88}{2} = 18.333$$

$$\alpha_{C_3, C_6} = \frac{5.05}{0.07} = 72.142$$

$$\bar{\alpha}_{C_3, C_6} = \frac{88.75 + 72.142}{2} = 80.44$$

$$\frac{L_{C_3}}{0.9091} = \left(\frac{2.845}{5.69} \right)^{5.901}$$

$$L_{C_3} = 0.0608 \text{ kg mol}$$

$$(0.5)^{3.901} = \left(\frac{L_{C_3}}{1.52} \right)^{18.333}$$

$$L_{C_3} = 1.3115 \text{ kg mol}$$

$$(0.3)^{mol} = \left(\frac{I_{x,6}}{0.232} \right)^{mol}$$

$$I_{x,6} = 0.2243 \text{ kg mol}$$

Composición

Componente	L	X
C ₃	0.0608	0.0136
C ₃	2.845	0.8967
C ₃	1.3115	0.0938
C ₃	0.2243	0.004
Σ	4.4416	1.0081

T final Burbuja = 7.22 °C

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.0136	5.2	0.07072
C ₄	0.8967	1.4	0.8967
C ₅	0.0938	0.32	0.0938
C ₆	0.004	0.08	0.004
		ΣK	1.065

T final B = 7.22 °F

Componente	x	K	Kx
C ₃	0.0136	5.05	0.06868
C ₄	0.8967	1.34	0.8582
C ₅	0.0938	0.32	0.0944
C ₆	0.004	00.7	0.035
		ΣK	1.014

$$\alpha_{c_3, c_4} = \frac{5.05}{1.34} = 3.786$$

$$\bar{\alpha}_{C_3, C_4} = 3.8345$$

$$\alpha_{c_3, c_5} = \frac{5.05}{0.32} = 15.78$$

$$\bar{\alpha}_{C_3, C_5} = 16.75$$

$$\alpha_{c_3, c_6} = \frac{5.05}{0.07} = 72.142$$

$$\bar{\alpha}_{C_3, C_6} = 76.29$$

$$\frac{L_{C3}}{0.9091} = \left(\frac{2.845}{5.69} \right)^{1.8345}$$

$$L_{C3} = 0.73625 \text{ kg mol}$$

$$(0.5)^{1.8345} = \left(\frac{L_{C5}}{1.52} \right)^{1.8345}$$

$$L_{C5} = 1.2969 \text{ kg mol}$$

$$(0.5)^{1.8345} = \left(\frac{L_{C6}}{0.232} \right)^{1.8345}$$

$$L_{C6} = 0.224 \text{ kg mol}$$

Composición

Componente	L	X
C ₃	0.063725	0.0134
C ₄	2.845	0.645
C ₅	1.2969	0.294
C ₆	0.244	0.05
Σ	4.45	1

Destilados	% mol
D _{C3} = 0.9091 - 0.0608 = 0.8483	21.70
D _{C4} = 5.69 - 2.845 = 2.845	72.77
D _{C5} = 1.52 - 1.3115 = 0.2085	5.330
D _{C6} = 0.232 - 0.2243 = 0.0077	0.197

4 Resultados

Se obtienen 0.8483 kg mol de propano, 2.845 kg mol de n-butano, 0.2085 kg mol de n-pentano y 0.077 kg mol de n-hexano

Destilación diferencial con calderín y columna de fraccionamiento

Muchos procesos de destilación se llevan a cabo por lotes, ya que es más conveniente en algunos casos procesar cada lote por separado, por ser estos de diversas composiciones, pero además se desea una alta pureza en los productos. En estos casos se alimenta el calderín, se calienta a ebullición y los vapores destilados pasan a la columna de fraccionamiento.

La composición del destilado dependerá de la concentración en la alimentación, del número de platos y del reflujo usado.

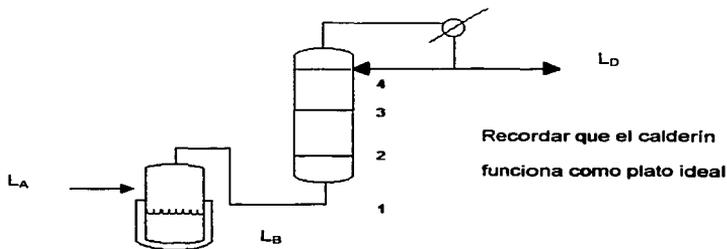
El líquido que permanece en el calderín va cambiando conforme se destilan los componentes más volátiles y como resultado de esto la concentración del destilado varía. Por ejemplo si al calderín se alimentan L_A moles de mezcla con una composición X_A del más volátil y si se usa un reflujo de R_1 , el producto destilado saldrá con una composición X_D . Después de cierto tiempo la composición del destilado bajará y entonces se deberá subir el reflujo a R_2 para obtener un destilado con la misma composición X_D con unos fondos que ahora tendrán una composición X_{B2} . Este método de destilación requiere de un aumento continuo del reflujo para mantener un producto destilado de composición constante.

Otra forma de trabajar la destilación por lotes en columnas de fraccionamiento es utilizar un reflujo constante y permitir que decrezca la pureza del destilado. Así por ejemplo se podría comenzar con un destilado que contenga hasta el 82% de pureza, para que la mezcla destilada tuviera una composición promedio del 90 %.

Operación con destilado de composición constante y reflujo variable

Supongamos que tenemos una columna con cuatro platos ideales para separar alcohol etílico y agua.

Inicialmente tenemos en el calderín L_A moles de líquido con una composición de etanol de X_A° . Al comenzar la destilación se usa una relación de reflujo R_1 lo que da una destilación con un producto de composición de X_D° . Si se desea mantener esa composición de destilado, se deberá variar el reflujo, por ejemplo si se desea destilar hasta que en el alambique de la mezcla final sea de L_B moles con una composición X_B , el reflujo llegará hasta R_2 y el producto destilado será L_D .



Por un balance se tiene que

$$L_A X_A - L_B X_B = L_D X_D$$

$$L_A - L_B = L_D$$

Combinando

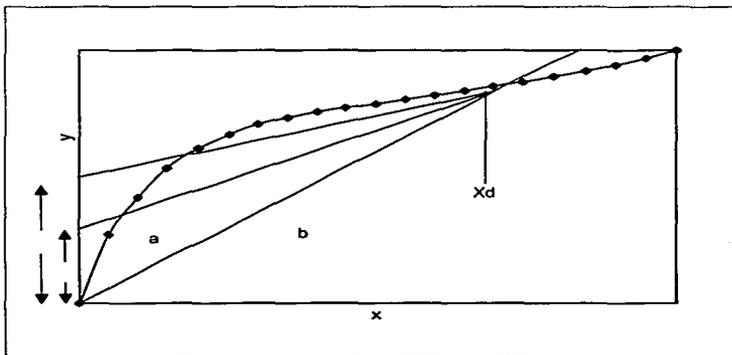
$$L_A X_A - (L_A - L_D) X_B = L_D X_D$$

$$L_A X_A - L_A X_B + L_D X_B = L_D X_D$$

$$L_D (X_D - X_B) = L_A (X_A - X_B)$$

$$L_D = L_A \frac{X_A - X_B}{X_D - X_B} = \frac{a}{b} L_A$$

Donde a y b son las distancias indicadas en la siguiente figura.



Si llamamos ϕ a la intersección en el eje Y de las líneas de operación

$$\frac{X_D}{R+1} = \phi \quad \text{ó} \quad R = \frac{X_D}{\phi} - 1$$

Estas ecuaciones nos Permiten encontrar el reflujo final para cualquier concentración deseada en el calderín y da también la cantidad de destilado.

Si se desea obtener el tiempo necesario para lograr una separación dada se puede utilizar la ecuación de Bogart

$$\theta = \frac{L_{\Delta}(x_D - x_{III})}{V} \int_{x_{II}}^{x_{II}'} \frac{dx_{II}}{\left(1 - \frac{L}{V}\right)(x_D - x_{II})^2}$$

En donde G es el flujo de vapor en el interior de la columna y $R = \frac{L}{D}$ siendo L el líquido reflujo a la columna $G=L+D$.

En donde G es el flujo de vapor en el interior de la columna y $R = \frac{L}{D}$ siendo L el liquido reflujo a la columna $G=L+D$.

Si suponemos que el reflujo R se ajusta continuamente para mantener el producto destilado con una composición constante, en cualquier momento la relación de reflujo estará dada por $R = \frac{dL}{dD}$

Durante la operación el liquido reflujo total que fluye hacia debajo de la columna será:

$$\int_0^L dL = \int_{R=R_1}^{R=R_2} R dD$$

Para permitir este reflujo dL se requiere quitar $\lambda (dL+Dd)$ en el condensador en donde λ es el calor latente por mol del destilado. Así que el calor requerido en el calderín será

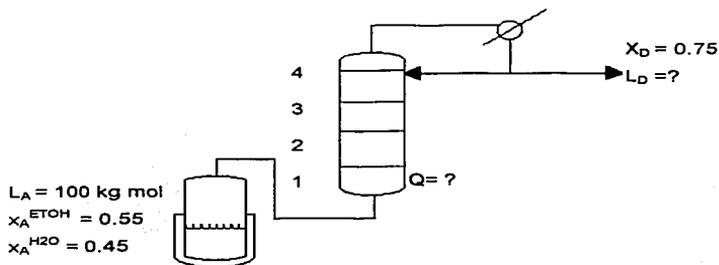
$$Q_R = \lambda \int_0^G dG = L \int_{R=R_1}^{R=R_2} (R + 1) dL_D$$

Esta ecuación se integra gráficamente o mediante algún método numérico. Para cualquier R se obtiene X_B dibujando la línea de operación y dibujando las etapas correspondientes. La cantidad de L_D o D se obtiene del balance y si los valores correspondientes de R y D se grafican y se puede obtener el valor de $\int (R + 1) dD$.

Problema 12

Una mezcla de alcohol etílico y agua con 0.55 en fracción mol de alcohol se debe destilar para dar un producto destilado con 75 % en mol de alcohol. La columna tiene 4 platos ideales y la destilación se debe parar cuando la relación de reflujo sea de 4

Encuentre el destilado obtenido por 100 kg mol alimentados y el calor requerido por kg de productos



2. Planteamiento

2.1 Cantidad destilada.

$$L_D = L_A \left[\frac{x_A - x_H}{x_D - x_H} \right] = \frac{a}{b} L_A$$

2.2 Calor requerido

$$Q_R = \lambda \int_{R=R_1}^{R=R_2} (R + 1) dL_D$$

Esta ecuación se debe integrar gráficamente. Para ello debe conocer el balance en cada momento, lo que requiere el trazo de los platos en un diagrama y del valor de x_B para cada reflujo.

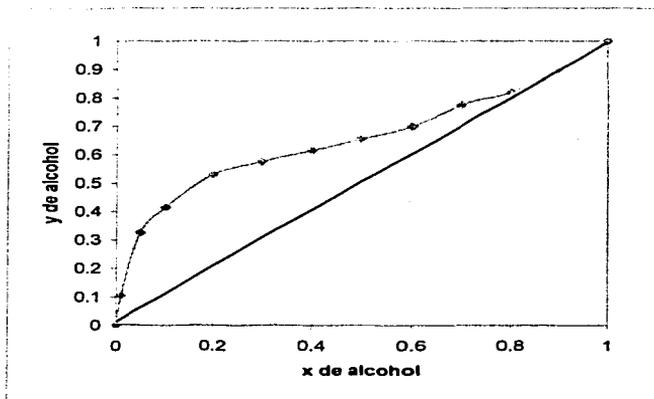


Diagrama de equilibrio para el sistema etanol -agua a 760 mm de Hg

3. Cálculos

3.1 Destilado

Para $R = 4$; $x_B = 0.05$

$$L_D = 100 \left[\frac{0.55 - 0.05}{0.75 - 0.05} \right] = 71.4 \text{ kg mol}$$

3.2 Calor requerido

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

A partir del diagrama de equilibrio y haciendo $\varphi = \frac{X_D}{R+1}$ ó $R = \frac{X_D}{\varphi} - 1$

Se debe recordar que el calderín funciona como un plato ideal más.

Tendremos

R	φ	x_B	L_D	R+1
0.85	0.405	0.55	0	1.85
1.0	0.375	0.50	20	2.0
1.5	0.3	0.37	47.4	2.5
2.0	0.25	0.20	63.8	3.0
3.0	0.187	0.075	70.5	4.0
4.0	0.15	0.05	71.4	5.0

Para obtener $\int R + 1 dL_D$, se grafican según se observa en el diagrama.

$$\int R + 1 dL_D = 175$$

Tomando a la temperatura de destilación $\lambda_{\text{c tan ol}} = 220 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$

$$\tilde{\lambda}_{\text{c tan ol}} = 10120 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol}}; \lambda_{\text{agua}} = 550 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} \quad \tilde{\lambda}_{\text{agua}} = 9900 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol}}$$

$$\tilde{\lambda}_{\text{media}} = 10120(0.75) + 9900(0.25) = 10065 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol}}$$

$$Q_{\text{Condensador}} = 175(10,065) = 1,761,375 \text{ Kcal}$$

El calor que se debe quitar por mol de destilado será

$$Q = \frac{1,761,375}{71.4} = 24\,669 \text{ Kcal}$$

4. Resultados

Se deberán quitar 24 669 Kcal / mol de destilado

Problema 13

En una columna de destilación de tres platos teóricos, se somete a destilación intermitente 100 kg mol de una disolución equimolecular de metanol y agua. Se desea operar de manera que se obtenga un destilado con composición constante e igual a 0.9 en fracción mol de metanol.

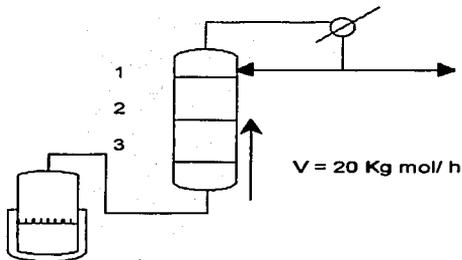
Dadas las características de la columna, el caudal de vapor no puede ser mayor de 20 kg mol /h . Determine la cantidad de producto destilado y el tiempo que debe transcurrir para que se alcancen las relaciones de reflujo interno L/V de 0.5;0.6;0.7 y 0.8.

x_M	y_M	T ° C
0	0	100
0.05	0.271	95.2
0.10	0.418	92.7
0.15	0.532	90.3
0.20	0.612	87.8
0.25	0.666	85.2
0.30	0.706	83.1
0.35	0.733	81.8
0.40	0.755	80.3
0.45	0.772	79.3
0.50	0.787	78.4
0.55	0.804	77.4
0.60	0.821	76.3
0.65	0.839	75.1
0.70	0.857	73.7
0.75	0.874	72.6
0.80	0.896	71.2
0.85	0.918	69.8
0.90	0.942	68.5
0.95	0.968	66.5
1.00	1	64.7

1. Traducción

$$L_A = 100 \text{ Kg mol}$$

$$X_A^M = 0.5$$



2. Planteamiento

2.1 Tiempos

$$\theta = \frac{L_A (x_D - x_{B1})}{V} \int_{x_{B2}}^{x_{B1}} \frac{dx_B}{\left(1 - \frac{L}{V}\right) (x_D - x_B)^2} = \frac{L_A (x_D - x_{B1})}{V} \int_{x_{B2}}^{x_{B1}} \frac{dx_B}{\left(\frac{1}{R+1}\right) (x_D - x_B)^2}$$

2.2 Balances

$$D = B_1 - B_2 = L_A - L_B$$

$$Dx = B_1 x_{B1} - B_2 x_{B2} \quad ; \quad \frac{L}{D} = Re \quad ; \quad \frac{L}{V} = \frac{Re}{Re+1} \quad ; \quad Re = \frac{\frac{L}{V}}{1 - \frac{L}{V}}$$

3. Cálculos

3.1 Planteamiento

Con los datos de equilibrio se puede construir el diagrama x vs y . Con ello se puede trazar la recta de la línea de operación de la columna, la que deberá pasar por el punto $(0.9, 0.9)$ y permitir que se tracen 4 platos teóricos (3 de la columna y 1 del calderín). El trazo deberá ser tal que el primer plato tenga un destilado con 0.9 y el último con 0.5. Se lee la relación de reflujo L / V que es la pendiente de la recta. Posteriormente se deberán trazar las pendientes de reflujo de 0.5, 0.6, 0.7, y 0.8 que deberán pasar por el punto 0.9 de la diagonal y se construyen las cuatro etapas teóricas para cada relación, leyendo para cada relación de reflujo la composición de los fondos.

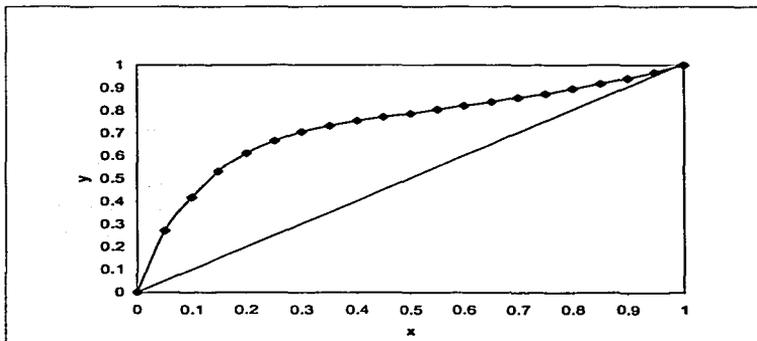
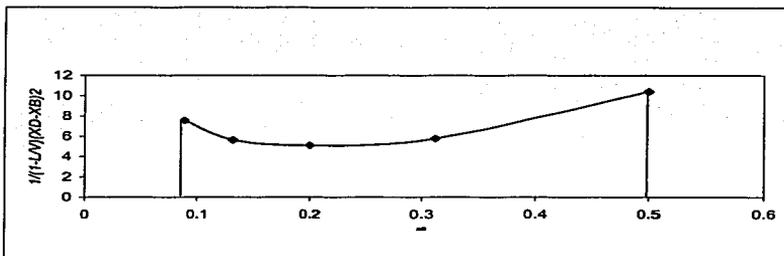


Diagrama de equilibrio para el sistema metanol-agua a 7 atm



Integración gráfica para obtener el tiempo requerido para alcanzar las relaciones de reflujo interno

L/V	x_B	$\frac{1}{Rc+1}$	$x_D - x_B$	$\frac{1}{\left(1 - \frac{L}{V}\right)(x_D - x_B)^2}$	AREA
0.4	0.5	0.6	0.4	10.42	
0.5	0.312	0.5	0.588	5.78	1.447
0.6	0.2	0.4	0.7	5.1	5.048
0.7	0.132	0.3	0.768	5.65	2.410
0.8	0.088	0.2	0.812	7.58	2.696

$\frac{L}{V}$	V θ	θ HORAS
0.5	57.88	2.89
0.6	81.92	4.1
0.7	96.40	4.82
0.8	107.84	5.39

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

3.3 productos destilados

L/V	x_B	B	D
0.4	0.5	100	
0.5	0.312	68.03	31.97
0.6	0.2	57.15	42.85
0.7	0.132	52.08	47.92
0.8	0.088	49.26	50.74

4 Resultados

Se obtendrán 31.97 kg de destilado a un reflujo de 0.5, 22.85kg a un reflujo de 0.6, 47.92 a reflujo de 0.7 y 50.74 a un reflujo de 0.8

Destilación intermitente en columna de platos utilizando reflujo constante

Si se opera a reflujo constante, la concentración del componente más volátil en el destilado decrecerá continuamente

En un intervalo pequeño de tiempo $d\theta$, la composición del destilado pasará de X_d a $X_d - dX_d$. Si en este tiempo la cantidad de producto obtenido es dD , el balance del componente más volátil nos daría:

$$\begin{aligned}X_d dD &= -d(L_B X_B) \\ \text{También } dD &= -dL_B \\ -X_d dL_B &= -L_B dX_B - X_B dL_B \\ L_B dX_B &= dL_B (X_D - X_B)\end{aligned}$$

$$\int_{L_A}^{L_B} \frac{dL_B}{L_B} = \int_{X_A}^{X_B} \frac{dX_B}{X_D - X_B}$$
$$\ln \frac{L_A}{L_B} = \int_{X_A}^{X_B} \frac{dX_B}{X_D - X_B}$$

El lado derecho de la ecuación puede integrarse graficando $\frac{1}{X_D - X_B}$ vs X_B .

Con esto se puede encontrar la relación de la cantidad inicial a final en el calderín para cualquier cambio de X_B , así como la cantidad de destilado.

El calor requerido será: $Q_R = \lambda R D$

Para evaluar la integral $\int \frac{dX_B}{X_D - X_B}$ hay que conocer los valores de X_B a partir de

los de X_D , esto se calcula tomando un valor para la composición del destilador, trazando la recta de relación de reflujo conocido y construyendo las etapas que tenga la columna entre la curva de equilibrio y la de operación. La abscisa correspondiente al último escalón da la composición X_B para un valor tomado de X_D . Para lograr la integración se deben tomar diversos valores de X_D para que los correspondientes de X_B cubran todo el intervalo comprendido entre X_A y X_B .

Problema 14

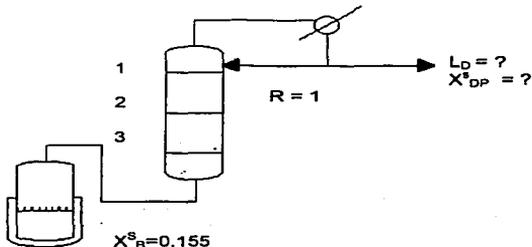
En una columna de destilación de 3 platos teóricos se trabaja a régimen transitorio una mezcla de sulfuro de carbono y tetracloruro de carbono con 43.5% en mol de sulfuro. La destilación debe continuar hasta que la composición del sulfuro de carbono en el residuo sea del 15.5%. Se operará a reflujo constante igual a 1.00. Determine la composición promedio del destilado. ¿Qué cantidad se destilará si se alimentan 100 kg mol?

Datos de equilibrio

T °C	X	Y	T °C	X	Y
78.7	0	0	54.8	0.55	0.755
73.7	0.05	0.12	53.7	0.60	0.787
70.6	0.1	0.227	52.5	0.65	0.817
68.2	0.15	0.325	51.6	0.70	0.846
65.9	0.2	0.412	50.5	0.75	0.873
64.0	0.25	0.489	49.6	0.80	0.898
62.2	0.3	0.550	48.7	0.85	0.924
60	0.35	0.599	47.9	0.90	0.950
59	0.4	0.642	46.9	0.95	0.975
57.5	0.45	0.682	46.5	0.97	0.985
56	0.5	0.720	46.3	1.00	1

1. Traducción

$L_A = 100 \text{ Kg mol}$
 $X_A^S = 0.435$
 $X_A^T = 0.565$



**TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN**

2. Planteamiento

2.1 Ecuación de diseño

$$\ln \frac{L_A}{L_B} = \int_{X_B}^{X_D} \frac{dx_B}{X_D - X_B}$$

2.2 Balances de materia

$$L_A X_A = L_B X_B + L_D Y_{D, media}$$

$$L_A = L_B + L_D$$

3. Cálculos

3.1 Planteamiento

Para evaluar la integral hay que representar $\frac{1}{X_D - X_B}$ frente a X_B .

Para obtener los valores de X_B se deben trazar las rectas de las líneas de operación y construir los escalones que dan las etapas. En este caso la relación de reflujo es constante.

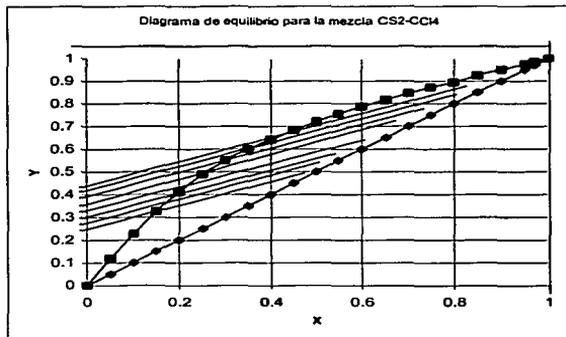
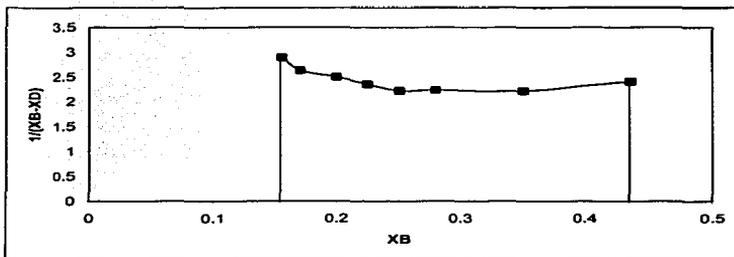


Diagrama de equilibrio para la mezcla CS₂-CCl₄ para el trazado de los escalones correspondientes a las etapas.

3.2 Datos X_D y X_B



3.2 Datos X_D y X_B



Integración gráfica de la ecuación de Rayleigh para obtener $ln LA/LB$

A partir de la gráfica

X_D	X_B	$\frac{1}{X_D - X_B}$	X_D	X_B	$\frac{1}{X_D - X_B}$
0.85	0.735	2.40963855	0.65	0.225	2.35294118
0.80	0.350	2.222222222	0.60	0.200	2.50
0.75	0.28	2.127659	0.55	0.17	2.631578945
0.70	0.25	2.222222222	0.50	0.155	2.89855072

3.2 Integral

La integral se puede obtener gráfica o numéricamente. Un método es el del trapecio. Aplicando este método:

X_B	$\frac{1}{X_D - X_B}$	Media	ΔX_B	Areas
0.435	2.409			
0.35	2.222	2.3155	0.085	0.1968175
0.28	2.1276	2.1748	0.07	0.152236
0.25	2.222	2.1748	0.03	0.065244

0.225	2.352	2.287	0.025	0.057175
0.2	2.5	2.426	0.025	0.06065
0.17	2.6315	2.565	0.03	0.07695
0.155	2.898	2.76647	0.015	0.0414705

0.6505

$$0.6505 = \ln \frac{L_A}{L_B}$$

$$L_B = 52.17 \text{ Kg mol}$$

$$L_D = 47.52 \text{ Kg mol}$$

3.3 Composición de los destilados

$$100(0.435) = 52.17(0.155) + 47.82y_{DP}$$

$$43.5 = 8.808635 y_{DP}$$

$$y_{DP} = 0.7405$$

4. Resultados

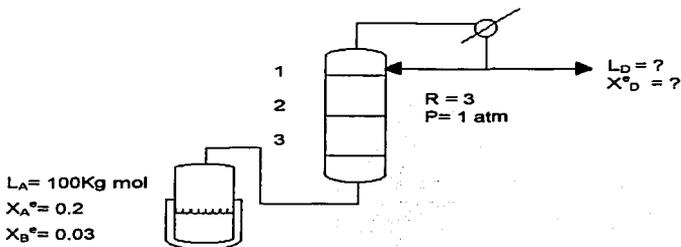
Se destilan 47.82 Kg mol , la composición del destilado es de 74.05 % de sulfuro de carbono

Problema 15

A una columna de destilación se cargan 100 Kg mol de una mezcla con 20% de etanol y 80 % de agua en mol. La columna tiene 3 etapas ideales. La relación de reflujo se fija en 3 y se mantendrá constante hasta que el residuo contenga 3% en mol de etanol

¿Cuál es la cantidad de destilado que se obtendrá y cuál será la composición promedio de este si se opera a 1 atm.?

1. Traducción



2. Planteamiento.

2.1 Ecuación de trabajo

$$\ln \frac{L_A}{L_B} = \int_{x_B}^{x_A} \frac{dx_B}{x_D - x_B}$$

2.2 Composición del destilado

$$L_A = L_B - L_D$$

$$L_A X_A = L_B X_B - L_D X_D$$

3. Cálculos

3.1 Planteamiento

El problema se debe resolver utilizando un diagrama de equilibrio x vs y y del sistema etanol-agua a 760 mm de Hg

La pendiente de la línea de operación será constante,

$$R = \frac{L}{D} = 3$$

$$G = L + D = L + \frac{L}{3} = \frac{3L + L}{3} = \frac{4L}{3}$$

$$\frac{L}{G} = \frac{3}{4} \text{ y la pendiente de la línea de operación será de } 3/4$$

Las 3 etapas de la columna más el calderín dan 4 platos . El X_D INICIAL se determina ajustando la línea con pendiente 3/4 hasta que ajusten la 4 etapas entre X_A y X_D

3.2 Composición del destilado

Del diagrama X_D inicial = 0.75.

Con este valor se pueden escoger varios X_D y se determina X_B gráficamente para cada X_D .

3.3 Variación del fondo en relación con los destilados.

Del diagrama

X_D	X_B	$\frac{1}{X_D - X_B}$	Area
0.76	0.22	1.85	
0.75	0.2	1.818	
0.74	0.1	1.5625	0.169025
0.72	0.04	1.5705	0.09099
0.70	0.03	1.538	0.0150425
0.68	0.02	1.5	0.275

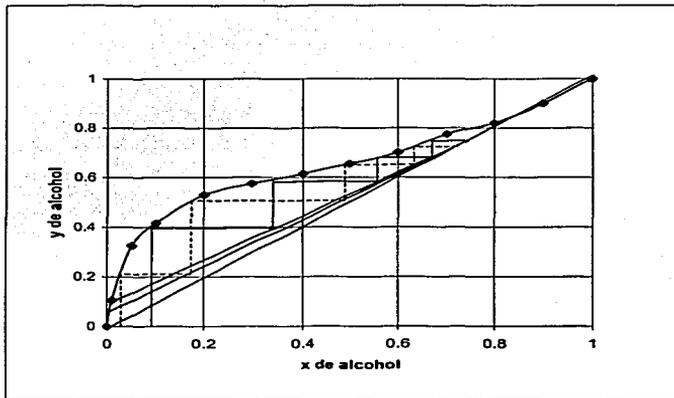
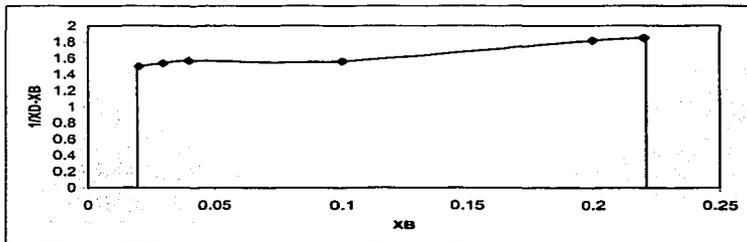


Diagrama de equilibrio del sistema etanol-agua para el trazado de los escalones correspondientes a cada etapa

Para obtener el valor de la integral se debe graficar en función de X_B , $\frac{1}{x_D - x_B}$



Integración gráfica de la ecuación de Rayleigh

Del diagrama se obtiene que

$$\ln \frac{100}{L_B} = \int_{0.3}^{0.2} \frac{dx_B}{x_D - x_B} = 0.275$$

$$L_B = 76.2 \text{ Kg mol}$$

$$L_D = 23.8 \text{ Kg mo}$$

l

3.4 Composición promedio del destilado

$$\frac{L_D X_{D2}}{L_D} = \frac{L_A X_A - L_B X_{B1}}{23.8} = 0.745$$

4 . Resultados

Se destilan 23.8 Kg mol y la composición de este destilado es de 74.5 % en mol de etanol

CAPITULO V

EXPERIMENTACIÓN LLEVANDO A CABO LA DESTILACIÓN DIFERENCIAL EN UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

Para fines de ilustrativos describiremos se lleva a cabo la operación de destilación diferencial en sus diferentes variantes tanto la destilación diferencial por lotes, así como la operación de destilación diferencial a composición constante y reflujo variable, además de la destilación diferencial a composición variable y reflujo constante.

Para lo anterior se utilizó una torre de destilación de platos marca Pignat la cual se encuentra en el laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad ,la cual se operó bajo las tres variantes de destilación diferencial.

EXPERIMENTACIÓN

Destilación diferencial por lotes

Para llevar a cabo la experimentación se utilizo una mezcla de alcohol y agua que fue la que estuvo disponible en el laboratorio, la cual es la utilizada en en esta torre de destilación, antes de cargar el calderín y empezar a calentar, se hacen mediciones de índice de refracción, con la ayuda de un refractómetro de Abbe además se determina la densidad de la mezcla para que mediante el uso una gráfica de densidad contra por ciento en peso se obtuviera la concentración de alcohol que había en la mezcla, una vez llevado a cabo lo anterior, se cargaba el calderín con un volumen determinado de mezcla , se cerraba el calderín y se encendían las resistencias para empezar el calentamiento ,se determino que cada 500 mililitros se tomara la temperatura que había tanto en el fondo como el la cabeza de la torre así como una muestra del destilado y una del líquido que había en el calderín ,los cuales representaban los valores de x y y para esta destilación, la operación terminaba cuando en el líquido que había en el calderín la concentración de alcohol era casi indetectable ,dicha concentración también se media por medio del índice de refracción que se obtenía del refractómetro de Abbe , además de tomar una muestra del líquido destilado y se procedía de igual manera para que, por medio del índice de refracción y la grafica se determinará cual era el contenido de

alcohol al final de la destilación así como su densidad, los datos obtenidos a partir de este experimento fueron los siguientes:

Volumen alimentado : 6 litros

índice de refracción :1.351

Composición: 31.5 % en peso de alcohol

Densidad: 0.95818 g/ml

Volumen destilado: 3750 ml

Índice de refracción: 1.360

Composición promedio del destilado: 44% en peso de alcohol

Densidad:0.92685 g/ml

Datos obtenidos de las muestras tomadas cada 500 ml

Fondo			Cabeza		
IR	% en peso	Temperatura °C	IR	% en peso	Temperatura °C
1.350	31	80.1	1.363	55	73.3
1.348	22.5	80.5	1.364	61	74.2
1.346	20	81.2	1.364	61	75.7
1.346	20	82.1	1.364	61	78.2
1.343	16	83.9	1.364	61	79.8
1.341	12.5	84.9	1.363	55	81.1
1.339	10	86.3	1.362	51	83.1

El material utilizado para este experimento fue el siguiente:

2 Tubos de ensaye

1 matraz de precipitados de 250 ml

1 Densímetro para sustancias de densidad menor a 1

1 Probeta para densímetro

1 Refractómetro de Abbe

1 Piceta

1 Probeta de 2000 ml

Destilación con reflujo constante

La destilación diferencial a reflujo constante se llevo a cabo siguiendo los mismos pasos que para la experimentación anterior solo que en este caso se hizo una modificación en el controlador de la válvula de solenoide, ubicado en el panel de control, para que se tuviera una relación de reflujo igual ,esto es, se ajusto de manera que esta se accionara cada minuto y por un minuto permaneciera cerrada con el fin de permitirle flujo de destilado hacia el recipiente de acumulación de destilados, esto se llevo a cabo con el fin de permitir que hubiera una mayor transferencia de masa entre los vapores que ascendían y el liquido que regresaba por la parte interna de la torre por medio de su contacto en las campanas de burbujeo o comúnmente conocidas como "cachuchas" que hay en el interior de la torre.

Los datos obtenidos para esta experimentación son los siguientes.

Volumen alimentado : 6 litros

índice de refracción :1.353

Composición: 30 % en peso de alcohol

Densidad: 0.95382 g/ml

Volumen destilado: 2500 ml

Índice de refracción: 1.363

Composición promedio del destilado: 55% en peso de alcohol

Densidad:0.89113 g/ml

Los datos obtenidos son de muestras tomadas cada 500 ml

Fondo				Cabeza		
Reflujo L/V	IR	% en Peso	Temperatura °C	IR	% en Peso	Temperatura °C
1	1.353	30	78.8	1.363	62	72.8
1	1.354	32.5	80.1	1.363	55	72.8
1	1.344	18.5	82.6	1.363	55	72.9
1	1.334	9	86	1.364	52	78.1
1	1.334	2	92	1.361	47.5	85.6

Destilación con reflujo variable

En este caso la variación del reflujo se hizo cada vez que se acumulaban 500 ml de destilado, esto con el fin de obtener datos los cuales nos indicaban cómo variaba la composición de el destilado a cada relación de reflujo, en esta situación se usaron relaciones de reflujo de 1,2,3, y 4 obteniendo con esto una concentración de alcohol en el destilado mayor que en los casos anteriores. Los datos de esta experimentación se presentan a continuación

Volumen alimentado : 6 litros

índice de refracción : 1.350

Composición: 25 % en peso de alcohol

Densidad: 0.96168 g/ml

Volumen destilado: 2000 ml

Índice de refracción: 1.364

Composición promedio del destilado: 62% en peso de alcohol

Densidad: 0.91055 g/ml

Los datos obtenidos son de muestras tomadas cada 500 ml

Reflujo L/V	Fondo			Cabeza		
	IR	% en Peso	Temperatura °C	IR	% en Peso	Temperatura °C
1/1	1.344	20	81.6	1.362	51	72.8
2/1	1.341	12.5	84.2	1.363	55	72.9
3/1	1.334	9	90	1.362	51	72.9
4/1	1.334	2	94.8	1.3444	18	92.4

Descripción del equipo e instrumentación de la torre de platos Pignat

Clave	Equipo	Servicio	Características
DA-100	Torre de destilación	Separar los componentes de la mezcla de alimentación	Tipo: Platos de cachuchas Secciones: 3 Cachuchas en total :15 Material :Vidrio Marca: Pignat Presión de operación: atm. Aislamiento: Fibra de vidrio
BD-100	Bomba dosificadora	Suministra mezcla de alimentación	Tipo: Pulsaciones Gasto : 16 l / h Material: PTFE Motor eléctrico 110V/1 FASE/60 Hz
CA-100	Cabezal distribuidor	Distribuye agua de enfriamiento	Material: Acero inoxidable
EA-100	Intercambiador de calor	Precalentar la mezcla de alimentación	Material: Acero Inoxidable
EA-101	Intercambiador de calor	Calentar la mezcla de alimentación	Capacidad :10 l Material Vidrio DN: 200/50
EA-102	Intercambiador de calor	Condensar destilados	Tipo: Doble tubo Material interno: acero inox. Material externo: Vidrio
EA-103	Intercambiador de calor	Refrigerante de fondos	Material: Acero Inoxidable
EA-104	Intercambiador de calor	Refrigerante de residuos	Tipo: Doble tubo Material interno: acero inox. Material externo:vidrio Medio de enfriamiento: agua

Clave	Equipo	Servicio	Características
EA-105	Intercambiador de calor	Refrigerante de destilados	Tipo doble tubo Material interno: acero inox. Material externo :vidrio Medio de enfriamiento: agua
FB-100	Tanque de almacenamiento	Almacena mezcla de alimentación	Capacidad :20 l Material: PVC
FB-101	Tanque de almacenamiento	Recolecta producto de fondo o residuos	Capacidad 10 l Material PVC
FB102	Tanque de almacenamiento	Recolecta producto final destilado	Capacidad 10l Material PVC
PI-100	Manómetro	Registra la caída de presión entre la base de la columna y la atmósfera	Tipo "U"
FE-100	Regleta Flexible	Permite cuantificar la caída de presión entre la base de la columna y la atmósfera	Material: acero inoxidable Longitud :50 cm
FE-101	Rotámetro	Cuantificar el flujo de agua de enfriamiento suministrado al condensador de destilados	Material: PTFE Escala: 0-400 l / h
RE-100	Banco de resistencias calefactoras	Suministra energía para el precalentamiento de la mezcla de alimentación	Potencia:480 Watts 220V / 3 Fases /60 Hz
RE101	Banco de resistencias	Suministra energía para el calentamiento de la mezcla de alimentación	Tipo: Inmersión a fondo Potencia: 2000 Watts 220V / 3 Fases/ 60Hz

CAPITULO VII

CONCLUSIONES

El presente trabajo es el resultado del esfuerzo para brindar un apoyo a los estudiantes de nivel superior en cuanto al aprendizaje como al posterior análisis y solución de problemas en los que tenga que ver la operación unitaria destilación.

La metodología que se utiliza , hace que la resolución de los problemas sea lógica y entendible, además de servir como base dando un breve repaso en los conceptos básicos de equilibrio que son indispensables en la comprensión de la destilación.

En el capítulo VII se hace referencia a la experimentación efectuada en el laboratorio de ingeniería química utilizando la torre de destilación Pignat, que a pesar de no ser el objetivo principal de este trabajo, sirvió para el entendimiento de la destilación manejando las variables que influyen en la separación de los componentes de una mezcla con la que se trabaja, sirviendo como guía para la posterior elaboración de un trabajo en el cual no solo se separen mezclas sino aún , sirva como base para el diseño de practicas en donde se maneje una mayor cantidad de variables con las que el estudio , operación y optimización de la torre sea máxima.

No obstante y reconociendo la limitaciones de este trabajo , se proporciona la bibliografía utilizada así como artículos de revistas y direcciones electrónicas relacionadas con los temas tratados los cuales pueden servir de ayuda así como fuentes de información para el aprendizaje de esta importante operación unitaria

CAPITULO VII

BIBLIOGRAFÍA

1. Badger Walter L, Banchemo Julius T., Introducción a la ingeniería química, Mc Graw-Hill de México S.A. de C.V., 1ª edición en español, México, 1970.
2. Foust Alan, Wenzel Leonard a., et al, Principios de operaciones unitarias, Compañía Editorial Continental S.A de C.V., 2ª edición, México 1987.
3. Geankoplis Christis, Transport process and unit operations , Prentice Hall International Inc.,3ª edition , New Jersey, USA.
4. Hoffland Charles, Fundamentos de destilación de mezclas multicomponentes, Ed. Limusa S.A. de C.V., 2ª edición, México, 1987
5. Kirschbaum, Emil ,Distillation and rectification , Chemical publishing Co. inc.,1ª edition,1948,New York, USA.
6. Ludwig Ernest, Applied processes design for chemical and petrochemical plants, Volume 2, Gulf Publishing Company, 3ª edition, Houston ,Texas, USA ,1997
7. Mc Cabe Warren, Smith Julian, Unit operations of chemical engineering, Mc Graw-Hill,4ª edition, USA ,1985.
8. Ocoñ Joaquín, Tojo Gabriel, Problemas de ingeniería química, operaciones básicas, Tomo 1, Aguilar de ediciones, Madrid, España, 1975.
9. Perry Robert, Chilton Cecil, Manual de Ingeniero Químico, Mc Graw-Hill de México S.A. de C.V.,2ª edición en español, México 1982.
10. Smith J.M, Van Ness H.C.,Introducción a la termodinámica en ingeniería química , Mc Graw-Hill de México S.A. de C.V.,2ª edición en español, México 1996.
11. Treybal Robert E., Operaciones de transferencia de masa Ed. Mc Graw-Hill, 2ª edición ,México , 1989.
12. Valiente Barderas Antonio,Tlacatzin Stivalet Rudi Primo, Problemas de balances de materia y energía, Editorial Alambra mexicana S.A. de C.V. 1ª edición, México, 1991.
13. Van Winkle Matthew, Distillation ,Mc Graw-Hill book company , USA, 1969.

14. Walker William, Lewis Warren, Principles of chemical engineering . . Mc Graw-Hill book company inc. , 3rd edition, New York, USA, 1937.
15. Block Benjamin, Batch distillation of binary mixtures provides versatile process operations, Chemical Engineering, Feb 6 ,1961, p 87.
16. Ellerbe R.W., Batch distillation basics, Chemical Engineering, May 28, 1972,p 110.
17. Hengstebeck R.J., An improved shortcut for calculating difficult multicomponent distillations, Chemical Engineering, Jan 13 ,1969, p 115.
18. Treybal Robert E., A simple method for batch distillation, Chemical Engineering, Oct 5, 1970.
19. Zomosa Abdón, Quick design of distillation columns for binary mixtures, Chemical Engineering, Jan 24 , 1983, p 95.
20. www.manchester2002-uk.com
21. www.magma.ca
22. www-gap.dcs.st-and.ac.uk
23. www.multimania.com