

INTRODUCCIÓN

El Ecuador es un país petrolero, el cual tiene dentro de sus proyectos la instalación de una nueva Refinería de Petróleo en la provincia de Manabí, además de estar inmerso en el programa piloto de la producción de biocombustible, específicamente bio-alcohol en la ciudad de Guayaquil, motivo por el cual se requiere que los nuevos profesionales tengan sólidos conocimientos de la operación unitaria destilación y demás operaciones complementarias, por lo que se hace necesario contar con equipos pilotos didácticos que permitan trabajar con distintas variables de proceso, como sería la utilización de la alimentación de vapor directa a una columna de destilación para determinar las ventajas y desventajas frente al otro tipo de alimentación con reboiler. Debiendo mencionar que un alto porcentaje de destilerías de alcohol de nuestro país, utiliza columnas con alimentación directa de vapor.

Además este equipo permitirá realizar prácticas de destilación con arrastre de vapor para la separación de mezcla de líquidos inmiscibles como es la obtención de compuestos aromáticos a nivel piloto.

Se aplican los conocimientos de las Operaciones Unitarias, los balances de materia y energía; sabiendo que la operación unitaria de destilación es una de las más empleadas en la industria química, petroquímica, alimentaria, farmacéutica y perfumera, para la separación de los componentes que forman mezclas líquidas miscibles. La destilación es una operación unitaria de transferencia de masa, tal como la absorción o la cristalización.

La destilación es un método para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener

la segunda fase (como se hace en la absorción o desorción de gases) la nueva fase se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original.

La destilación se refiere a separar soluciones en que todos los componentes son apreciablemente volátiles. Mediante la manipulación adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación tan completa como se requiera y recobrar, en consecuencia, los dos componentes de la mezcla con la pureza deseada. En la destilación, la nueva fase difiere de la original por su contenido calorífico, pero el calor se incrementa o se elimina sin dificultad; por supuesto, debe considerarse inevitablemente el costo de aumentarlo o eliminarlo.

No obstante la separación directa que comúnmente es posible por destilación, en productos puros que no requieren procesamiento posterior, tal vez ha hecho de ésta la más importante de todas las operaciones de transferencia de masa.

ALCANCE DEL ANTEPROYECTO

- ❖ Diseño de una columna piloto de destilación dual de platos perforados con alimentación directa de vapor y calentamiento indirecto a través de un reboiler.
- ❖ Incorporar otro método de cálculo para el diseño de la columna de destilación, mediante el método de Ponchon y Savarit.
- ❖ Ampliar la gama de equipos en funcionamiento que se podrán utilizar en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Facultad de Ingeniería Química.

OBJETIVO GENERAL

Diseñar, construir y poner en marcha un equipo piloto de destilación de platos perforados con alimentación directa de vapor y calentamiento indirecto a través de un reboiler.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- ❖ Contribuir con los estudiantes de la facultad de Ingeniería Química con un equipo de destilación dual para que adquieran un mayor conocimiento sobre la destilación como operación unitaria al trabajar con una unidad de alimentación directa de vapor y comparar la operación con calentamiento indirecto a través de un reboiler, verificando la eficiencia de los dos procesos.

- ❖ Disponer de un equipo piloto para realizar pruebas de destilación con arrastre de vapor para la separación de líquidos inmiscibles como sería la obtención de compuestos aromáticos.

- ❖ Llegar al estado estacionario en el proceso de destilación continua, mediante el control total de las variables de operación.

- ❖ Obtener el título de Ingeniera Química, mediante la realización de la presente tesis.

CAPÍTULO 1

1. TEORÍA.

1.1. Historia de la destilación.

1.1.1. Origen.

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. Parece que, ocasionalmente, se realizaba una especie de destilación de líquidos. Por ejemplo, se calentaba agua de mar en calderos cubiertos y se sacudían las gotas condensadas en las tapaderas, con el fin de usarlas como agua para beber. Asimismo, el aceite de pez se elaboraba por el calentamiento del Alquitrán y la subsecuente condensación de su vapor. El mercurio se obtenía al calentar el cinabrio (mineral de sulfuro de mercurio) sobre un plato de hierro, colocado dentro de una olla cubierta con un puchero o “ambix”, en el que se condensaba el vapor de mercurio. Posteriormente, ese término se usó para denominar al aparato completo de la destilación, en árabe *al anbiq*, de donde procede nuestro alambique.

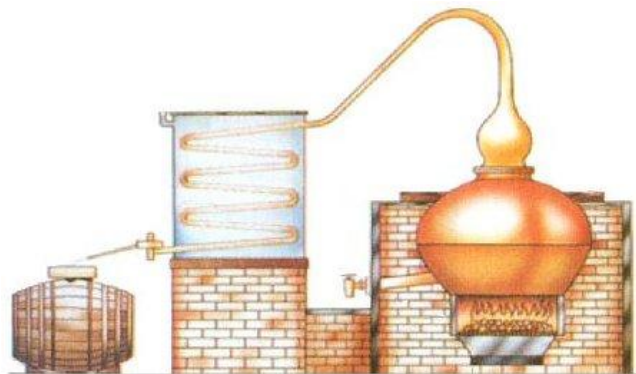


Fig. 1.- Alambique

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 (figura 1).

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.

Debe comprenderse que la falta de instrumentos (termómetros, por ejemplo) y el hecho de que no se conocieran disolventes ni ácidos más fuertes que el vinagre, representaba una limitación del campo de estudio. Los antiguos químicos trabajaban principalmente sobre alambiques primitivos, lo que les impedía recuperar los compuestos de bajo punto de ebullición. De aquí que no se descubrieran productos químicos como el alcohol hasta la época de los árabes, aunque desde muchos siglos atrás se conocían bebidas alcohólicas como el vino y la cerveza (Forbes, 1958).

1.1.2. 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 grupo considerable de químicos se inclinó a las teorías y discusiones abstrusas sobre la alquimia, en tanto que varios de los notables, despreciaban a los “devotos de *al-kimiya* que conocen frecuentes maneras de engañar a sus víctimas”. 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. Otros como Ibn- Sina, mejor conocido como Avicena, clasificaron minerales y productos químicos y describieron muy detalladamente su elaboración. Gracias a los esfuerzos de éstos se estableció la diferencia entre sosa y potasa. Dejó de ser un misterio la purificación de vitriolo, alumbre, nitro y sal de amoniaco. La mayoría de estos avances se debió a las mejoras introducidas en los aparatos y en la calidad de los vidrios y esmaltes. Los árabes fueron, por supuesto, famosos en el arte de la alfarería, especialmente por los esmaltes lustrosos y coloridos aplicados a vasijas de barro. Estos vasos esmaltados, muchos de los cuales eran refractarios, fueron bien diseñados para procesos tecnológicos. Aunque la importación de la alfarería y la porcelana de China se remontan al siglo VIII, el secreto de la manufactura de esta última no se conoció en Persia antes del siglo XII. La calidad de esta alfarería contribuyó notablemente a facilitar el trabajo de los alquimistas árabes, que intentaban algo parecido a la producción en gran escala de determinados productos. Inventaron hornos cilíndricos o cónicos, en los que disponían hileras de alambiques para producir agua de rosas o “nafta” (gasolina) por medio del calor de los gases de combustión. Un incendio en la ciudadela de El Cairo en 1085, destruyó no menos de 300 toneladas de gasolina almacenada allí. El método del horno de galería que acabamos de describir era la única forma en que podrían producirse tales cantidades.

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 por *enfleurage*, esto es, 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. Los descubrimientos árabes produjeron un gran impacto en la Europa medieval, y sobre todo la alquimia produjo furor en todos los reinos europeos. Gradualmente se introdujo en Europa la práctica de enfriar el tubo de salida del alambique y, a partir del siglo XIV, la salida se convirtió en un serpentín condensador del que deriva el refrigerante moderno.



Fig. 2.- Alambique de la época del Renacimiento.

Con esta mejora se consiguieron recuperar, por condensación, los líquidos y sustancias que tienen bajo punto de ebullición. 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 (Forbes, 1958).

Monasterios y farmacias empleaban este alcohol para preparar cocciones de hierbas, que al principio se vendían como medicinas. 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 y 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).

El monasterio de los benedictinos, dio su nombre a un famoso “brandy”. La técnica mejorada de la destilación hizo posible otro importante progreso en el campo de la química: desde 1150, los químicos italianos destilaron ácido nítrico de una mezcla de nitro 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 nitro 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 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

demonstraron 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. 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), figura 3. 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.

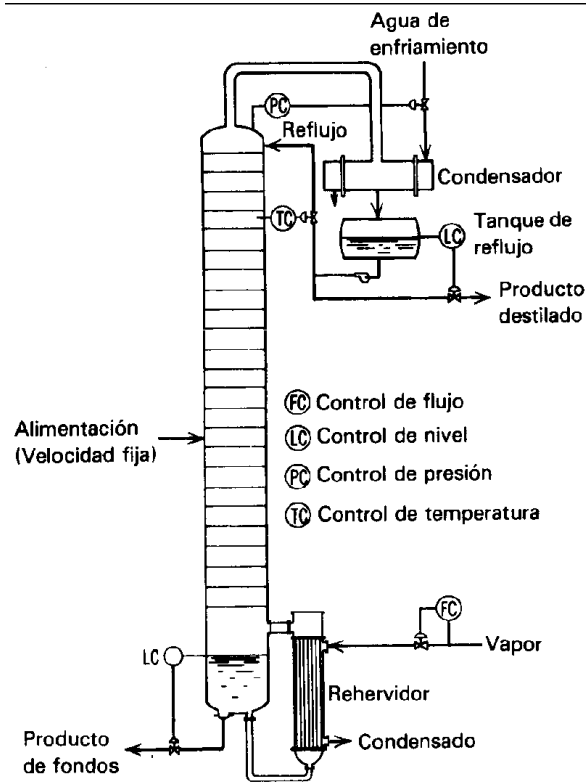


Fig.3.- Esquema de una columna moderna de rectificación.

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 convertirse en una operación continua en recipientes cerrados, lo cual evitó la evaporación peligrosa y dispendiosa de fracciones ligeras.

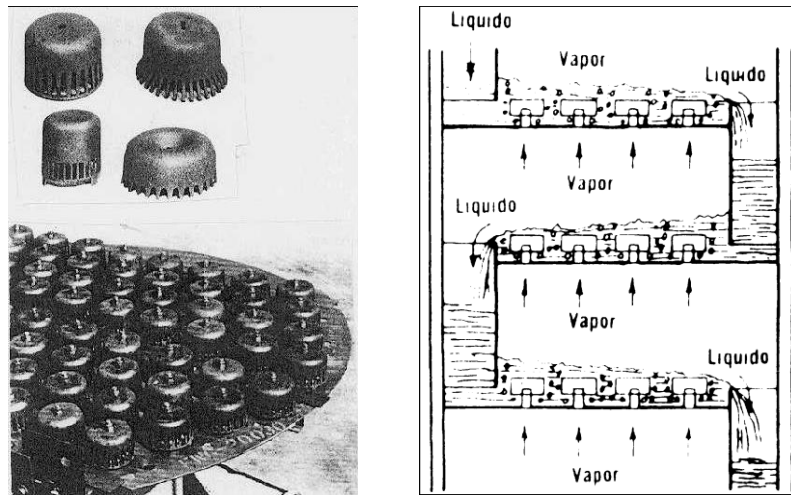


Fig. 4.- Campanas de burbujeo.

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. Sorel (1889) 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 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 (figura 3).

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.

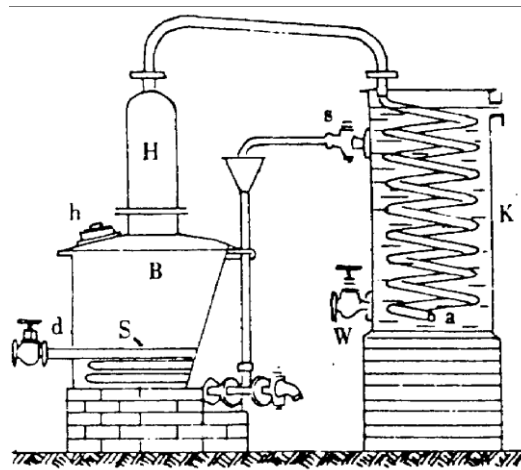


Fig. 5.- Aparato alemán de destilación del siglo XIX.

Como ya se mencionó, el principio de funcionamiento de la columna (figura 3) 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 rehervidor, 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 figura 6, en la que se representa un plato y las concentraciones del líquido volátil en las corrientes líquidas y de vapor.

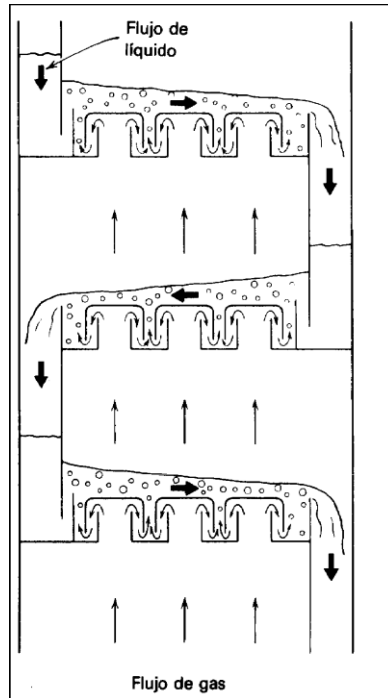


Fig. 6.- Platos con campanas de burbujeo con flujo cruzado para el contacto entre dos fases. El gas fluye en el sentido que indican las flechas delgadas. El líquido fluye como lo indican las flechas gruesas. Las campanas de burbujeo dispersan el gas en el líquido.

En cada plato se pone en contacto el líquido que desciende 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} .

1.2. Teoría de destilación.

1.2.1. Definición.

La destilación es la operación unitaria cuyo fin es la separación de dos o más líquidos miscibles mediante la ebullición. Los vapores obtenidos se recuperan como producto deseable y se condensan. 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. Esta operación recibe también los nombres de alambicación, refinación, agotamiento fraccionamiento y rectificación.

1.2.2. Fundamento de la destilación.

Las exigencias básicas para la separación de los componentes de una mezcla por destilación:

- ❖ Que los componentes de la mezcla a separar tengan diferentes puntos de ebullición.
- ❖ Que la composición del vapor sea diferente a la composición del líquido con el cual se encuentra en equilibrio, por lo tanto si la composición del vapor es la misma que la del líquido, el proceso de destilación no podrá efectuar la separación.

1.2.3. Factores influyentes en el proceso de destilación

1.2.3.1. Temperatura

El efecto de un aumento de ésta, suele disminuir las diferencias relativas de las volatilidades entre los componentes de una mezcla dada; de igual modo, un descenso de la temperatura de vaporización aumenta corrientemente las diferencias de las volatilidades.

1.2.3.2. Presión de vapor

La presión o tensión del vapor de un líquido, es la presión de su vapor a una temperatura dada en la cual las fases de vapor y líquido de la sustancia pueden existir en equilibrio. Si se mantiene constante la temperatura y se comprime el vapor sobre el líquido puro, tendrá lugar una condensación hasta que no se desprenda nada de vapor. Recíprocamente, si se ensancha el espacio ocupado por el vapor, se produce evaporación.

1.3. Tipos de destilación

1.3.1. Destilación al Vacío

En general la destilación se define como la operación de separar, por transferencia de masa y calor, las sustancias de una mezcla aprovechando la diferencia de volatilidades o puntos de ebullición. Ésta depende de parámetros como el equilibrio líquido-vapor, temperatura, presión, composición, energía (todos relacionados con las presiones de vapor de las sustancias).

Debido a que muchas sustancias, que se desean separar por destilación, no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas próximas a sus puntos normales de ebullición (a una atmósfera de presión), por que se descompondrían

químicamente, o bien, otras sustancias con puntos de ebullición muy elevados demandarían gran cantidad de energía para su destilación a la presión ordinaria, se emplea el método de destilación al vacío o a presión reducida. El cual consiste en reducir la presión de operación para obtener la ebullición a temperaturas bajas, ya que un líquido empieza a hervir cuando su presión de vapor iguala la presión de operación.

Se deben utilizar torres empacadas para destilaciones a presiones absolutas del orden de 7 a 35 KN/m², se pueden diseñar platos de capucha y perforados con caídas de presión cercanas a 350 KN/m², torres de aspersion para caídas de presión de 0.015 PSI, y columnas de aspersion agitadas mecánicamente y las de paredes mojadas para caídas de presión aún más pequeñas.

La destilación al vacío se utiliza en productos naturales, como en la separación de vitaminas a partir de aceites animales y de pescado, lo mismo que en la separación de muchos productos sintéticos industriales (como plastificantes). Un ejemplo usual sería la destilación al vacío como operación complementaria en la destilación del crudo (petróleo), una vez destilado a presión ordinaria, como se muestra en la figura siguiente.

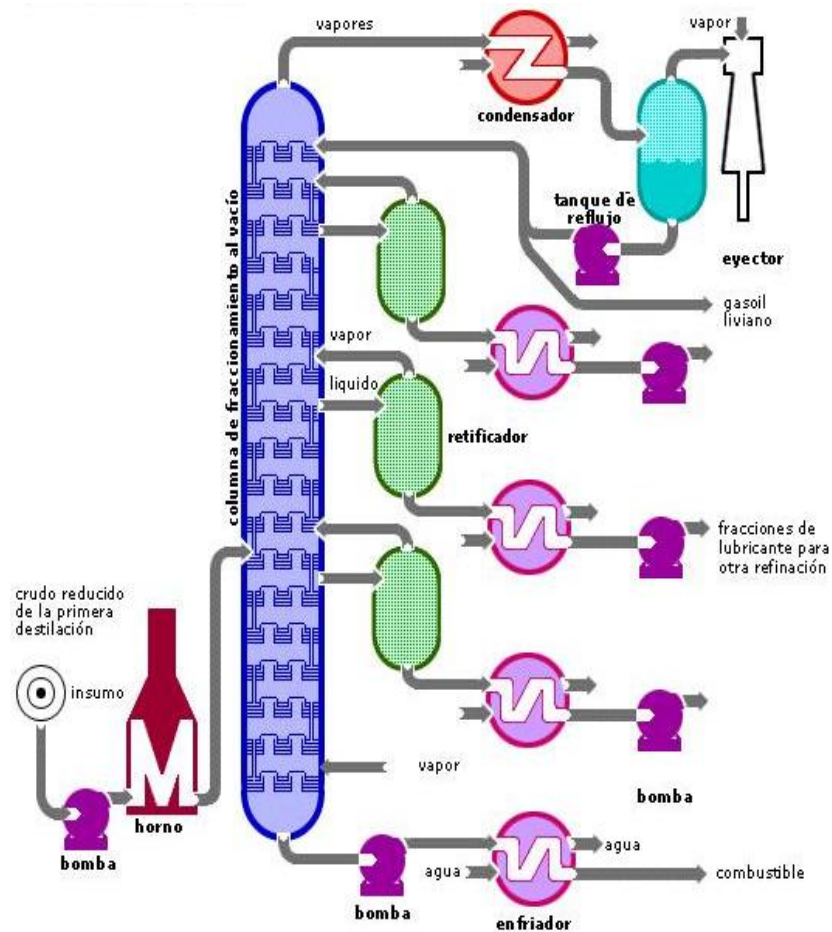


Fig. 7.- Componentes generales de una torre al vacío

1.3.2. Destilación Azeotrópica

Mezcla azeotrópica es aquella mezcla líquida de dos o más componentes que poseen una temperatura de ebullición constante y fija, esta mezcla azeotrópica se forma debido a que al pasar al estado vapor se comporta como un líquido puro, es decir como si fuese un solo componente, esto se verifica en el hecho que el vapor producido por la evaporación parcial del líquido tiene la misma composición que el líquido.

El azeótropo que hierve a una temperatura máxima se llama azeótropo positivo y

el que lo hace a una temperatura mínima se llama azeótropo negativo. La mayoría de azeótropos son del tipo negativo.

Un azeótropo, puede hervir a una temperatura superior, intermedia o inferior a la de los constituyentes de la mezcla, permaneciendo el líquido con la misma composición inicial, al igual que el vapor, por lo que no es posible separarlos por destilación simple, por lo que es necesario añadir otro componente para romper la mezcla azeotrópica.

Si las temperaturas son muy altas, se puede utilizar la destilación al vacío, lo que disminuye los puntos de ebullición de las sustancias, así como la proporción de las mezclas.

La composición de la mezcla azeotrópica cambia si cambia la presión exterior, pudiendo incluso a desaparecer dicha mezcla. Esto ocurre porque la temperatura de ebullición depende de la presión exterior.

En los grandes complejos petroquímicos, la destilación azeotrópica es utilizada desde decenios, siendo todavía el procedimiento más actual en el tratamiento de disolventes termolábiles no miscibles con agua e impurificados con contaminantes líquidos.

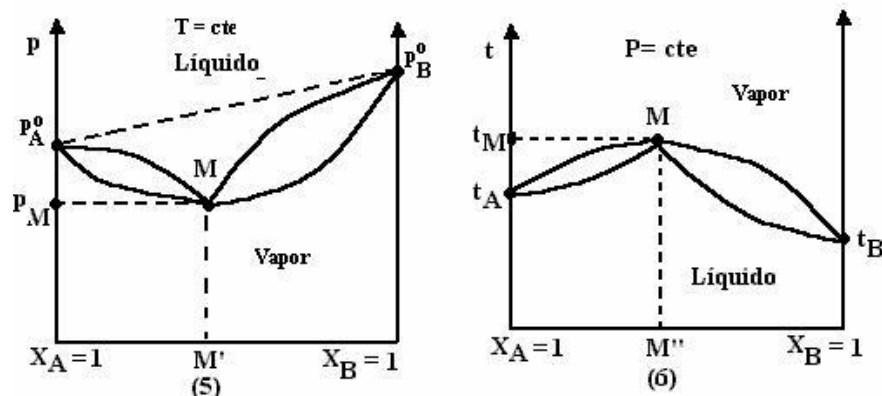


Fig. 8.- Azeótropo mínimo (5) y Azeótropo máximo (6).

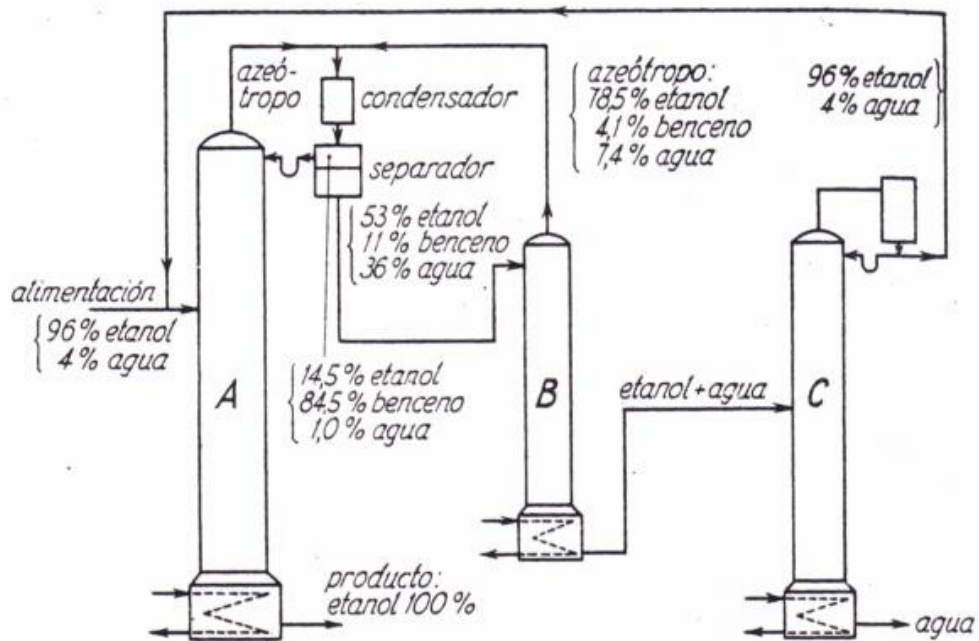


Fig. 9.- Destilación Azeotrópica.

1.3.3. Destilación Destructiva

Cuando se calienta una sustancia a una temperatura elevada, descomponiéndose en varios productos valiosos, y esos productos se separan por fraccionamiento en la misma operación, el proceso se llama **destilación destructiva**.

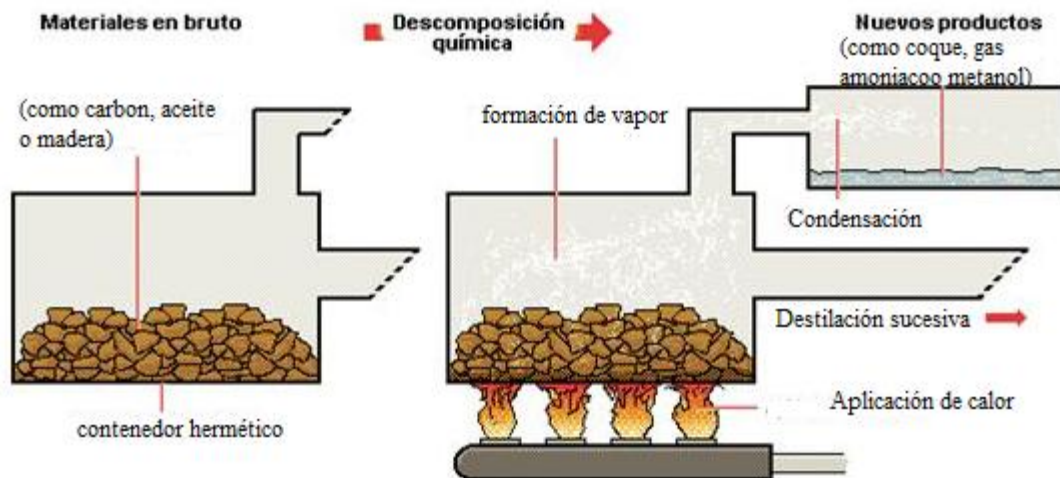


Fig. 10.- Destilación Destructiva.

Las aplicaciones más importantes de este proceso son la destilación destructiva del **carbón** para el coque, el alquitrán, el gas y el amoníaco, y la destilación destructiva de la **madera** para el carbón de leña, el ácido etanoico, la propanona y el metanol. Este último proceso ha sido ampliamente desplazado por procedimientos sintéticos para fabricar distintos subproductos. El *craqueo del petróleo* es similar a la destilación destructiva.

La destilación destructiva o seca se utiliza para convertir materiales en bruto, por ejemplo, derivados de la madera, en productos químicos útiles. Los procesos típicos de destilación, como la desalinización, sólo llevan a cabo la separación física de los componentes. En cambio, la destilación destructiva es una transformación química; los productos finales (metanol, carbón de leña) no pueden ser reconvertidos en madera.

1.3.4. Destilación Extractiva

La destilación extractiva es una técnica utilizada para separar mezclas binarias azeotrópicas, en la que se adiciona un agente de separación o solvente, cuya característica principal es que no presenta la formación de azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla a separar. El solvente altera de manera conveniente las volatilidades relativas de los componentes de la mezcla, por tal razón debe tener baja volatilidad para asegurar su permanencia en la fase líquida, además, para garantizar el contacto con la mezcla a lo largo de toda la columna debe tener un punto de ebullición superior al de los componentes a separar y se debe adicionar en una de las etapas cercanas al condensador, por encima de la etapa de mezcla azeotrópica.

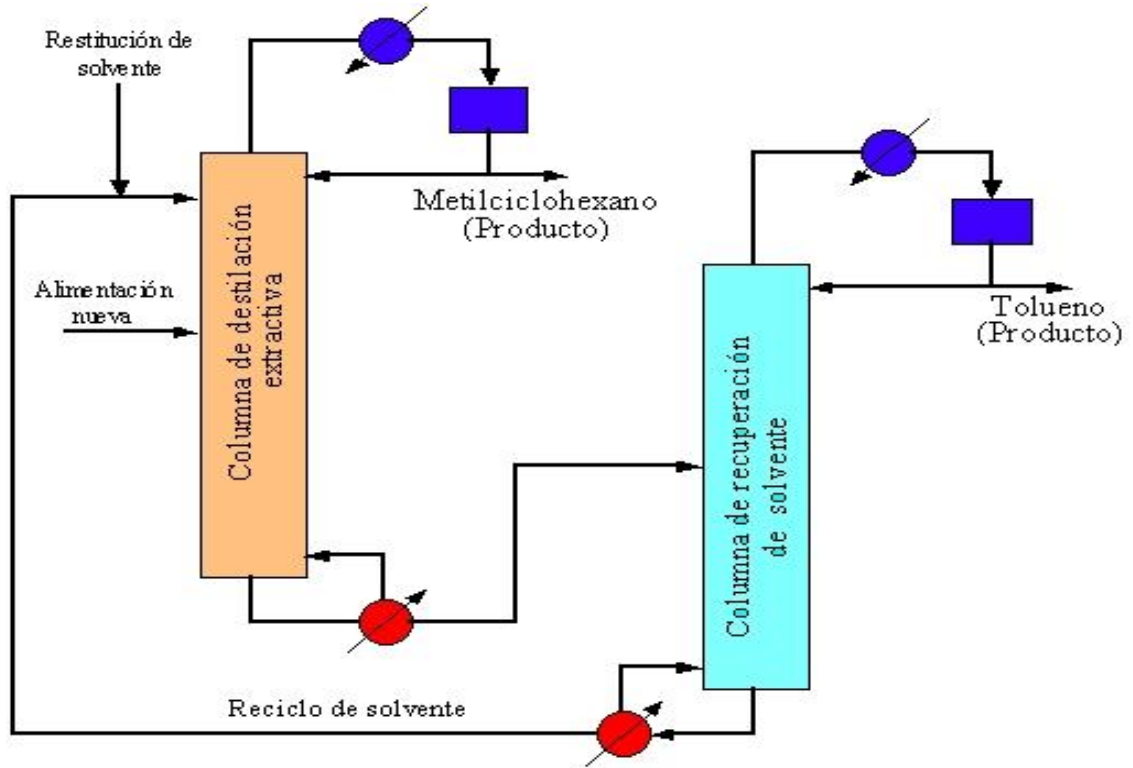


Fig. 11.- Diagrama de flujo simplificado para proceso de destilación extractiva para separar tolueno y metilciclohexano

La configuración típica para un proceso de destilación extractiva es mostrado en la Fig. 11, en la cual se separan metil ciclohexano y tolueno. Estos dos componentes no forman un azeótropo, pero su volatilidad relativa es menor que 1,01 a bajas composiciones de tolueno. La volatilidad relativa de metil ciclohexano a tolueno es aumentada por la adición de un solvente. Esto permite la separación de estos dos componentes en menores etapas que las requeridas en destilación simple.

El solvente elegido es menos volátil que cualquiera de los dos componentes y, en razón a mantener una alta concentración de solvente a lo largo de toda la columna, debe introducirse a la columna de destilación extractiva por encima del plato de alimentación.

1.3.5. Destilación Fraccionada

La destilación fraccionada es un proceso físico utilizado para separar mezclas de líquidos mediante el calor, y con un amplio intercambio calórico y másico entre vapores y líquidos. Se emplea principalmente cuando es necesario separar compuestos de sustancias con puntos de ebullición distintos pero cercanos.

La principal diferencia que tiene con la destilación simple es el uso de una columna de fraccionamiento. Ésta permite un mayor contacto entre los vapores que ascienden con el líquido condensado que desciende, por la utilización de diferentes "platos" (placas). Esto facilita el intercambio de calor entre los vapores (que ceden) y los líquidos (que reciben). Ese intercambio produce un intercambio de masa, donde los líquidos con menor punto de ebullición se convierten en vapor, y los vapores de sustancias con mayor punto de ebullición pasan al estado líquido.

Algunos de los ejemplos más comunes son el petróleo, y la producción de etanol.

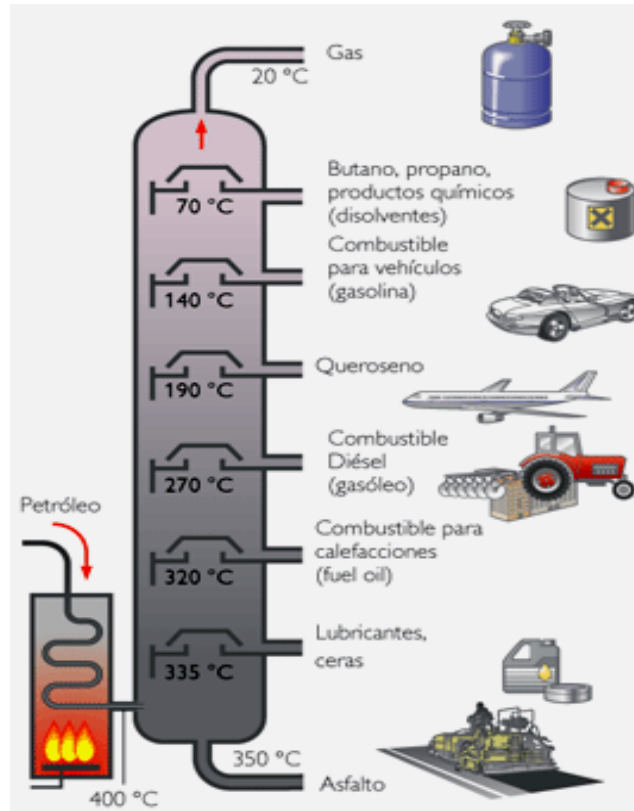


Fig. 12.- Diagrama de la destilación fraccionada del petróleo.

1.3.6. Destilación molecular centrífuga

Si una columna larga que contiene una mezcla de gases se cierra herméticamente y se coloca en posición vertical, se produce una separación parcial de los gases como resultado de la gravedad. En una centrifugadora de alta velocidad, o en un instrumento llamado vórtice, las fuerzas que separan los componentes más ligeros de los más pesados son miles de veces mayores que las de la gravedad, haciendo la separación más eficaz. Por ejemplo, la separación del hexafluoruro de uranio gaseoso, UF_6 , en moléculas que contienen dos isótopos diferentes del uranio,

uranio 235 y uranio 238, puede ser llevada a cabo por medio de la destilación molecular centrífuga.

La destilación molecular centrífuga es una técnica de depuración que tiene una amplia utilización en la industria química, procesamiento de alimentos, productos farmacéuticos y las industrias del petróleo, así como la industria de productos químicos especiales.



Fig. 13.- Equipo utilizado en la destilación molecular centrífuga

1.3.7. Destilación por arrastre de vapor

Es una técnica aplicada en la separación de sustancias poco solubles en agua. La destilación por arrastre de vapor se emplea para separar una sustancia de una mezcla que posee un punto de ebullición muy alto y que se descomponen al destilar.

De otra manera, la destilación por arrastre de vapor de agua se lleva a cabo la vaporización selectiva del componente volátil de una mezcla formada por éste y otros "no volátiles". Lo anterior se logra por medio de la inyección de vapor de

agua directamente en el seno de la mezcla, denominándose este "vapor de arrastre", pero en realidad su función no es la de "arrastrar" el componente volátil, sino condensarse en el matraz formando otra fase inmisible que cederá su calor latente a la mezcla a destilar para lograr su evaporación. En este caso se tendrán la presencia de dos fases insolubles a lo largo de la destilación (orgánica y acuosa), por lo tanto, cada líquido se comportará como si el otro no estuviera presente. Es decir, cada uno de ellos ejercerá su propia presión de vapor y corresponderá a la de un líquido puro a una temperatura de referencia.

También se emplea para purificar sustancias contaminadas por grandes cantidades de impurezas resinosas y para separar disolventes de alto punto de ebullición de sólidos que no se arrastran.

En 1918 Hausbrand publicó un diagrama de presión de vapor útil para la destilación por arrastre. Se graficó $P_{\text{total}} - P^{\circ}\text{H}_2\text{O}$ contra temperatura a tres presiones totales: 760, 300 y 70 mmHg (curvas descendentes) a las cuales se les conoce como curvas de agua. A su vez graficó la presión parcial (P°) contra temperatura para diversos materiales a destilar (curvas ascendentes). La intersección de la curva de agua con la del material a destilar nos proporciona la temperatura a la cual se dará la destilación por arrastre.

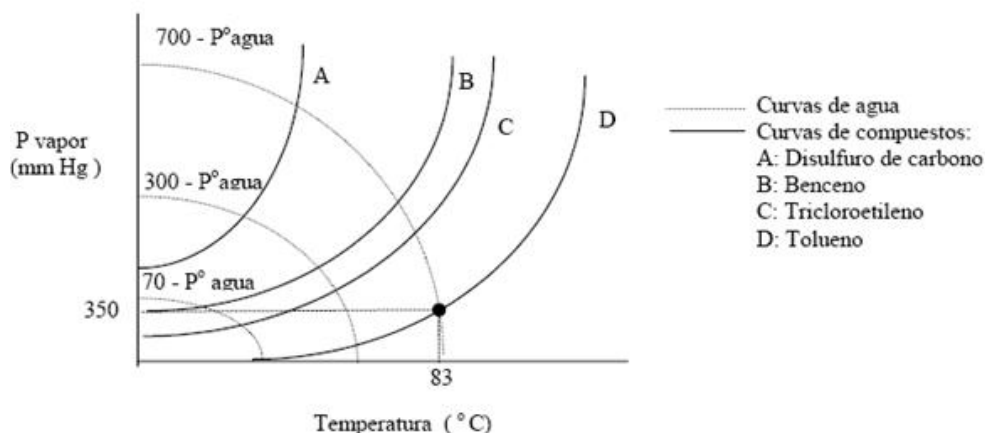


Fig. 14.- Diagrama de Hausbrand

La condición más importante para que este tipo de destilación pueda ser aplicado es que tanto el componente volátil como la impureza sean insolubles en agua ya que el producto destilado (volátil) formará dos capas al condensarse, lo cual permitirá la separación del producto y del agua fácilmente.

1.3.8. Destilación por Lotes o Batch

En las destilaciones por lotes, llamadas también batch, se carga al equipo una determinada cantidad de la mezcla de interés para que, durante la operación, uno o más compuestos se vayan separando de la mezcla original. Un ejemplo común corresponde a las destilaciones que ocurren en los laboratorios, donde el líquido es vaciado en un recipiente y calentado hasta hervir. El vapor formado se retira continuamente por condensación, que corresponde al compuesto más volátil.

En las separaciones por lotes no hay estado estable y la composición de la carga inicial cambia con el tiempo. Esto trae consigo un incremento en la temperatura del recipiente y decremento en la cantidad de los componentes menos volátiles a

medida que avanza la destilación. La destilación por lotes se utiliza en los siguientes casos:

I. Cuando la capacidad requerida es tan pequeña que no permite la operación continuar a una velocidad práctica. Las bombas, boiler, tuberías y equipos de instrumentación generalmente tienen una capacidad mínima de operación industrial.

II. Los requerimientos de operación fluctúan mucho con las características del material alimentado y con la velocidad de procesamiento. El equipo para operación por lotes generalmente tiene mayor flexibilidad de operación que los que operan en forma continua. Esta es la razón por la cual predomina el equipo de operación por lotes en plantas piloto.

III. La destilación intermitente se utiliza también cuando la mezcla a separar tiene un alto contenido de sólidos. El uso de una unidad por lotes puede mantener a los sólidos separados y permitir que se remuevan fácilmente al final del proceso.

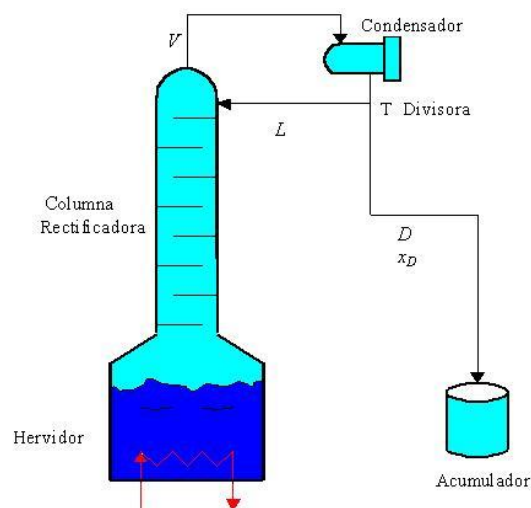


Fig. 15.- Columna de destilación por lotes con rectificación

1.3.9. Destilación Flash

Es otro tipo de estas y se utiliza esencialmente para la separación de componentes que tienen temperaturas de ebullición muy diferentes. No es eficaz en la separación de componentes de volatilidad comparable, puesto que tanto el vapor condensado como el líquido residual distan mucho de ser componentes puros.

Utilizando muchas destilaciones sucesivas se pueden obtener pequeñas cantidades de componentes prácticamente puros, pero este método es muy poco eficaz para las destilaciones industriales cuando se desean separaciones en componentes casi puros. Los métodos modernos, tanto en el laboratorio como en la industria, utilizan el fundamento de la rectificación que se describe en esta sección.

La destilación flash se utiliza a gran escala en el refinado del petróleo, donde las fracciones de petróleo se calientan en calderas tubulares y el fluido caliente se somete a una destilación flash para obtener un vapor de cabeza y un líquido residual, conteniendo ambas corrientes muchos componentes.

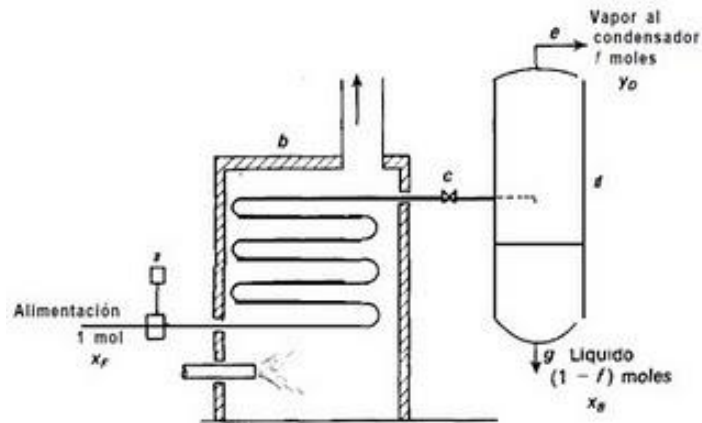


Fig. 16.- Destilación Flash

1.3.10. Destilación continúa con rectificación.

La rectificación es la forma más importante de desarrollar la destilación y de diferencia de las otras formas en que parte del vapor formado y condensado se devuelve al sistema como líquido, produciendo una corriente denominada reflujo, que provoca una mejora en la separación.

En la rectificación al realizarse condensaciones y vaporizaciones sucesivas puede conseguirse un sustancial incremento del contenido del componente más volátil en la fase vapor. El equipo utilizado para ello se denomina columna de rectificación y en ella se ponen en contacto en contracorriente una fase líquida descendente y una fase vapor ascendente. El equipo consta básicamente de una columna cilíndrica con un calderín en su base, en el que hierve continuamente la mezcla a separar generando el vapor que ascenderá hasta la parte superior de la columna (figura 17).

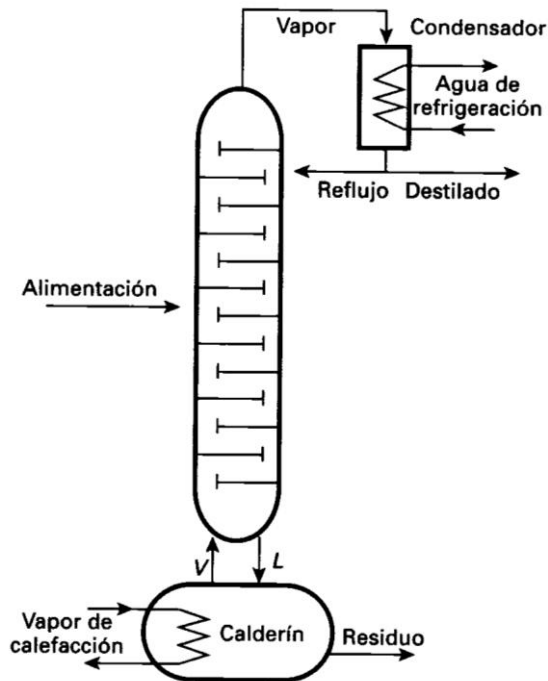


Fig. 17.- Esquema de una columna de rectificación de pisos.

Por otra parte, en la parte superior existe un condensador, donde el vapor procedente de la columna se vuelve a condensar, retirándose parte del líquido resultante, como producto o destilado, mientras que otra parte se devuelve a la columna como reflujo, imprescindible para que exista fraccionamiento en la columna. El condensador puede ser total, cuando se condensa todo el vapor que llega dividiendo luego el líquido en dos corrientes (destilado y reflujo), o parcial, donde el producto o destilado se retira como vapor, siendo el líquido en equilibrio con ese vapor el que constituye el reflujo.

En la rectificación continua la corriente de alimentación suele introducirse en el plato en el que la composición de las fases coincide aproximadamente con la de ésta. Así pues, a lo alto de la columna hay una variación en la composición de la mezcla. El vapor, a medida que asciende, se enriquece en el componente más volátil y el líquido, a medida que desciende, aumenta su concentración en el

componente menos volátil, por lo que la volatilidad de ambas fases aumenta de abajo hacia arriba disminuyendo el punto de ebullición.

1.4. Equipos necesarios en la destilación

1.4.1. Columnas de destilación

Las columnas son uno de los equipos más utilizados dentro de la industria química. Existen numerosas aplicaciones para estos equipos, siendo la mayoría operaciones de separación de componentes. De esta manera las columnas se diseñan principalmente para llevar a cabo tres operaciones:

- Destilación
- Absorción
- Extracción

Una columna de destilación es una estructura cerrada en la cual se realiza la separación física de un fluido en dos o más fracciones.

Esta separación se logra sometiendo el fluido a condiciones de presión y temperatura apropiadas a lo largo de la columna, de modo de lograr que las fracciones que se buscan separar se encuentren en dos estados diferentes.

De manera que se logra un buen intercambio entre ambas fases.

1.4.1.1. Tipos de columnas

Una manera de clasificar las columnas de destilación es hacerlo de acuerdo a la forma en cómo operan. De este modo tenemos:

- ❖ Columnas batch (por lotes)
- ❖ Continuas.

1.4.1.1.1. Columnas Batch (por lotes)

En la operación batch, la alimentación a la columna se introduce por lotes. Esto es, la columna se carga con una porción de la mezcla a separar y se lleva a cabo el proceso de destilación. Cuando éste termina, se carga un nuevo lote para procesar.

1.4.1.1.2. Columnas Continuas

A diferencia de las anteriores, las columnas continuas procesan una corriente de alimentación ininterrumpida. No existen interrupciones a menos que existan problemas con la columna o las unidades de proceso contiguas. Son capaces de manejar altas producciones y son el tipo más común. Nos concentraremos únicamente en esta clase de columna.

1.4.1.1.2.1. Tipos de Columnas Continuas

Las columnas continuas pueden clasificarse a su vez por:

1.4.1.1.2.1.1. La naturaleza de la alimentación que están procesando

- ❖ Columna binaria.- la alimentación contiene solamente dos componentes
- ❖ Columna multicomponentes.- la alimentación contiene más de dos componentes.

1.4.1.1.2.1.2. La cantidad de corrientes de producto que tenga

- ❖ Columna multi-producto.- la columna tiene más de dos corrientes de producto

1.4.1.1.2.1.3. Por el lugar de salida de alimentaciones adicionales para ayudar a la separación

- ❖ Destilación extractiva.- cuando la alimentación adicional aparece en la corriente de fondo.
- ❖ Destilación azeotrópica.- cuando la alimentación adicional aparece en la corriente de fondo.

1.4.1.1.3. El Tipo de columna según el plato utilizado

Desde el punto de vista de su construcción interna, las torres de fraccionamiento se clasifican en:

- ❖ Torres de platos con casquetes o caperuzas de burbujeo
- ❖ Torres de platos perforados o cribas
- ❖ Torres de relleno

1.4.1.1.3.1. Torres de platos con casquetes o caperuzas de burbujeo

Estas torres llevan varios platos horizontales, colocados a igual distancia unos de otros dentro de la envoltura de la torre vertical. Sus espacios varían entre 15 y 90 cm. El reflujo desciende por la torre de uno a otro plato, por medio de tubos adecuados de bajada o de rebosamiento. Los extremos inferiores de los tubos de rebosamiento quedan cerrados hidráulicamente por el líquido del plato a que sirven.

Durante la operación, el vapor sube por los casquetes y es desviado hacia abajo por el sombrerete, descargándose en forma de pequeñas burbujas por las ranuras o entalladuras del borde, situado bajo el nivel del líquido. La alimentación líquida llega al platillo de arriba, pasa por el mismo y cae por el conducto de bajada hacia el platillo inferior, mientras que los vapores pasan hacia arriba, borboteando en el líquido y mezclándose de modo íntimo con él, a causa de la dispersión provocada por las ranuras de los sombreretes. Luego, los vapores de la superficie libre ascienden al platillo inmediato superior. De este modo, se establece un flujo en contracorriente entre el líquido que pasa hacia abajo y los vapores que ascienden por la columna.

Las torres con platos de burbujeo son las más empleadas para las operaciones de fraccionamiento en las grandes instalaciones.

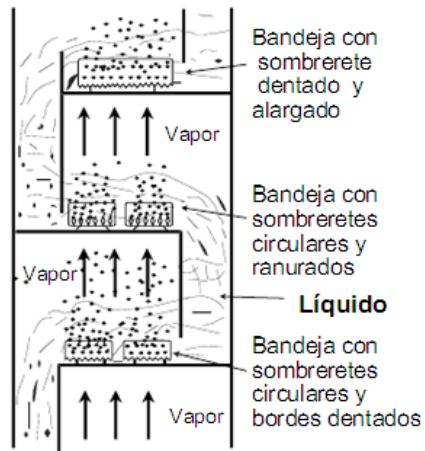


Fig. 18.- Columna con platos de burbujeo

1.4.1.1.3.2. Torre con platos perforados o cribas

Estas torres fueron utilizadas por Coffey en el año 1832. Esta columna se compone de placas horizontales distancias ente sí, 15 o más cm. Cada placa está perforada con un cierto número de agujeros (como tamices), distribuidos por todas ellas, siendo un diámetro conveniente entre 4 a 8 mm. La distancia entre los centros de 13 mm.

Los vapores procedentes de abajo pasan por los orificios y atraviesan la delgada capa del condensador que se encuentra sobre el plano, donde la presión de vapor y la velocidad son suficientes para mantener una cierta cantidad de reflujo líquido en cada placa. Para impedir que se acumule demasiado líquido, cada plato un tubo de rebosamiento o bajada, que se eleva a unos 25 mm. Por encima de la placa lleva hasta unos 13 mm., de la placa inmediatamente inferior, sumergiéndose en una capa que forma un cierre hidráulico o líquido para impedir la acumulación de vapor. Las placas perforadas de este tipo, no funcionan con

menos del 50% de flujo normal de vapor, pues de lo contrario, el líquido pasará a través de las perforaciones y cesará el contacto por burbujeo.

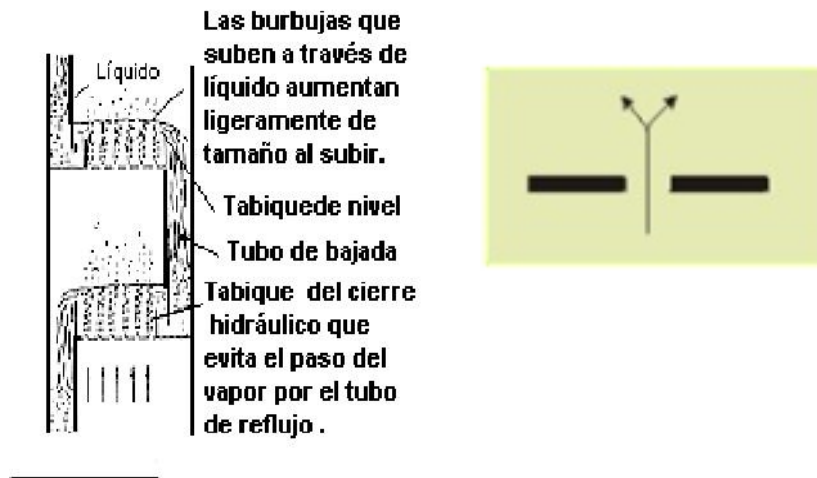


Fig. 19. Columna con platos perforados.

Los inconvenientes de las placas de este tipo son:

- ❖ Las placas sólo funcionan bien en un intervalo limitado de flujos o gastos de vapor y del líquido.
- ❖ Si las placas no están perfectamente niveladas, todo el líquido se correrá al del lado más abajo y el vapor circulará por el lado más alto.
- ❖ Si se corren las placas, los orificios se agrandarán y el rendimiento bajará.

1.4.1.1.3.3. Torres con platos de válvulas

Son platos perforados con capuchas móviles que se abren cuando aumenta el flujo de gas. Su eficiencia es similar a la de los platos perforados. Entre los distintos tipos de válvulas están la válvula Glitsch Ballas Tray, Koch Flexitray, Nutter Float-Valve y la válvula de Wyatt.



Plato de válvulas



Fig. 20.- Plato de válvulas.

1.4.1.1.3.4. Torres de relleno

Las condiciones de contra corriente entre el líquido y el vapor y el contacto entre ambos, pueden establecerse mediante otro dispositivo diferente. Estos son, cilindros verticales rellenos con trozos sueltos de un material sólido de tamaño uniforme lanzado al azar (arcilla o metales en forma de anillo o silla de montar), entre cuyos intersticios se distribuyen el líquido del reflujo y el vapor que asciende por la torre.

El material de relleno está soportado por un enrejado o parrilla situada en el fondo de la torre. Cuanto más pequeños sean los materiales de relleno, más corta será la altura, pero más baja la velocidad admisible del vapor y, por lo tanto, mayor el diámetro.

Rasching descubrió que los anillos de cualquier material, cumplen muy bien estas condiciones cuando el diámetro es igual a la longitud, por lo que los anillos quedan colocados con el eje oblicuo y las fases han de seguir un camino de zigzag.

Otro tipo de relleno son los anillos Prym y las monturas; en lo que respecta al material empleando en los anillos de Rasching, son los que permiten una mayor libertad de elección, ya que pueden constituirse de metales moldeables (porcelana, piedra artificial, caucho, vidrio, carbón, etc.). Los anillos Prym solo se construyen de porcelana y metal. También se emplean esferas huecas, espirales de metal, etc. La ventaja más importante derivada del empleo de los cuerpos de relleno, es la posibilidad de la elección de un material inatacable para las condiciones de rectificación.

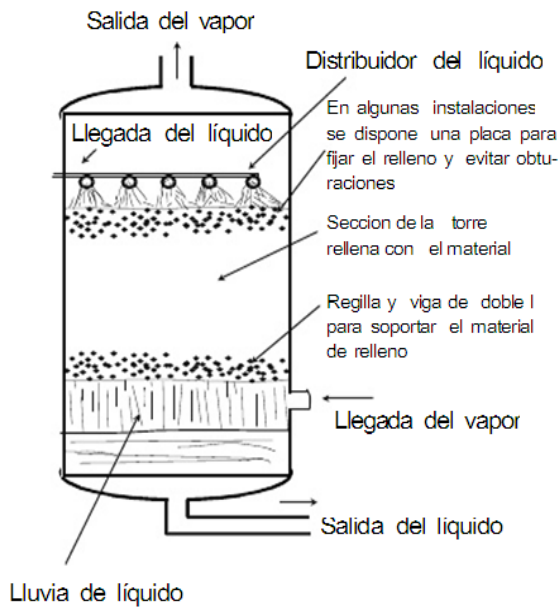


Fig. 21.- Representación esquemática de una torre con material de relleno,

Las columnas rellenas no se emplean para trabajar en gran escala, debido a incertidumbres en los resultados y a la falta de garantía de los datos sobre las grandes columnas rellenas y, en parte, a causa de que las grandes columnas con casquetes de burbujeo son más económicas.

1.4.1.2. Componentes Principales de las Columnas de Destilación

Las columnas de destilación están compuestas de varias partes, cada una de las cuales es usada para transferir calor o mejorar la transferencia de masa. Una columna típica tiene varios componentes principales:

- ❖ Un recipiente vertical donde tiene lugar la separación de los componentes líquidos.
- ❖ Interiores de columna tales como platos o relleno que se utilizan para incrementar el contacto entre líquido y vapor.
- ❖ Un rehervidor o reboiler para vaporizar el producto de fondo.
- ❖ Un condensador para enfriar y condensar el vapor que sale por la parte superior de la columna.
- ❖ Un tambor de reflujo para recibir el vapor condensado del tope de la columna para que el líquido (reflujo) pueda reciclarse a la columna.

El recipiente vertical aloja los interiores de la columna y junto con el condensador y el rehervidor, constituyen una columna de destilación. El esquema siguiente representa una unidad de destilación típica con una sola alimentación y dos corrientes de producto.

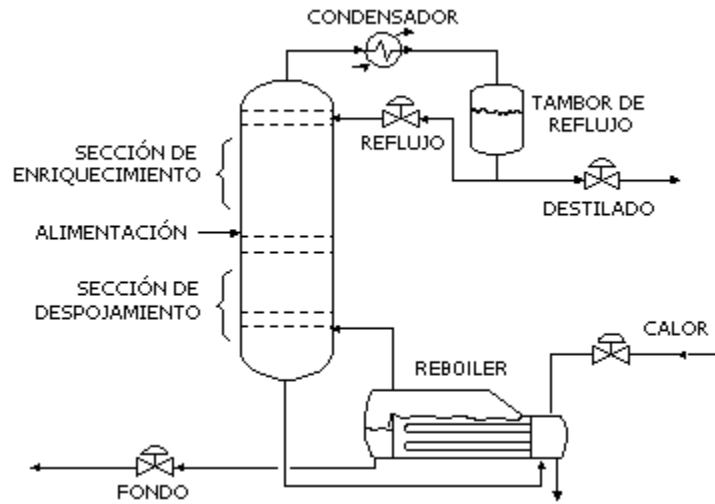


Fig. 22.- Equipos de una columna de destilación.

1.4.2. Intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es un dispositivo diseñado para transferir calor entre dos medios, que estén separados por una barrera o que se encuentren en contacto. Son parte esencial de los dispositivos de refrigeración, acondicionamiento de aire, producción de energía y procesamiento químico.

Un intercambiador típico es el radiador del motor de un automóvil, en el que el fluido refrigerante, calentado por la acción del motor, se refrigera por la corriente de aire que fluye sobre él y, a su vez, reduce la temperatura del motor volviendo a circular en el interior del mismo.

Los intercambiadores de calor pueden clasificarse según como sea:

- ❖ **Intercambiadores de contacto directo:** son aquellos dispositivos en los que los fluidos sufren una mezcla física completa.
- ❖ **Intercambiadores de contacto indirecto:**

- **Alternativos:** ambos fluidos reconocen un mismo espacio de forma alternada, la mezcla entre los fluidos es despreciable.

- **De superficie:** son equipos en los que la transferencia de calor se realiza a través de una superficie, cilíndrica o plana, sin permitir el contacto directo. Existen dos tipos de intercambiadores de **contacto indirecto:** los cambiadores de flujo paralelo (intercambio líquido - líquido) y los cambiadores de flujo cruzado (intercambio líquido - gas)

Las aplicaciones de los intercambiadores de calor son muy variadas y reciben diferentes nombres:

- ❖ Intercambiador de Calor: Realiza la función doble de calentar y enfriar dos fluidos.
- ❖ Condensador: Condensa un vapor o mezcla de vapores.
- ❖ Enfriador: Enfría un fluido por medio de agua.
- ❖ Calentador: Aplica calor sensible a un fluido.
- ❖ Rehervidor: Conectado a la base de una torre fraccionadora proporciona el calor de ebullición que se necesita para la destilación. (Los hay de termosifón, de circulación forzada, de caldera,...)
- ❖ Vaporizador: Un calentador que vaporiza parte del líquido

Tipos fundamentales de intercambiadores que son.

- ❖ Intercambiadores de tubería doble
- ❖ Intercambiadores enfriados por aire
- ❖ Intercambiadores de tipo placa
- ❖ Intercambiadores de casco y tubo
- ❖ Intercambiadores de calor de serpentín

1.4.2.1. Intercambiadores de tubería doble.

Consiste en un tubo pequeño que está dentro de otro tubo mayor, circulando los fluidos en el interior del pequeño y entre ambos.

Estos intercambiadores se utilizan cuando los requisitos de área de transferencia son pequeños.

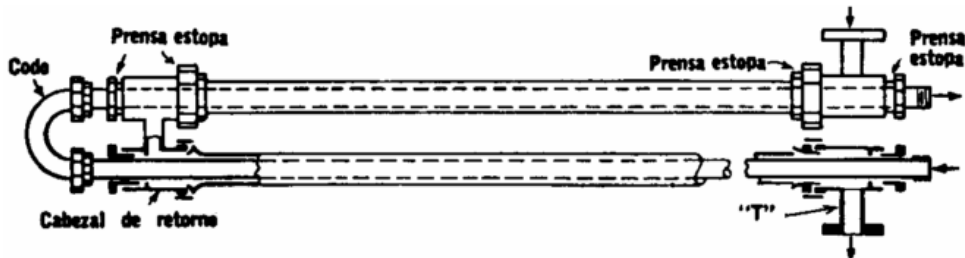


Fig. 23.- Intercambiador de tubería doble.

1.4.2.2. Intercambiadores enfriados por aire.

Consisten en una serie de tubos situados en una corriente de aire, que puede ser forzada con ayuda de un ventilador. Los tubos suelen tener aletas para aumentar el área de transferencia de calor. Pueden ser de hasta 40 ft (12 m) de largo y anchos de 8 a 16 ft (2,5 a 5 m).

La selección de un intercambiador enfriado por aire frente a uno enfriado por agua es una cuestión económica, hay que considerar gastos de enfriamiento del agua, potencia de los ventiladores y la temperatura de salida del fluido (un intercambiador de aire, tiene una diferencia de temperatura de unos 15 °F (8 °C)). Con agua se obtienen diferencias menores.

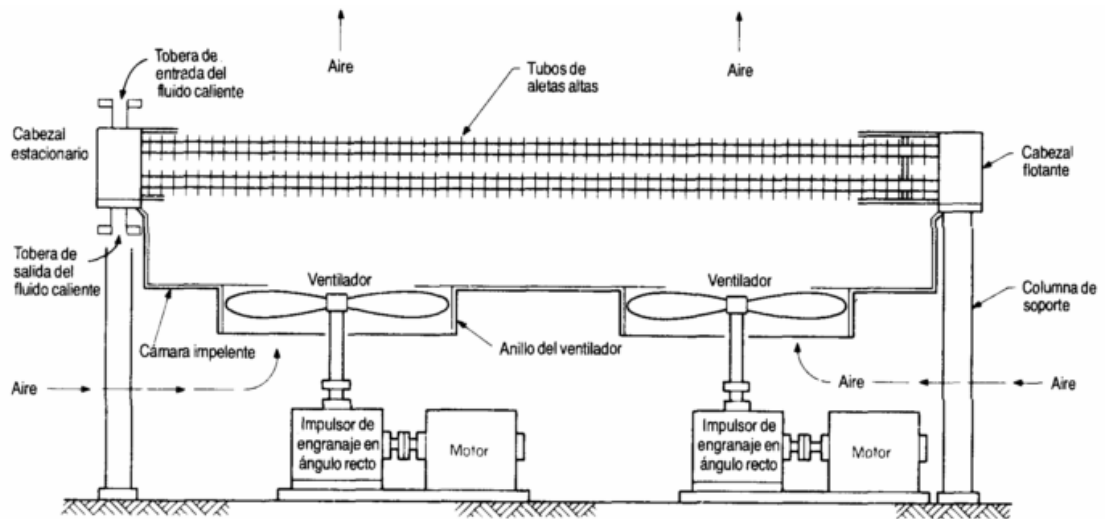


Fig. 24.- Intercambiador de calor enfriado por aire.

1.4.2.3. Intercambiadores de tipo placa.

Llamados también intercambiadores compactos. Pueden ser de diferentes tipos:

- Intercambiadores de tipo placa y armazón (*plate-and-frame*) similares a un filtro prensa.
- Intercambiadores de aleta de placa con soldadura (*plate fin*).

Admiten una gran variedad de materiales de construcción, tiene una elevada área de intercambio en una disposición muy compacta. Por la construcción están limitados a presiones pequeñas.

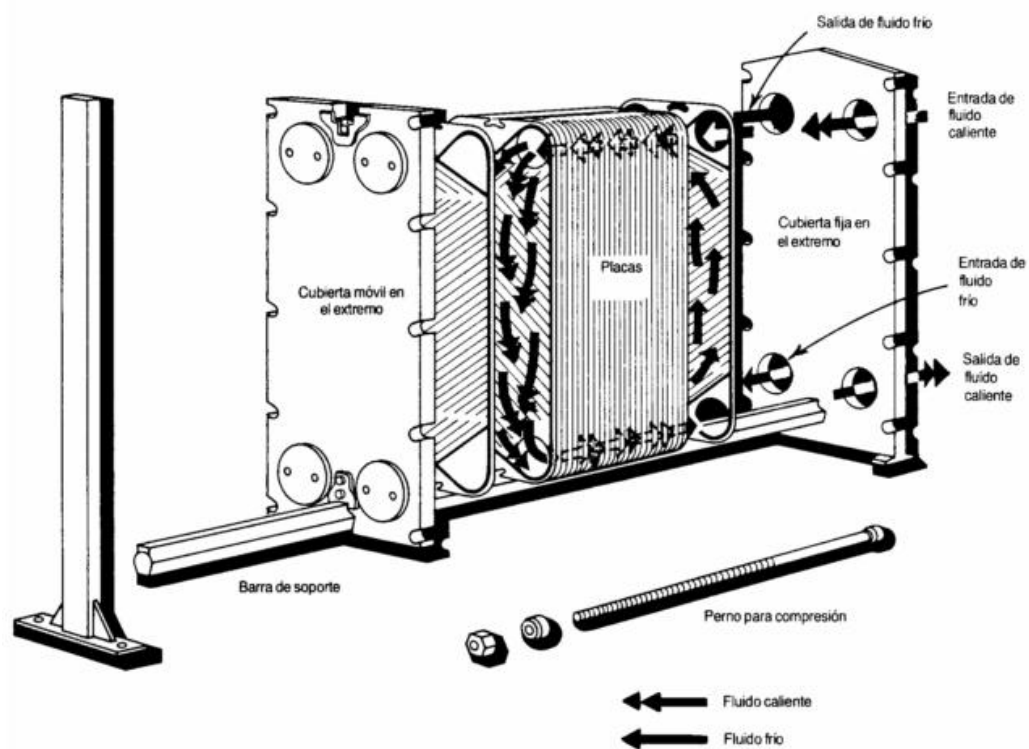


Fig. 25.- Intercambiador de placas y armazón.

1.4.2.4. Intercambiadores de casco y tubo.

Son los intercambiadores más ampliamente utilizados en la industria química y con las consideraciones de diseño mejor definidas. Consisten en una estructura de tubos pequeños colocados en el interior de un casco de mayor diámetro.

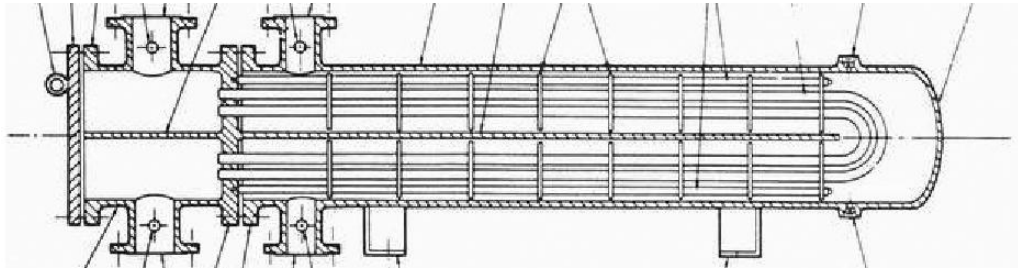


Fig. 26.- Intercambiador de casco y tubo

1.4.2.5. Intercambiadores de calor de serpentín

Se denomina serpentín o serpentina a un tubo de forma frecuentemente espiral, utilizado comúnmente para enfriar vapores provenientes de la destilación en un calderín y así condensarlos en forma líquida. Suele ser de vidrio, cobre u otro material que conduzca el calor fácilmente.

Un intercambiador de serpentín es un simple tubo que se dobla en forma helicoidal y se sumerge en el líquido. Se usa normalmente para tanques y puede operar por convección natural o forzada. Debido a su bajo costo y rápida construcción se improvisa fácilmente con materiales abundantes en cualquier taller de mantenimiento. Usualmente se emplea tubería lisa de $\frac{3}{4}$ a 2 pulgadas.



Fig. 27.- Serpentín de cobre.

1.4.3. Rehervidores o calderín.

Calderines son intercambiadores de calor suelen utilizar para proporcionar calor a la parte inferior de la industria de destilación columnas. Que hierva el líquido de la parte inferior de una columna de destilación para generar vapores que se devuelven a la columna para conducir la destilación de separación .

El funcionamiento correcto del calderín es vital para la destilación eficaz. En una columna de destilación típica clásica, todo el vapor de la conducción de la separación proviene de la caldera. La caldera recibe un flujo de líquido desde el fondo de la columna y puede parcial o totalmente vaporizar esa corriente. El vapor por lo general proporciona el calor necesario para la vaporización.

1.4.3.1. Tipos de calderines

El elemento más crítico del diseño de caldera es la selección del tipo adecuado de la caldera de un servicio específico. La mayoría son de la calderines y tubo de intercambiador de calor de carcasa tipo y normalmente se utiliza vapor como fuente de calor en calderines tales. Sin embargo, otros fluidos de transferencia térmica, como el aceite caliente o Dowtherm (TM) se pueden utilizar. En centrales termoeléctricas de combustible hornos también puede ser utilizado como calderines en algunos casos.

De uso general de tipo intercambiador de calor calderines son:

1.4.3.1.1. Caldera calderines

Calderines caldera son muy simples y confiables. Se puede requerir de bombeo de los fondos de columna de líquido en la caldera, o puede ser suficiente la cabeza líquido para entregar el líquido en el calderín. En este tipo de caldera, los flujos de vapor a través del haz de tubos y sale como condensado. El líquido de la parte inferior de la torre, comúnmente llamado el fondo, pasa por el lado de la

cáscara. Hay un muro de contención o un vertedero de desbordamiento que separa el haz de tubos de la sección de caldera donde reboiled (llamado líquido de los fondos producto) retirada del residuo, de modo que el haz de tubos se mantiene cubierto con líquido.

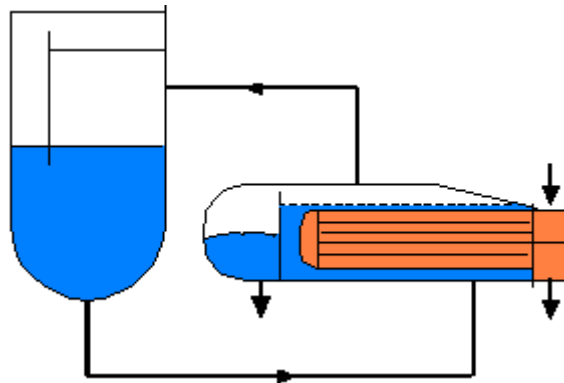


Fig. 28.- Caldera calderines

1.4.3.1.2. Reboilers Termosifón

Estos no requieren de bombeo de los fondos de columna de líquido en el calderín. La circulación natural se obtiene mediante la densidad de diferencia entre la columna de entrada de fondos líquidos del calderín y la salida de caldera de vapor de la mezcla líquida para proporcionar líquido de la cabeza suficiente para entregar los fondos de la torre en la caldera. Termosifón calderines (también conocido como calandrias) son más complejos que calderines hervidor de agua y requieren más atención por parte de los operadores de la planta.

Hay muchos tipos de calderines termosifón. Pueden estar en posición vertical u horizontal y también pueden ser una vez a través o de recirculación. Algunos líquidos de reboiler pueden ser sensibles a la temperatura y, por ejemplo, a reserva de la polimerización por el contacto con la transferencia de calor de alta temperatura de las paredes del tubo. En estos casos, es mejor tener una alta tasa de recirculación de líquidos para evitar tener altas temperaturas de la pared del

tubo que causa la polimerización y, por lo tanto, la contaminación de los tubos. La caldera termosifón es un típico vapor caliente caldera de recirculación de termosifón. La volatilidad relativa de alimentación a caldera se debe considerar antes de diseñar reboilers termosifón. El perfil de la tasa de recirculación y la presión del circuito termosifón se puede calcular por el método de la Feria.

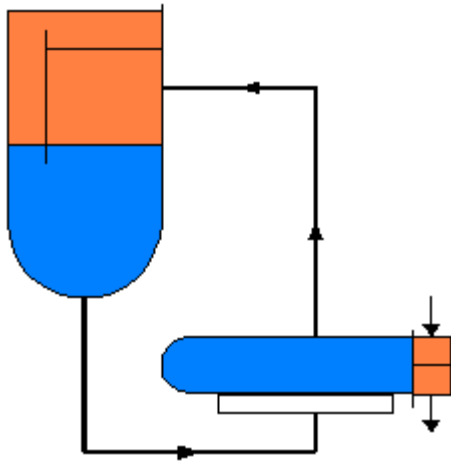


Fig. 29.- Reboilers termosifón.

1.4.3.1.3. Rehervidor Despedido

Calentadores de llama directa (hornos) se puede utilizar como una caldera columna de destilación. Una bomba es necesaria para distribuir el fondo de la columna a través de los tubos de transferencia de calor en la convección del horno y las secciones radiante

Se utiliza en una configuración que proporciona la recirculación de los fondos de columna de líquido. Sin embargo, con algunos cambios relativamente menores dentro de la sección inferior de la columna de destilación, un calentador encendido también se puede utilizar una vez a través de la configuración.

La fuente de calor para la caldera calentador encendido puede ser gas combustible o aceite combustible. Carbón rara vez, si acaso, se utiliza como combustible para una caldera calentador encendido.

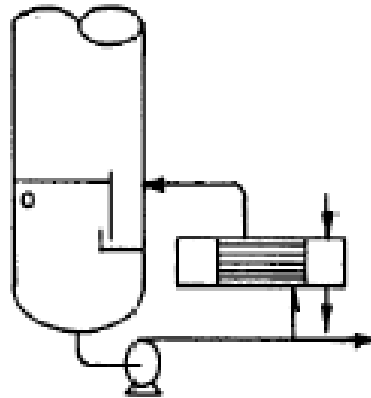


Fig. 30.- Reboilers despedido.

1.4.3.1.4. Reboilers circulación forzada

Este tipo de caldera utiliza una bomba para hacer circular el fondo de la columna de líquido a través de los calderines. Debe tenerse en cuenta el vapor no es la única fuente de calor que se pueden utilizar. Cualquier corriente de fluido a una temperatura lo suficientemente alta podría ser utilizado por cualquiera de la cáscara y el tubo de muchos tipos de intercambiador de calor de caldera.

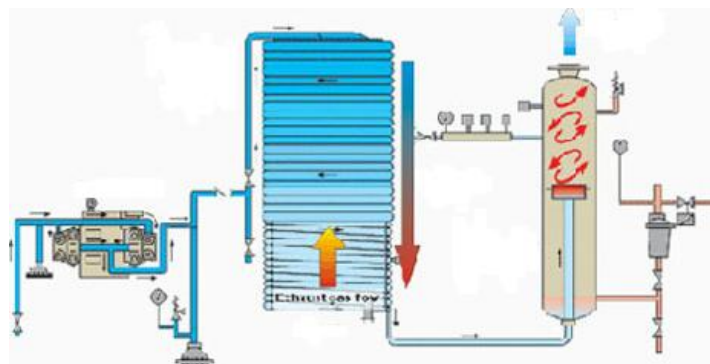


Fig. 31.- Reboilers circulación forzada

CAPÍTULO 2

2. DISEÑO

2.1. Diseño de una columna de destilación de platos perforados

2.1.1. Factores que influyen en el diseño de columnas de platos

Factores importantes en el diseño y operación de columnas de platos son el número de platos que se requieren para obtener una determinada separación, el diámetro de la columna, el espaciado entre los platos, la elección del tipo de plato y los detalles constructivos de los platos.

En consonancia con los principios generales, en análisis de las columnas de platos se basa en balances de energía y equilibrios entre fases.

El concepto de plato teórico o ideal tiene lugar cuando el vapor y el líquido están en equilibrio de fases.

Este límite sólo puede realizarse en la práctica, cuando el intercambio entre el líquido y el vapor llega a completarse y el líquido se mezcla de modo que su composición sea homogénea.

Para pasar de platos teóricos a platos reales es preciso aplicar una corrección para tener en cuenta una eficacia de los platos. Antes de que el diseño esté completo es preciso tomar otras importantes decisiones, algunas de tanta importancia como fijar el número de platos. Un error en estas decisiones da lugar a un mal fraccionamiento, menor capacidad de la deseada, baja flexibilidad de operación y, con grandes errores, una columna que no puede operar. La corrección de tales errores una vez que la planta se ha construido puede ser muy costosa. Puesto que en muchas de las variables que influyen sobre la eficacia de los platos dependen del diseño de los platos individuales, se consideran en primer lugar los fundamentos del diseño de platos.

La variedad de las columnas de rectificación y sus aplicaciones es enorme. Las mayores unidades se encuentran generalmente en la industria del petróleo, pero también existen columnas grandes y plantas de destilación muy complicadas en el fraccionamiento de disolventes, en la separación del aire líquido y en los procesos químicos en general. Los diámetros de las torres pueden variar desde 1 pie (0,3 m) hasta más de 30 pies (9m) y el número de platos puede oscilar desde unos pocos hasta varias decenas. El espaciado entre platos puede variar desde seis pulgadas, o menos, hasta varios pies. Inicialmente la columna más utilizada fueron las de platos con campanas de borboteo, mientras que en la actualidad la mayor parte de las columnas contienen platos perforados o platos de válvula. Muchos tipos de distribuidores de líquido están especificados. Las columnas pueden operar a altas o bajas presiones y con temperaturas desde gases licuados hasta más de 1600 ° F. que se alcanzan en la rectificación de vapores de Sodio y Potasio. Los materiales que se someten a destilación pueden variar grandemente

en cuanto a viscosidad, difusibilidad, naturaleza corrosiva, tendencia a formar espuma y complejidad de composición. Las torres de platos son igualmente útiles en absorción y rectificación, y los fundamentos del diseño de platos se aplican a ambas operaciones.

2.1.1.1. Factores que influyen en la eficiencia de platos perforados

Aunque se han realizado muchos estudios sobre eficacia de platos, la estimación de la eficacia se realiza esencialmente de forma empírica. Sin embargo, se dispone de suficientes datos para conocer los principales factores que intervienen y para constituir una base de estimación de las eficacias para tipos convencionales de columnas que operan con mezclas de sustancias comunes.

La condición más importante para obtener eficacias satisfactorias es que los platos operen correctamente. Un íntimo contacto entre el líquido y el vapor es esencial.

Toda operación errónea de la columna, tal como excesiva formación de espuma o arrastre, mala distribución de vapor, cortocircuito, goteo o anegamiento de líquido, disminuye la eficacia de los platos.

La eficacia de platos es una función de la velocidad de transferencia de materia entre el líquido y el vapor.

La eficacia no varía mucho con la velocidad del vapor en el intervalo comprendido entre el punto de goteo y el punto de inundación. Al aumentar el flujo de vapor aumenta también la altura de la espuma creando más área de transferencia, de forma que la masa total transferida asciende aproximadamente como lo hace la velocidad del vapor.

2.1.1.2. Platos perforados especiales

En algunas columnas equipadas con platos perforados, con flujo en contra corriente, no se utilizan conductos de descenso. El líquido descarga a través de algunas perforaciones en un determinado momento y poco después a través de otras, asciendo el vapor a través de las restantes perforaciones. Tales columnas presentan algunas ventajas de coste con respecto a las columnas convencionales y no se ensucian fácilmente, pero su relación de giro (la relación entre la velocidad mínima permitida para el vapor y la menor velocidad para que la columna operara satisfactoriamente) es baja, generalmente 2 o menos.

2.2. Ecuaciones de diseño original

2.2.1. Diagrama de equilibrio

A partir de los diagramas de fase se puede obtener información como:

- 1.- Conocer que fases están presentes a diferentes composiciones y temperaturas bajo condiciones de enfriamiento lento (equilibrio).
- 2.- Averiguar la solubilidad, en el estado sólido y en el equilibrio, de un elemento (o compuesto) en otro.
- 3.- Determinar la temperatura en la cual una aleación enfriada bajo condiciones de equilibrio comienza a solidificar y la temperatura a la cual ocurre la solidificación.
- 4.- Conocer la temperatura a la cual comienzan a fundirse diferentes fases.

Los equilibrios de fase y sus respectivos diagramas de fase en sistemas multicomponentes tienen aplicaciones importantes en química, geología y ciencia de los materiales. La ciencia de materiales estudia la estructura, propiedades y aplicaciones de los materiales científicos y tecnológicos.

2.2.1.1. Equilibrio líquido-vapor

- a) Disolución ideal a temperatura constante: Sean dos líquidos A y B que forman una disolución ideal. Se mantiene la temperatura fija en un valor T por encima de los puntos de congelación de A y de B. Se representará la presión P del sistema frente a x_A , la fracción molar de uno de los componentes. x_A es la fracción molar global de A en el sistema, es decir:

$$x_A = \frac{n_{A,l} + n_{A,v}}{n_{A,l} + n_{A,v} + n_{B,l} + n_{B,v}}$$

Donde $n_{A,l}$ y $n_{A,v}$ son el número de moles de A en la fase líquida y vapor, respectivamente.

Para un sistema cerrado, x_A es constante, aunque $n_{A,l}$ y $n_{A,v}$ pueden variar.

Suponiendo que el sistema se encuentra en el interior de un cilindro cerrado por un pistón, que a su vez está inmerso en un baño termostático. En un instante inicial se supondrá que la presión externa es tan elevada como para que el sistema sea totalmente líquido (punto C). Al disminuir la presión por debajo de ese punto, se alcanza un valor tal que el líquido comienza a evaporarse (punto D). En

ese punto el líquido posee una composición $x_{A,l}$ que es igual a x_A , ya que sólo se ha evaporizado una cantidad infinitesimal de líquido.

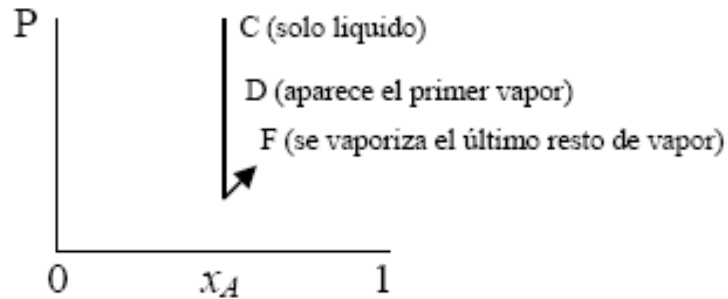


Fig. 32 Diagrama de disolución ideal a temperatura constante

La ley de Raoult, relaciona las fracciones molares de la fase vapor con la composición del líquido a través de:

$$P \cdot x_{A,v} = P_A^* \cdot x_{A,l} \text{ y } P \cdot x_{B,v} = P_B^* \cdot x_{B,l}$$

Donde P_A^* y P_B^* son las presiones de vapor de los líquidos puros A y B a la temperatura T, la presión P del sistema es igual a $P_A + P_B$ y se ha supuesto que el vapor es ideal.

A partir de la relación anterior se llega a:

$$x_{A,v} / x_{B,v} = (x_{A,l} / x_{B,l}) \cdot (P_A^* / P_B^*) \text{ (disolución ideal)}$$

Sea A el componente más volátil, lo que significa que $P_A^* > P_B^*$. En este caso, la ecuación anterior queda como: $x_{A,v} / x_{B,v} > x_{A,l} / x_{B,l}$.

El vapor en equilibrio con una disolución ideal está más enriquecido en el componente más volátil que el líquido. Las relaciones anteriores son válidas para cualquier presión en la que se produzca el equilibrio líquido-vapor.

Si se va disminuyendo la presión en forma isotérmica por debajo del punto D, haciendo que se evapore más líquido. Finalmente se alcanza el punto F, en el que se evapora la última gota de líquido. Para los puntos que están entre los puntos D y F, la fase líquida y gaseosa coexisten en equilibrio.

Notar que como es un sistema cerrado, el valor de x_A permanece constante a lo largo del proceso.

Se puede repetir este experimento muchas veces pero a distintas composición. Luego se unen los puntos D y F que se consiguen en cada caso y se obtiene una representación.

Para los puntos D's se obtiene una recta. Esto viene dado porque en esos puntos el líquido de composición $x_{A,l}$ está empezando a evaporarse, entonces la presión del líquido es

$$P = P_A + P_B = P_A^* \cdot x_{A,l} + P_B^* \cdot x_{B,l} = P_A^* \cdot x_{A,l} + P_B^* \cdot (1 - x_{A,l})$$

Por lo tanto, $P = (P_A^* - P_B^*) \cdot x_{A,l} + P_B^*$ (disolución ideal)

La curva de las F's es más complicada. A lo largo de ella, la última gota del líquido se está evaporando, por lo que x_A global será igual a $x_{A,v}$, la fracción molar de A en el vapor.

Por lo tanto la curva de F's es una representación de la presión de vapor total P frente a $x_{A,v}$.

De la ley de Raoult y sustituyendo el valor de P de la relación para los puntos D, se obtiene:

$$x_{A,v} = \frac{x_{A,l} \cdot P_A^*}{(P_A^* - P_B^*) \cdot x_{A,l} + P_B^*} \quad \text{despejando } x_{A,l} \text{ se obtiene: } x_{A,l} = \frac{x_{A,v} \cdot P_B^*}{(P_B^* - P_A^*) \cdot x_{A,v} + P_A^*}$$

Sustituyendo esta última expresión en P de la ley de Raoult, se llega a la ecuación de la presión:

$$P = \frac{P_B^* \cdot P_A^*}{(P_B^* - P_A^*) \cdot x_{A,v} + P_A^*} \quad (\text{disolución ideal})$$

Esta es la ecuación de P vs. $x_{A,v}$ y corresponde a la curva para F's.

Entonces la curva superior corresponde a la curva de P frente a $x_{A,l}$ y la inferior corresponde a la curva de P frente a $x_{A,v}$

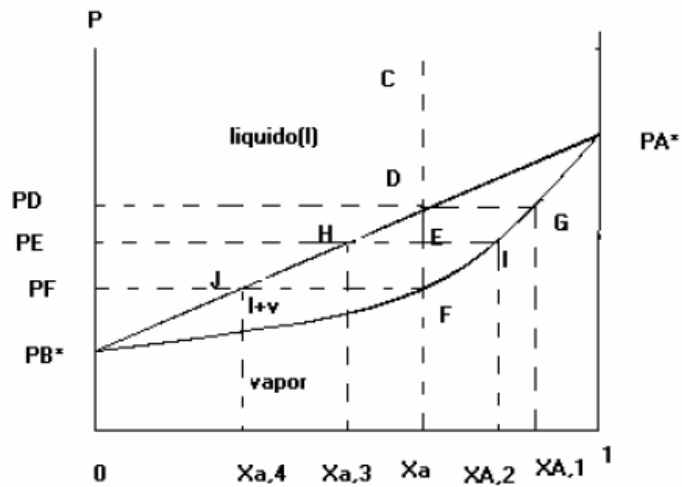


Fig. 33 diagrama de fases líquido-vapor de presión frente a composición para una disolución ideal a T constante. La línea inferior representa la curva de P frente a $x_{A,v}$ mientras que la línea superior es la curva de P frente a $x_{A,l}$

Al analizar el gráfico obtenido se puede observar, al reiniciar el proceso que se inicia en el punto C, donde P es lo suficientemente elevado como para que sólo exista líquido. Al ser un sistema cerrado x_A permanece constante. Por lo tanto, viene representado por una línea vertical en el diagrama de P vs. x_A . En el punto D, con una presión igual a PD, el líquido comienza a evaporarse, lo que se quiere saber en ese punto es la concentración de $x_{A,v}$ para que exista equilibrio entre líquido-vapor cuando la presión es igual a PD, ya que se sabe que $x_{A,l}$ es igual a x_A . La curva inferior es una representación de la ecuación para los puntos F's y da P en función de $x_{A,v}$ o si lo veo al revés $x_{A,v}$ esta dado en función de P, por lo tanto para calcular $x_{A,v}$ para la presión PD debo ver el valor de la curva inferior para el cual P es igual a PD. Este es el punto G, y da la composición del vapor que aparece en primer lugar.

Cuando la presión sigue disminuyendo, alcanza el punto PE. En el punto E el sistema está formado por dos fases, una fase líquida y otra fase vapor en equilibrio. Para encontrar las composiciones de esa fase debo observar el valor que toma a esa presión la curva superior y la inferior para obtener los valores de $x_{A,l}$ (punto H) y $x_{A,v}$ (punto I), respectivamente. Por último, el punto F, con presión PF, el líquido restante se evapora, en ese punto $x_A = x_{A,v}$ y $x_{A,l} = x_{A,4}$. Por debajo de F sólo se tiene vapor de composición x_A .

Por lo tanto, mientras la presión disminuye y el líquido se evapora en un sistema cerrado, $x_{A,l}$ se reduce desde D hasta J. Esto es debido a que A es más volátil que B. De la misma forma, mientras el líquido se evapora, $x_{A,v}$ disminuye desde G hasta F. Esto se debe a que el líquido que se evapora más tarde es más rico en el componente B. Para los estados en que las fases líquido y vapor están presentes simultáneamente, la presión P del sistema es igual a la presión de vapor del líquido.

Una línea a lo largo de la cual permanece constante la composición, por ejemplo, la línea CDEF se denomina isopleta.

En resumen, el diagrama de fase líquido-vapor de P frente a x_A a temperatura constante para dos líquidos que forman una disolución ideal presentan tres regiones. En cualquier punto por encima de las dos curvas sólo existe líquido. En cualquier punto por debajo de ambas curvas sólo existe vapor. En cualquier punto intermedio E entre las dos curvas existen dos fases: líquida, cuya composición viene dada por el punto H ($x_{A,l} = x_{A,3}$), y otra de vapor, cuya composición viene dada por el punto I ($x_{A,v} = x_{A,2}$). La composición global del sistema bifásico viene dada por el valor de x_A en el punto E.

La línea horizontal HEI se denomina línea de conjunción. La región de dos fases comprendidas entre las curvas del líquido y del vapor es una zona del diagrama de fases en la que es imposible la existencia de una fase homogénea única. Un punto de esta zona de dos fases da la composición global, y las composiciones de las dos fases en equilibrio vienen dadas por los puntos situados en los extremos de la línea de conjunción.

b) disolución ideal a presión constante: Se describirá de una forma análoga al caso anterior, entonces se omitirán algunos detalles. Se representará temperatura frente a x_A , la fracción molar global de uno de los componentes. Si T_A^* y T_B^* son los puntos de ebullición normal de los líquidos A y B puros, suponiendo que la presión es constante e igual a 1 atm. La curva inferior da T en función de $x_{A,l}$ para un sistema con una fase líquida y otra de vapor en equilibrio, y es la curva del punto de ebullición de la disolución ideal. La curva superior da T en función de $x_{A,v}$ para un sistema en el que existe un equilibrio líquido-vapor. La curva del vapor está por encima de la curva del líquido en el diagrama de T frente a x_A , pero está por debajo de la curva del líquido en el diagrama de P frente a x_A . Esto es debido a que la fase vapor está favorecida por una T elevada y una P baja. Si se calienta isobáricamente un sistema cerrado de composición x_A , el vapor aparece por primera vez en el punto L. Conforme aumenta la temperatura y se va evaporando más líquido, éste se va enriqueciendo en el componente B, menos volátil y con mayor punto de ebullición. Finalmente, se alcanza el punto N, donde se evapora la última gota de líquido.

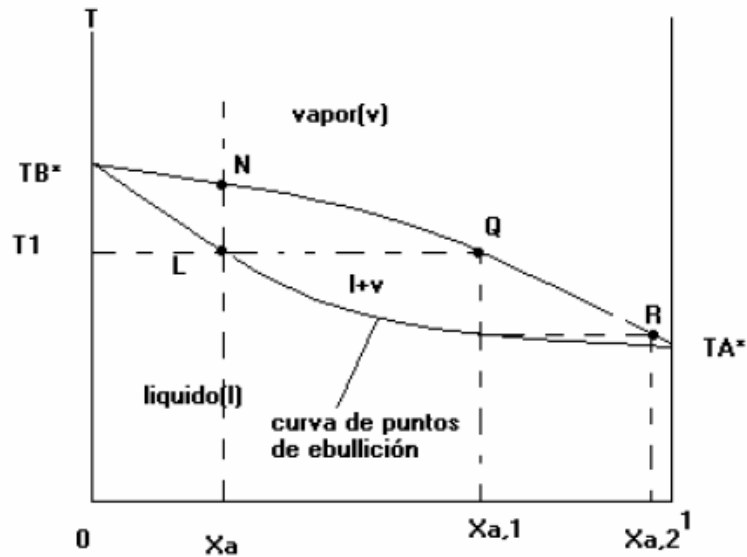


Fig. 34 Diagrama de fases líquido-vapor de temperatura frente a composición para una disolución ideal a presión constante.

El vapor que aparece en primer lugar cuando se evapora una disolución de composición x_A tiene una fracción molar $x_{A,v}$ dada por el punto Q. Si se saca este vapor del sistema y se condensa, se obtiene un líquido de composición $x_{A,l}$. La evaporación de este líquido da lugar a vapor de composición inicial $x_{A,2}$ (punto R). Por lo tanto, condensando y reevaporando la mezcla de forma sucesiva se puede separar A de B. Este proceso se llama destilación fraccionada.

Para dibujar las curvas del diagrama se parte de $P_A^*(T)$ y $P_B^*(T)$, las presiones de vapor de los líquidos A y B puros, que se conocen en función de la temperatura (Diagramas de fase para 1 componente). Sea P^* el valor constante de la presión, entonces $P^* = P_A + P_B$, siendo P_A y P_B las presiones parciales de A y B en el vapor. La ley de Raoult dice

$$P^* = x_{A,l} P_A^*(T) + (1 - x_{A,l}) P_B^*(T), \text{ o bien, } x_{A,l} = \frac{P^* - P_B^*(T)}{P_A^*(T) - P_B^*(T)} \quad (\text{disolución ideal})$$

Como $P_A^*(T)$ y $P_B^*(T)$ son funciones conocidas de la temperatura, se puede utilizar la relación anterior para calcular $x_{A,l}$ a cualquier T dada y de este modo dibujar la curva inferior (la del líquido). Para representar la curva del vapor, se utiliza $x_{A,v} = P_A/P^* = x_{A,l} P_A^*/P^*$ sustituyendo el valor de $x_{A,l}$ dado anteriormente se obtiene:

$$x_{A,v} = \frac{P^* - P_B^*(T)}{P_A^*(T) - P_B^*(T)} \frac{P_A^*(T)}{P^*} \quad \text{disolución ideal}$$

Esta es la ecuación para $x_{A,v}$ en función de T.

- c) Disoluciones no ideales: los diagramas de fases en los sistemas no ideales se obtienen midiendo la presión y la composición del vapor en equilibrio con un líquido de composición conocida. Si la disolución es ligeramente no ideal, las curvas se parecen a las de las disoluciones ideales, y no existen cambios significativos. En cambio, si la disolución presenta una desviación considerable del comportamiento ideal como para que exista un máximo o un mínimo en la curva de P frente a $x_{A,l}$ se produce la aparición de un fenómeno nuevo. En el caso de que ocurra un máximo en la curva superior del diagrama de fases de P frente a x_A , (desviación positiva de la ley de Raoult) es decir, un máximo de la curva de P frente a $x_{A,l}$. La curva inferior necesariamente tendrá un máximo también en ese punto. Esto se debe a que si se reduce isotérmicamente la presión, alcanzamos el punto donde el líquido comienza a evaporarse, para conocer la composición del primer vapor que aparece se necesita el valor de $x_{A,v}$ que corresponde a la presión en el punto donde el líquido comienza a evaporarse, si la curva inferior no presentase también un máximo en ese punto no se podría conocer debido a que no existiría ningún punto donde la curva inferior presentase esa

presión, por lo tanto no tendría sentido. Entonces, en el punto donde la curva superior presenta un máximo, la curva inferior también debe tener un máximo. Entonces el diagrama puede ser como:

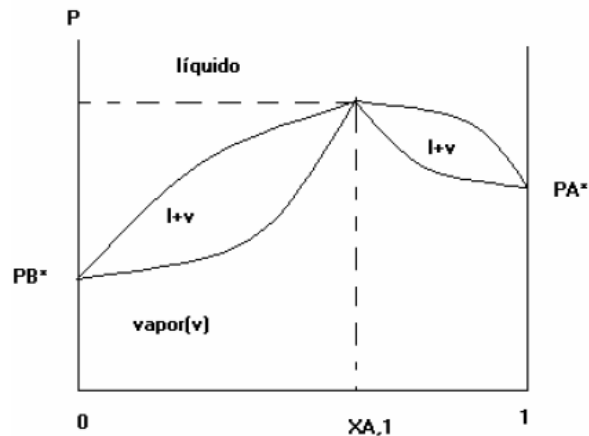


Fig. 35 Diagrama de fases líquido-vapor de presión frente a composición con un máximo.

2.2.2. Diagrama de entalpía-concentración

Los diagramas de entalpía concentración H_{xy} , son de esencial importancia para el método de cálculo desarrollado por Ponchon y Savarit, por lo tanto, esta sección debe ser estudiada con sumo cuidado, para poder comprender el método de cálculo.

El diagrama entalpía concentración H_{xy} , tiene en el eje horizontal las concentraciones de 0 a 1, en fracciones molares de un soluto, en un solvente, y de 1 a 0, respecto al solvente, para mezclas binarias. En el eje vertical, o de las ordenadas, tiene los valores de entalpías para las mezclas, tiene 3 regiones delimitadas por dos curvas, la inferior, se refiere a la línea de líquido saturado y la curva superior a la línea del vapor saturado.

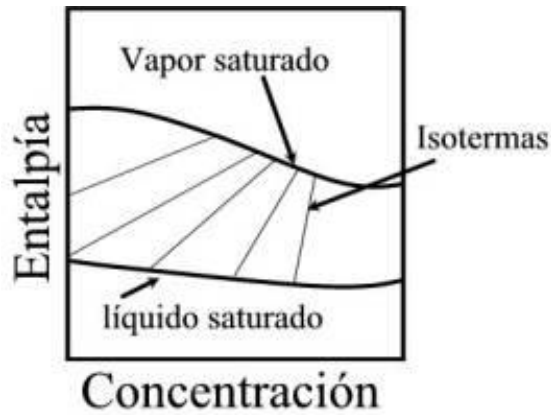


Fig. 36.- Diagrama de entalpía concentración.

Como se puede ver en la Fig. No. 36, hay un juego de isotermas determinadas en el diagrama de concentración entalpía, cada una de estas líneas representan una temperatura.

Ahora, hay que considerar, cómo se leen los datos en los diagramas de entalpía concentración. Tomemos datos arbitrarios, por ejemplo un punto $A = (x_A, h_A)$, nótese que debido a que hablamos de una concentración x , nos referimos, a un punto en la región de los líquidos, ahora consideremos un punto $B = (y_B, H_B)$, obviamente nos referimos a un punto en la región de vapor, por el hecho a que tomamos la concentración y , esto, nos explica por qué se le da el nombre de diagrama Hxy .

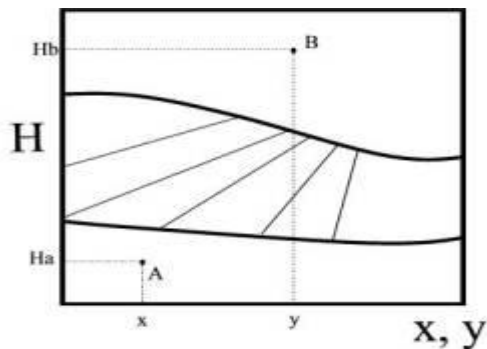


Fig. .37.- Esquema de lecturas del diagrama concentración entalpía.

2.2.3. Método de Ponchon y Savarit

Generalmente los métodos gráficos se han utilizado para la resolución de problemas en sistemas binarios (Ponchon y Savarit, 1921; McCabe-Thiele, 1925), aunque también se han desarrollado procedimientos gráficos para sistemas terciarios, e incluso sistemas multicomponentes.

Para la aplicación del método de Ponchon y Savarit a sistemas binarios se necesita el diagrama entalpía- concentración de las mezclas en un rango de temperaturas que abarque las mezclas formadas en ambas fases, líquido y vapor, a la presión de destilación

Este método utiliza el diagrama entalpía-composición y se desarrolla para mezclas binarias y pérdidas de calor despreciable.

2.2.3.1. Sección sobre plato de alimentación

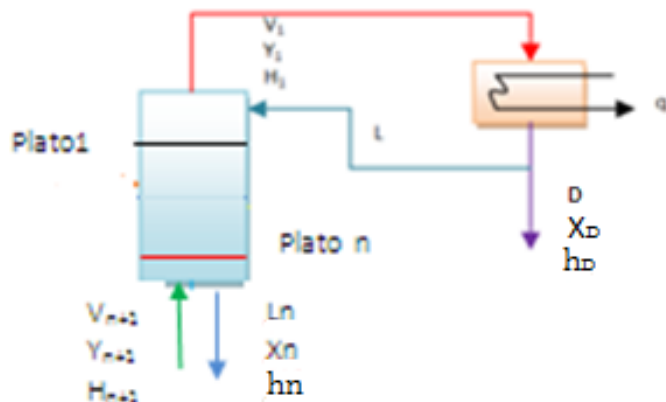


Fig. 38- Diagrama de flujo

2.2.3.2. Balance de materia

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

$$V_{n+1} Y_{n+1} = D X_D + L_n X_n \quad (2)$$

$$V_{n+1} H_{n+1} = D h_D + L_n h_n + q_c \quad (3)$$

Plato n es cualquier plato situado por encima del plato de alimentación.

Sustituyendo (1) en (2)

$$(D + L_n) Y_{n+1} = D X_D + L_n X_n$$

$$D Y_{n+1} + L_n Y_{n+1} = D X_D + L_n X_n$$

$$L_n Y_{n+1} - L_n X_n = D X_D - D Y_{n+1}$$

$$L_n (Y_{n+1} - X_n) = D (X_D - Y_{n+1})$$

$$\frac{L_n}{D} = \frac{X_D - Y_{n+1}}{Y_{n+1} - X_n}$$

$$-\frac{L_n}{D} = \frac{Y_{n+1} - X_D}{Y_{n+1} - X_n} \quad (4)$$

Sustituyendo (1) en (3)

$$(D + L_n) H_{n+1} = D h_D + L_n h_n + q_c$$

$$D H_{n+1} + L_n H_{n+1} = D h_D + L_n h_n + q_c$$

$$L_n H_{n+1} - L_n h_n = D h_D - D H_{n+1} + q_c$$

$$L_n (H_{n+1} - h_n) = D (h_D - H_{n+1}) + q_c$$

Dividiendo para D:

$$\frac{L_n}{D} (H_{n+1} - h_n) = h_D - H_{n+1} + \frac{q_c}{D}$$

$$\text{Definiendo} \rightarrow M_D = h_D + \frac{q_c}{D}$$

$$\frac{L_n(H_{n+1} - h_n)}{D} = M_D - H_{n+1}$$

$$\frac{L_n}{D} = \frac{M_D - H_{n+1}}{H_{n+1} - h_n}$$

$$\frac{L_n}{D} = \frac{M_D - H_{n+1}}{h_n - H_{n+1}} \quad (5)$$

Igualando (4) y (5)

$$\frac{M_D - H_{n+1}}{h_n - H_{n+1}} = \frac{Y_{n+1} - X_D}{Y_{n+1} - X_n} \rightarrow \frac{M_D - H_{n+1}}{Y_{n+1} - X_D} = \frac{h_n - H_{n+1}}{Y_{n+1} - X_n}$$

$$\frac{M_D - H_{n+1}}{x_D - Y_{n+1}} = \frac{h_n - H_{n+1}}{X_n - Y_{n+1}}$$

Estos puntos están en línea recta en el gráfico entalpia-concentración.

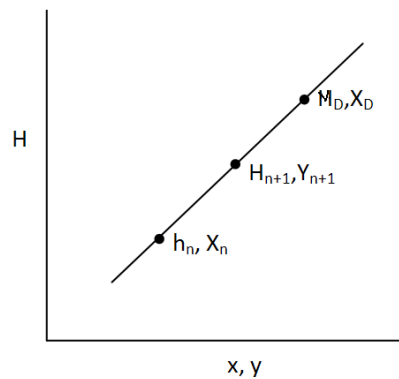


Fig. 39- Diagrama entalpia-concentración.

Por encima del plato, las líneas que entran y salen están en línea recta con un punto común X_D, M_D .

Cálculo de M_D

$$M_D = h_D + \frac{q_c}{D}$$

Però, $\frac{q_c}{D} = \left(\frac{L_o}{D} + 1\right) (H_1 - h_D) = (R+1)(H_1 - h_D)$

$$M_D = h_D + (R + 1)(H_1 - h_D)$$

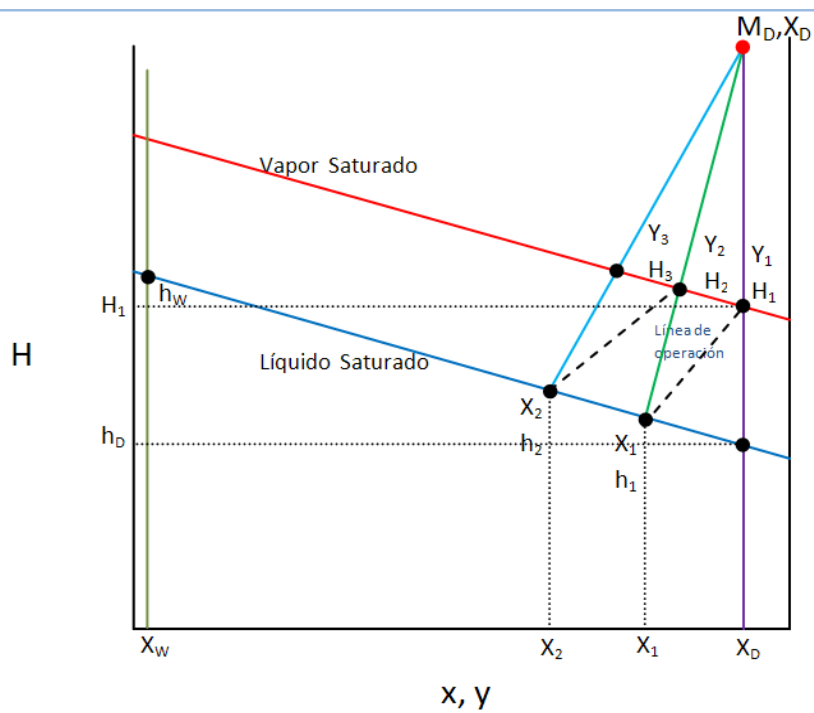


Fig. 40.- Determinación gráfica de M_D

El valor de X_1 corresponde al valor conocido de Y_1 y se encuentra en la curva de equilibrio del sistema. El punto (X_1, h_1) queda así determinado sobre la línea de líquido saturado por su intersección con la línea de equilibrio que pasa por el punto (Y_1, H_1) . El punto (Y_2, H_2) se sitúa uniendo el punto (X_1, h_1) con el punto M_D y determinando la intersección de esta línea con el vapor saturado.

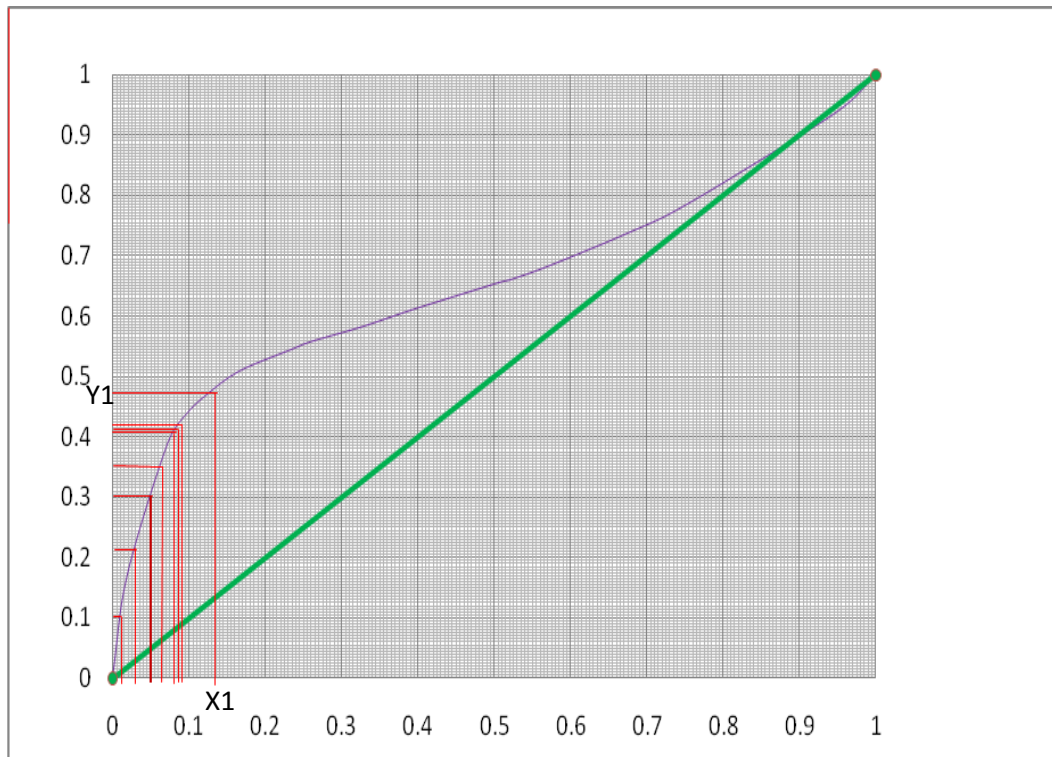


Fig. 41.- Determinación gráfica de $Y_1, X_1; Y_2, X_2; Y_n, X_n$, en el diagrama de equilibrio del sistema.

2.2.3.3. Sección Bajo el plato de alimentación

Definiendo:
$$M_w = h_w - \frac{q_r}{w}$$

Los puntos (M_D, X_D) (h_F, X_F) están en línea recta y prolongando esta recta se puede encontrar gráficamente (M_w, X_w)

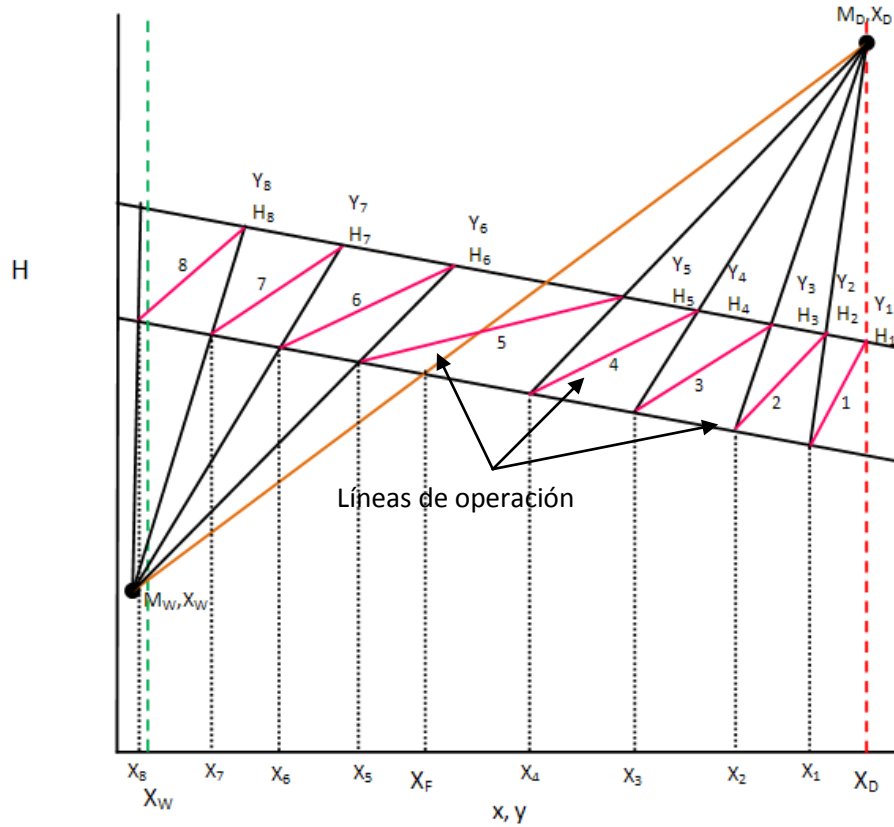


Fig. 42.- Determinación gráfica del número de platos teóricos.

De acuerdo al diagrama entalpía- concentración realizado, podemos determinar el número de platos teóricos el mismo que corresponde al número de líneas de operaciones diagonales, por lo tanto son 8 líneas de operación es decir 8 platos teóricos y el plato de alimentación está determinado por el corte entre la línea de operación y la diagonal que une el punto M_w y M_D pasando por la concentración X_F del alimento, que en este caso corresponde al plato número 5.

2.2.3.4. Efecto de la relación del reflujo

2.2.3.4.1. Reflujo total (mínimo número de platos)

Cuando todos los vapores desprendidos en la parte superior de la columna son condensados y devueltos a la misma como reflujo $\frac{L_D}{D} = \infty$, de modo que no se extrae producto destilado, se dice que la columna opera bajo reflujo total.

Evidentemente, esta condición supone no extraer producto de cola, y por tanto, no se podrá introducir ningún alimento en la columna. De este modo, la capacidad de la columna se anula, a pesar de que tiene lugar una separación definida, que es además la máxima posible para un determinado número de pisos.

Bajo esta condición, la cantidad de calor separada en el condensador por unidad de destilado será infinita por ser nulo D , y por tanto, los puntos diferencia Δ_D y Δ_R , así como cualquiera de los polos intermedios (en el caso que los hubiera), se situarán a distancias infinitas por encima y debajo de las curvas de vapor y líquido saturados. La composición del vapor que abandona un piso es idéntica a la del líquido que rebosa del platillo inmediato superior, lo cual supone que el número de pisos para una separación dada se hace mínimo en estas condiciones.

Fórmulas

$$D=0 \quad R=\frac{L}{D} \quad R=\frac{L}{0} \quad R=\infty$$

$$M_D=h_D+(R+1)(H_1-h_D)$$

$$M_D=h_D+(\infty+1)(H_1-h_D)$$

$$M_D=\infty$$

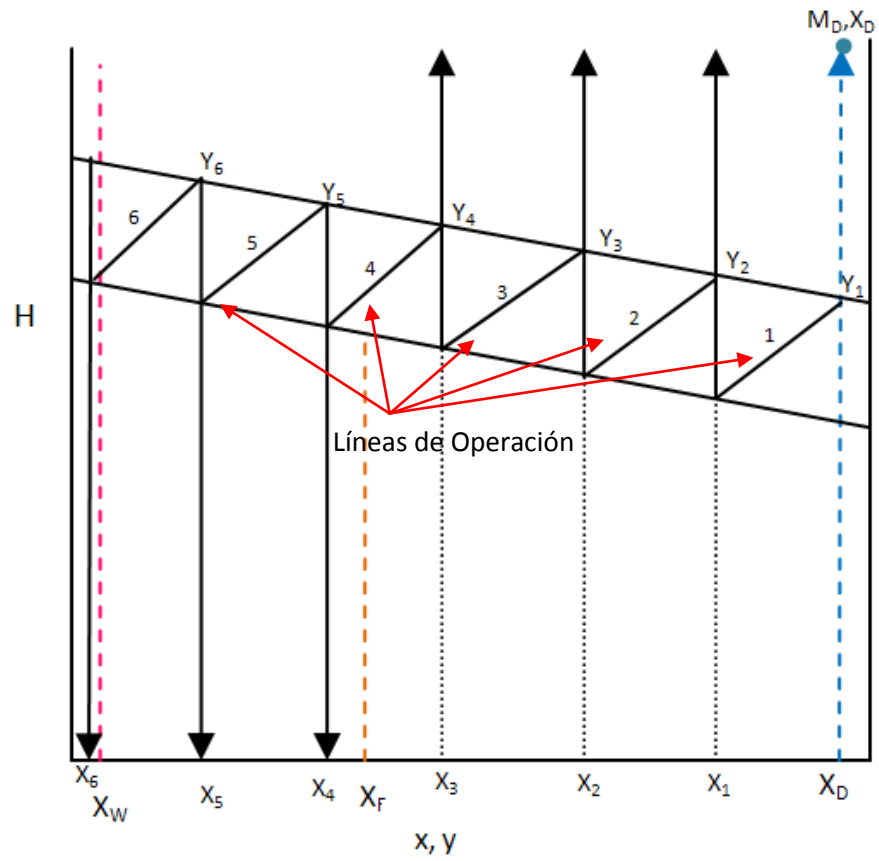


Fig. 43.- Reflujo Total.

2.2.3.4.2. Reflujo mínimo (máximo número de platos)

El caso del reflujo mínimo es algo más complejo de análisis, sobre todo en columnas con gran número de sectores. Conceptualmente se requiere para alcanzar esta condición que se cumpla la circunstancia de que una línea operativa tenga la misma pendiente que una determinada recta de reparto en un determinado sector de la columna, de modo que al realizar la construcción piso a piso se llegue a una zona de composición constante que, evidentemente, no puede ser rebasada. Para determinar esta condición habrá que analizar todas y cada una de las zonas de la columna de rectificación y comparar los resultados parciales obtenidos, ya que esta condición puede alcanzarse en cualquier sector de la columna y habrá que encontrar la limitante, de modo que utilizando una razón de reflujo superior a ella se asegure que no se va a producir una zona de composición constante en ningún sector de la columna. Evidentemente, la razón de reflujo mínima limitante será la mayor de todas las determinadas.

$$R = \frac{L}{D} \quad R = \frac{0}{D} \quad L=0 \quad R=0$$

$$M_D = h_D + (R+1)(H_1 - h_D)$$

$$M_D = h_D + (0+1)(H_1 - h_D)$$

$$M_D = h_D + H_1 - h_D$$

$$M_D = H_1$$

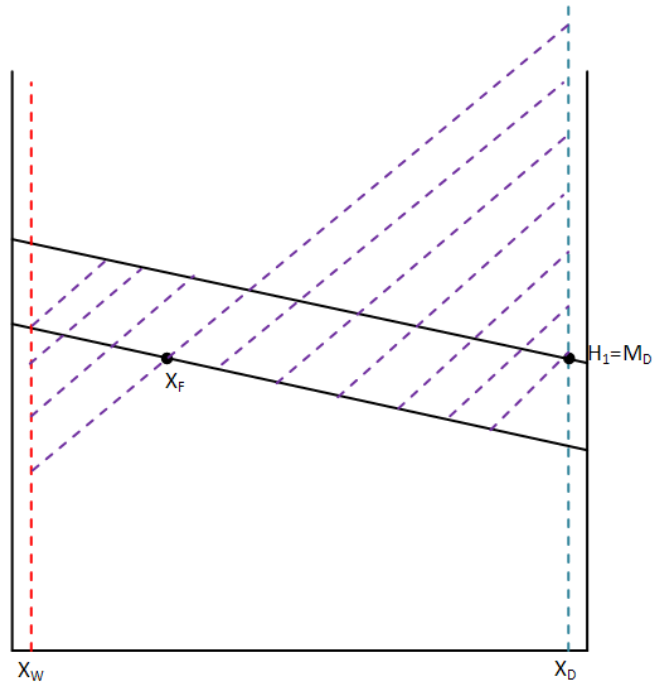


Fig. 44.- Reflujo Mínimo.

2.2.3.5. Método de Ponchón y Savarit para vapor abierto

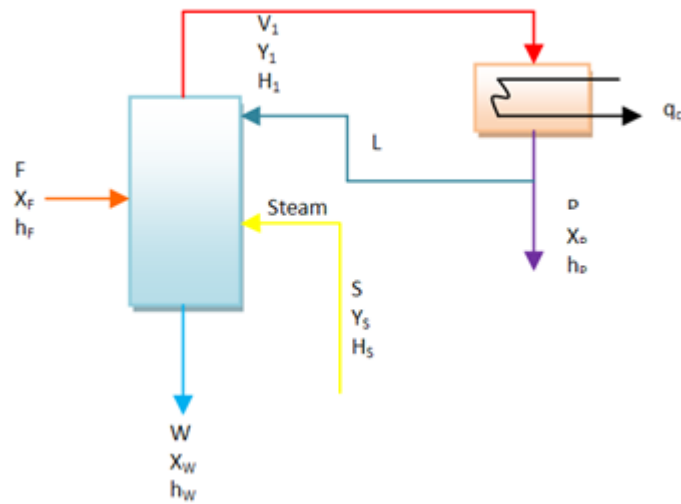


Fig. 45.- Diagrama de flujo.

S= caudal de vapor de agua, kg/hr

Hs= entalpia del vapor de agua kcal/kg

Ys= 0, ya que el vapor de agua está libre de componente volátil

Cuando se destila una solución acuosa en la cual el componente no acuoso es el más volátil (mezcla alcohol-agua) de tal manera que el agua se extrae como producto residual, puede suministrarse el calor necesario por medio de la admisión de vapor de agua directamente en el fondo de la torre, prescindiendo del reboiler. En este proceso se necesita más bandejas en la torre, pero estas son más económicas que el reboiler reemplazado y sus costos de limpieza.

2.2.3.6. Balance de materia

$$F+S= D+W \quad (1)$$

$$FX_F+SY_S=DX_D+WX_W \quad (2)$$

2.2.3.7. Balance de energía

$$Fh_F+SH_S=Dh_D+Wh_w+q_c \quad (3)$$

$$M_D=h_D+q_c$$

$$DM_D= Dh_D+q_c$$

$$Fh_F+SH_S= DM_D+Wh_w$$

$$F+S= M=D+W$$

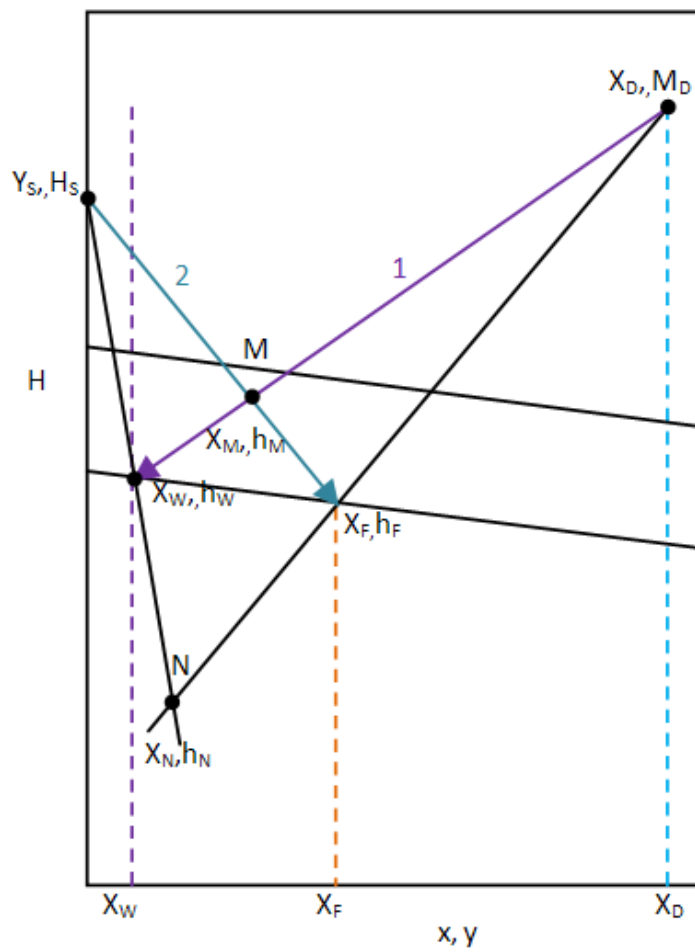
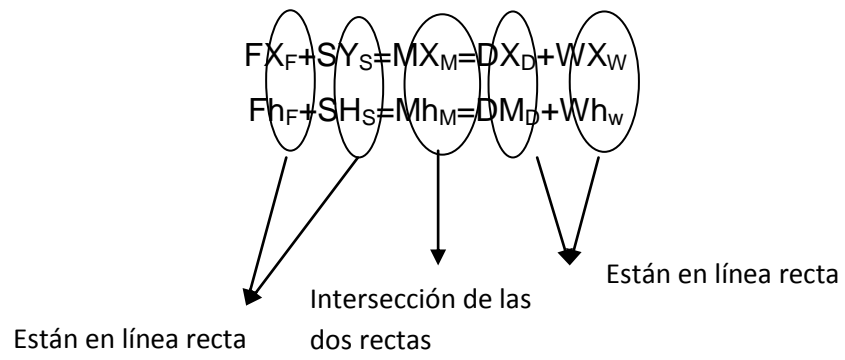


Fig. 46.- Determinación gráfica del punto M

2.2.3.8. Cálculo de la cantidad de vapor necesaria (S/F)

$$M = F + S$$

$$MX_M = FX_F + SY_S$$

$$(F + S) X_M = FX_F + SY_S$$

$$F X_M + S X_M = FX_F + SY_S$$

$$F X_M - FX_F = SY_S - S X_M$$

$$F (X_M - X_F) = S(Y_S - X_M)$$

$$\frac{S}{F} = \frac{X_M - X_F}{Y_S - X_M} = \frac{h_M - h_F}{H_S - h_M}$$

Para calcular el número de platos por el método de Ponchon y Savarit.

La construcción grafica para calcular el número de platos teóricos necesarios para la sección por encima del plato de alimentación no varía, para sección debajo del plato de alimentación se utiliza el punto N (X_N, h_N).

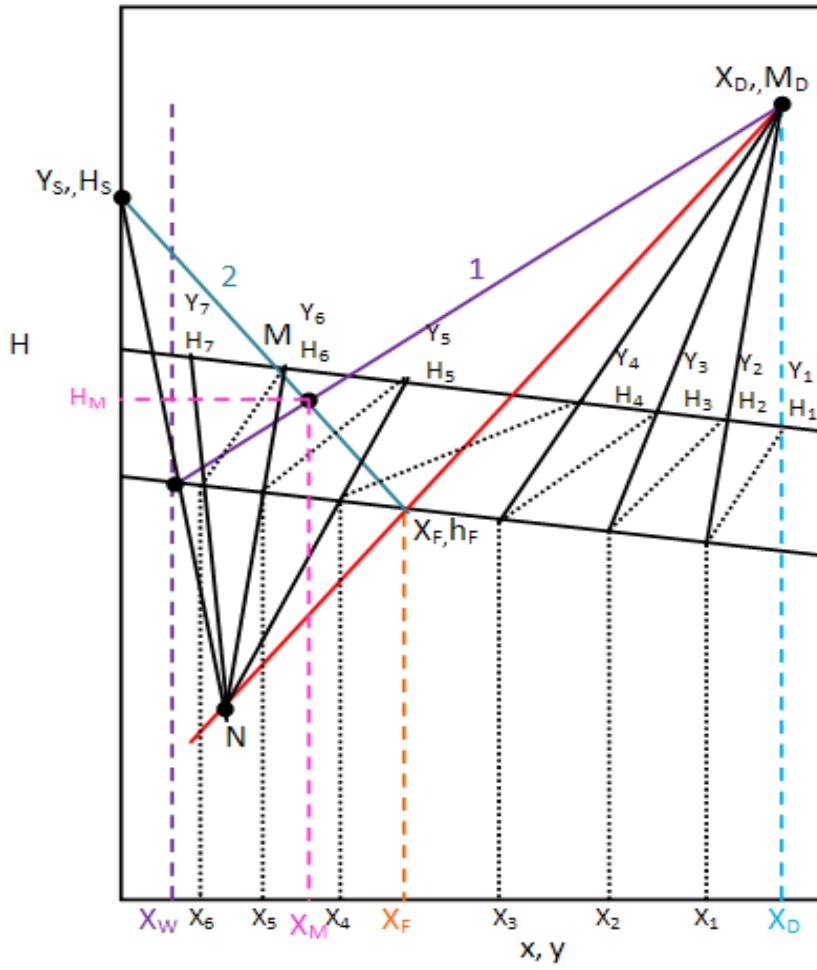


Fig. 47.- Determinación gráfica del punto N

2.3. Variables de operación

Para el proceso de destilación continua es preciso controlar algunas variables como son la cantidad de alimento y su concentración, la concentración de destilado y de residuo, así como también la cantidad de reflujo que se envía a la columna.

Otras variables a controlar son la temperatura y la presión de trabajo.

VARIABLES

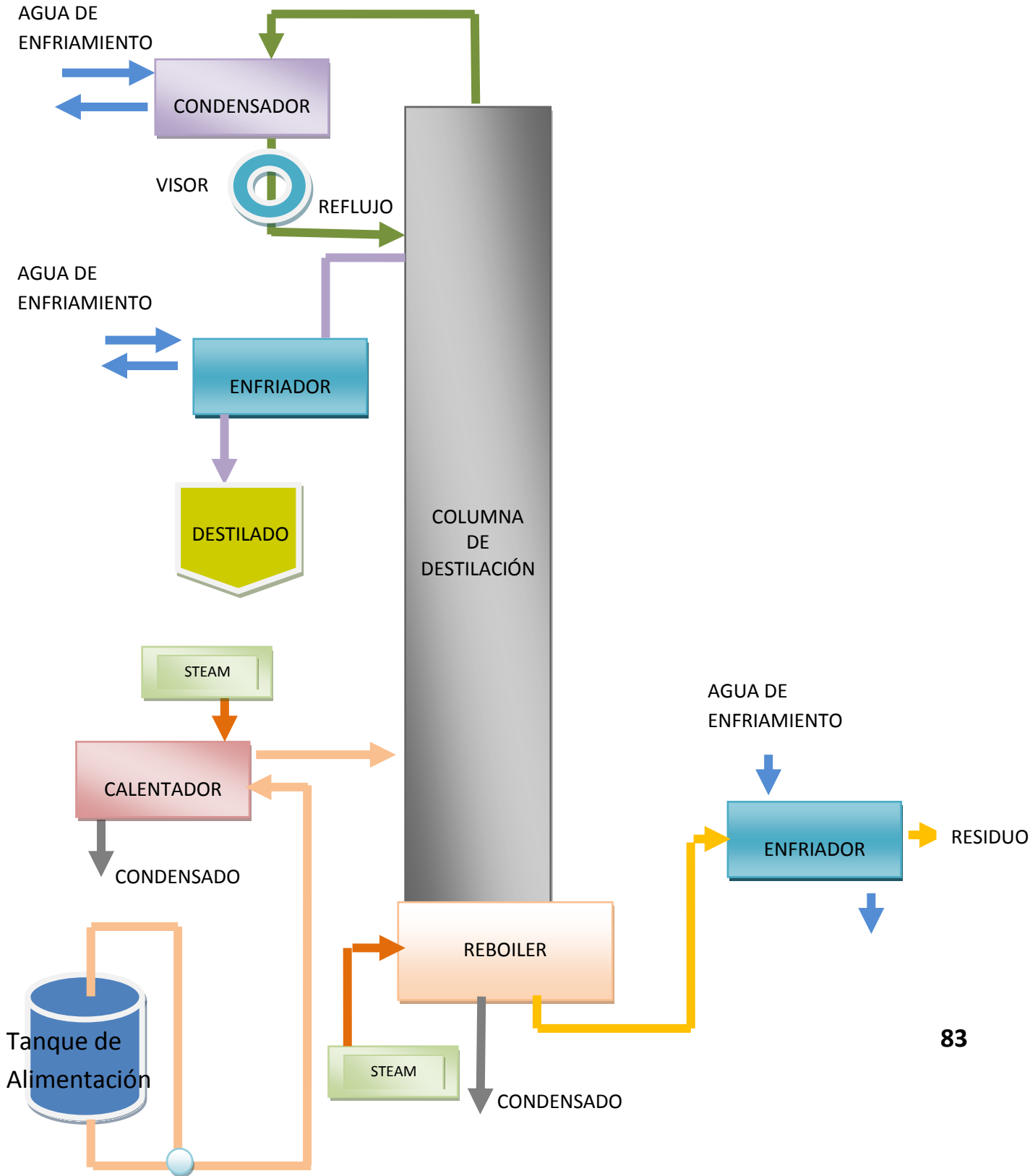
F	Alimento
X_F	Concentración de alimento
X_D	Concentración de destilado
X_W	Concentración de residuo
R	Reflujo

CONDICIONES DE OPERACIÓN

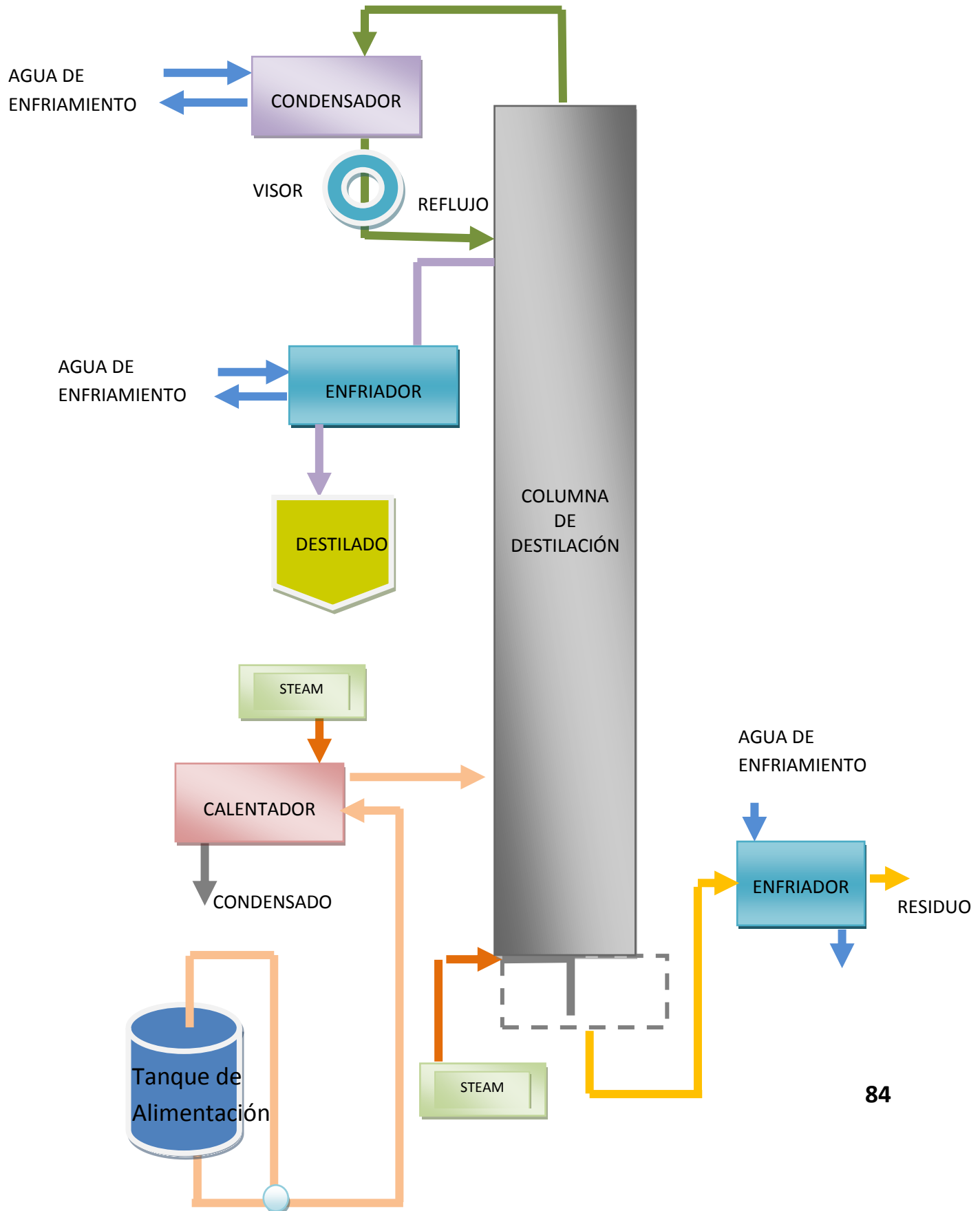
T	Temperatura
P	Presión

2.4. Diagrama de flujo del proceso de destilación continua con rectificación

Destilación continúa con calentamiento indirecto a través de un reboiler

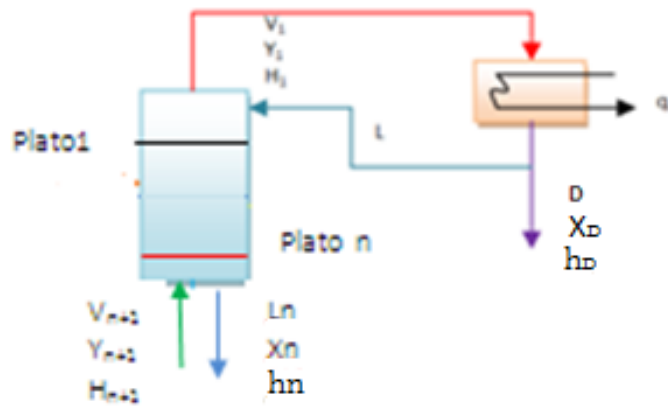


Destilación continúa con vapor directo



2.5. Balance de materia para el diseño

Balance de materia



Variables de proceso utilizadas en el diseño

Variables	%V/V
F	60 lt/hr
X_F	0.22
X_D	0.75
X_W	0.03
R	0.2

Balance Global de Materia

$$F = D + W \longrightarrow W = F - D$$

Balance de Materia para el componente más volátil

$$F X_F = D X_D + W X_W$$

$$F X_F = D X_D + (F - D) X_W$$

$$F X_F = D X_D + F X_W - D X_W$$

$$F X_F - F X_W = D X_D - D X_W$$

$$F(X_F - X_W) = D(X_D - X_W)$$

$$D = \frac{F(X_F - X_W)}{(X_D - X_W)}$$

Fracción molar Alimento X_F

$$\%V = 22$$

$$^\circ\text{GL} = 22$$

$$0.22 \frac{\text{cm}^3 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{cm}^3 \text{mezcla}} \times 0.8 \frac{\text{g C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{cm}^3 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}} \times \frac{\text{cm}^3 \text{mezcla}}{0.96 \text{g mezcla}} = 0.1833 \frac{\text{g C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{g mezcla}}$$

$$0.78 \frac{\text{cm}^3 \text{H}_2\text{O}}{\text{cm}^3 \text{mezcla}} \times 1 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{cm}^3 \text{H}_2\text{O}} \times \frac{\text{cm}^3 \text{mezcla}}{0.96 \text{g mezcla}} = 0.8125 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{g mezcla}}$$

$$X_F = \frac{\frac{0.1833}{46}}{\frac{0.1833}{46} + \frac{0.8125}{18}} = 0.08$$

Fracción molar Destilado X_D

$$\%V = 75$$

$$^{\circ}GL = 75$$

$$0.75 \frac{\text{cm}^3 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{cm}^3 \text{mezcla}} \times 0.8 \frac{\text{g C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{cm}^3 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}} \times \frac{\text{cm}^3 \text{mezcla}}{0.9 \text{ g mezcla}} = 0.666 \frac{\text{g C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{g mezcla}}$$

$$0.25 \frac{\text{cm}^3 \text{H}_2\text{O}}{\text{cm}^3 \text{mezcla}} \times 1 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{cm}^3 \text{H}_2\text{O}} \times \frac{\text{cm}^3 \text{mezcla}}{0.9 \text{ g mezcla}} = 0.277 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{g mezcla}}$$

$$X_D = \frac{\frac{0.666}{46}}{\frac{0.666}{46} + \frac{0.277}{18}} = 0.4847$$

Fracción molar del Residuo X_w

$$\%V = 3$$

$$^{\circ}GL = 3$$

$$0.03 \frac{\text{cm}^3 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{cm}^3 \text{mezcla}} \times 0.8 \frac{\text{g C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{cm}^3 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}} \times \frac{\text{cm}^3 \text{mezcla}}{0.98 \text{ g mezcla}} = 0.0244 \frac{\text{g C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{g mezcla}}$$

$$0.97 \frac{\text{cm}^3 \text{H}_2\text{O}}{\text{cm}^3 \text{mezcla}} \times 1 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{cm}^3 \text{H}_2\text{O}} \times \frac{\text{cm}^3 \text{mezcla}}{0.98 \text{ g mezcla}} = 0.989 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{g mezcla}}$$

$$X_w = \frac{\frac{0.0244}{46}}{\frac{0.0244}{46} + \frac{0.989}{18}} = 0.0096$$

Peso Molecular Promedio

$$M_F = (0.08)(46) + (0.92)(18)$$

$$M_F = 20.24 \text{ Kg/Kg mol}$$

Moles de alimento

$$60 \frac{\text{it}}{\text{hr}} \times 0.96 \frac{\text{kg}}{\text{it}} = 57.6 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$57.6 \text{ kg} \frac{\text{mol}}{20.24 \text{ kg}}$$

$$\text{Moles de } F = 2.84 \text{ mol/hr}$$

$$D = \frac{(2.84)(0.08 - 0.009)}{(0.4847 - 0.009)}$$

$$D = 0.423 \text{ mol/hr}$$

$$F = D + W$$

$$W = F - D$$

$$W = 2.84 - 0.423$$

$$W = 2.417 \text{ mol/hr}$$

$$V = L + D$$

$$R = L/D$$

$$L = RD$$

$$L = (0.2)(0.423)$$

$$L = 0.0846 \text{ mol/hr}$$

$$V = 0.0846 + 0.423$$

$$V = 0.5076 \text{ mol/hr}$$

2.6. Cálculo del número de platos teóricos

Para encontrar el número de platos teóricos observamos la gráfica de Entalpia-Concentración, los mismos son leídos de derecha a izquierda, uniendo las respectivas x, y.

Para la realización de estos cálculos se ha utilizado el Método de Ponchon y Savarit

Variables de diseño

Variables	Fracción molar
X_F	0.08
X_D	0.4847
X_W	0.0096
R	0.2

2.6.1. Balance de energía para el diseño

$$Fh_F + q_R = Dh_D + Wh_W + q_C$$

$$\text{Presión} = 14 + 14,7 = 28,7 \text{ psia}$$

$$\lambda = \frac{945,2 \text{ BTU}}{\text{lb}} \times \frac{0,252 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}}$$

$$\lambda = 238,19 \text{ kcal/lb}$$

$$m_{\text{condensado}} = 1,67 \text{ lt} \times \frac{\text{kg}}{\text{lt}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{\text{kg}} = 3,68 \text{ lb}$$

$$\frac{3,68 \text{ lb}}{5 \text{ min}} = \frac{0,736 \text{ lb}}{\text{min}}$$

$$q_R = m_{\text{cond}} \lambda$$

$$q_R = \frac{0,736 \text{ lb}}{\text{min}} \left(\frac{238,19 \text{ kcal}}{\text{lb}} \right)$$

$$q_R = \frac{175,30 \text{ kcal}}{\text{min}} \times \frac{\text{BTU}}{0,252 \text{ kcal}}$$

$$q_R = 695,79 \text{ BTU/min}$$

Diagrama de entalpia- concentración para el sistema Alcohol etílico- Agua
(Principio de Operaciones Unitarias, Foust)

h_F	h_D	h_W
$3020,83 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$	$3229,17 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$	$3437,5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$

$$q_C = Fh_F + q_R - Dh_D - Wh_W$$

$$q_C = (2,84)(3020,87) + 695,79 - (0,423)(3229,12) - (2,417)(3437,5)$$

$$q_C = 399,29 \text{ BTU/min}$$

2.6.2. Cálculo de M_D

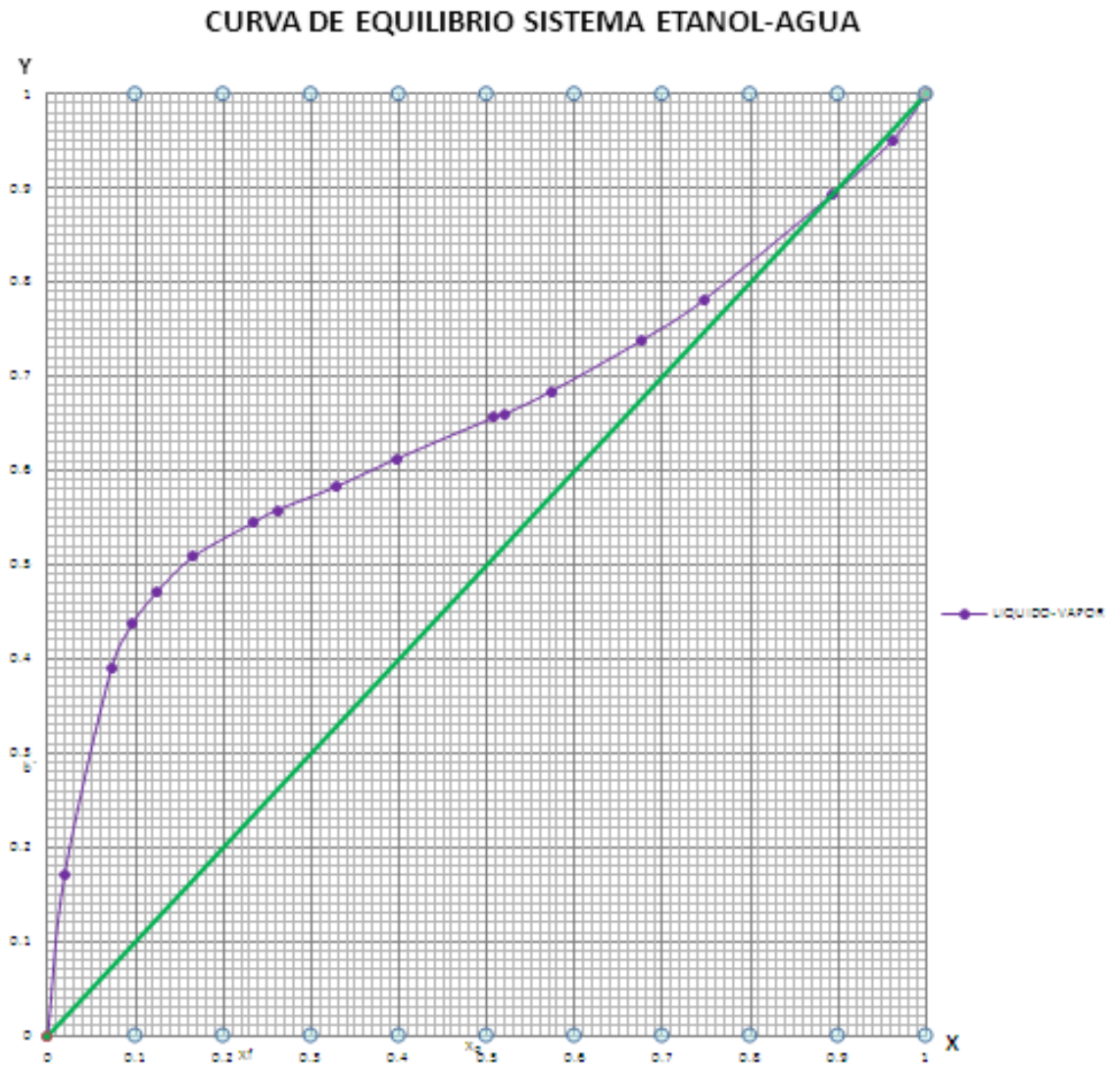
Para efectuar el cálculo de M_D , es necesario previamente elaborar los diagramas de equilibrio y de entalpia- concentración respectivamente.

Mediante le diagrama de equilibrio representamos la relación que existe entre la composición del líquido (x) y el vapor (y) que están en equilibrio a una presión y temperatura determinada.

Datos para el diagrama de equilibrio para el sistema: Alcohol etílico-Agua (Principios de Operaciones Unitarias, Foust, composiciones en fracción molar):

X	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
Y	0.44	0.52	0.58	0.61	0.68	0.70	0.78	0.82	0.9	1.0

Diagrama de Equilibrio sistema Alcohol etílico- Agua

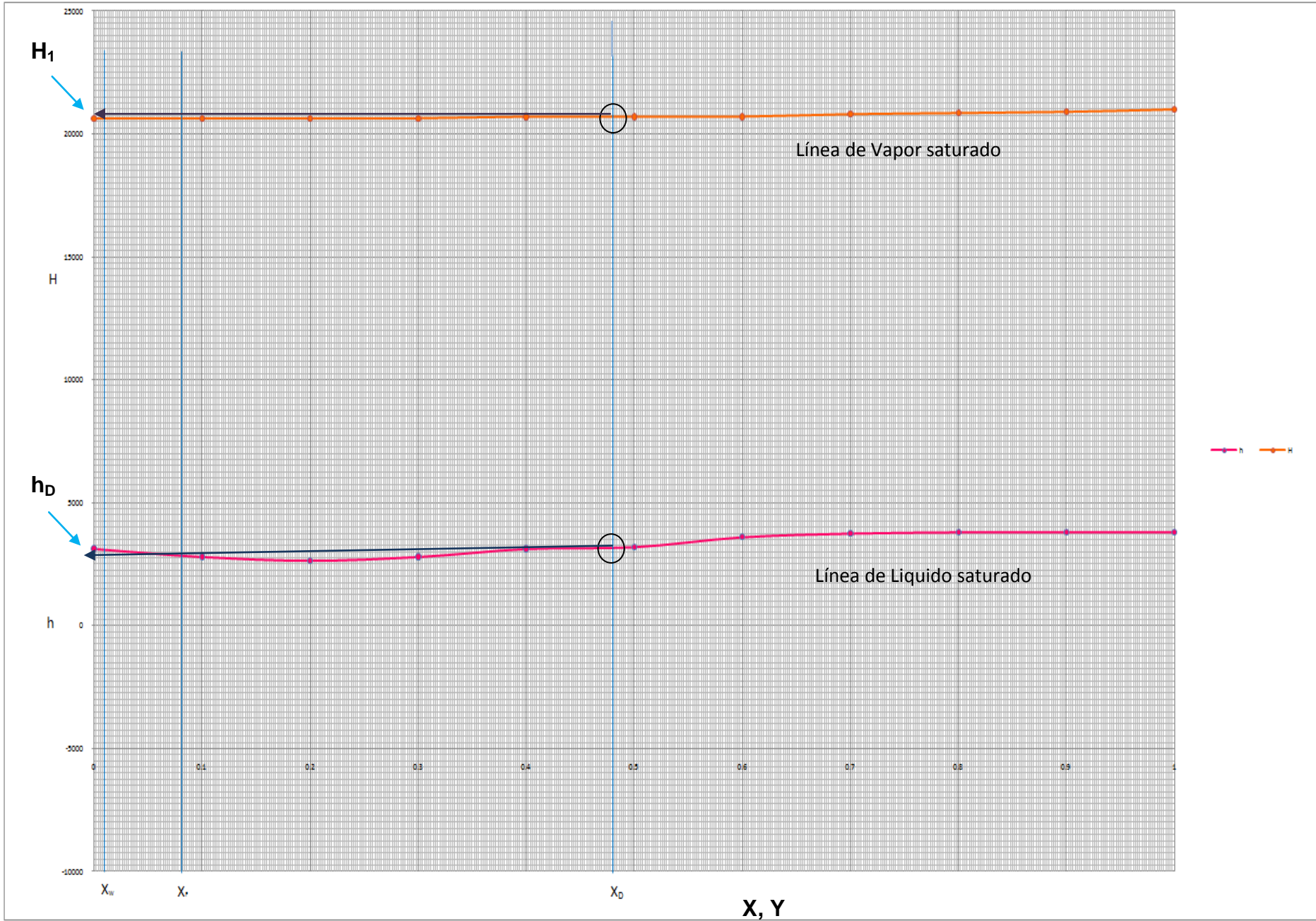


Datos para el diagrama de entalpia-concentración para el sistema: Alcohol etílico-Agua (Principios de Operaciones Unitarias, Foust):

X fracción molar	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
h Btu/lb mol	2800	2650	2800	3125	3200	3600	3750	3800	3800	3800

Y fracción molar	0.44	0.52	0.58	0.61	0.68	0.70	0.78	0.82	0.9	1.0
H Btu/lbmol	20625	20625	20630	20700	20700	20700	20800	20850	20900	21000

Diagrama entalpía-concentración sistema Alcohólico- Agua



Por medio del diagrama de entalpía- concentración del sistema alcohol etílico- agua, se determinan los datos de H_1 , h_D necesarios para el cálculo de M_D , de la siguiente manera:

- ❖ Ubicamos en el diagrama entalpía-concentración, el valor de la concentración de residuo (X_D) y trazamos una perpendicular en este punto de tal forma que corta la línea de líquido saturado, formada a partir de las coordenadas de (x, h) , con lo cual encontramos h_D , y su lectura se lo hace en la parte izquierda del diagrama.
- ❖ De la misma forma donde esta perpendicular corta la línea de vapor saturado formada a partir de las coordenadas de (y, H) , encontraremos el valor de H_1 , y de la misma forma su lectura se hace en la parte izquierda del diagrama.

Datos encontrados:

$$h_D = 3250 \text{ Btu/lbmol}$$

$$H_1 = 20750 \text{ Btu/lbmol}$$

$$M_D = h_D + (R+1)(H_1 - h_D)$$

$$M_D = 3250 + (0.2 + 1)(20750 - 3250)$$

$$M_D = 24250 \text{ Btu/lbmol}$$

Cálculo del número de platos mediante el diagrama entalpía-concentración sistema alcohol etílico- agua, utilizando el Método de Ponchon y Savarit

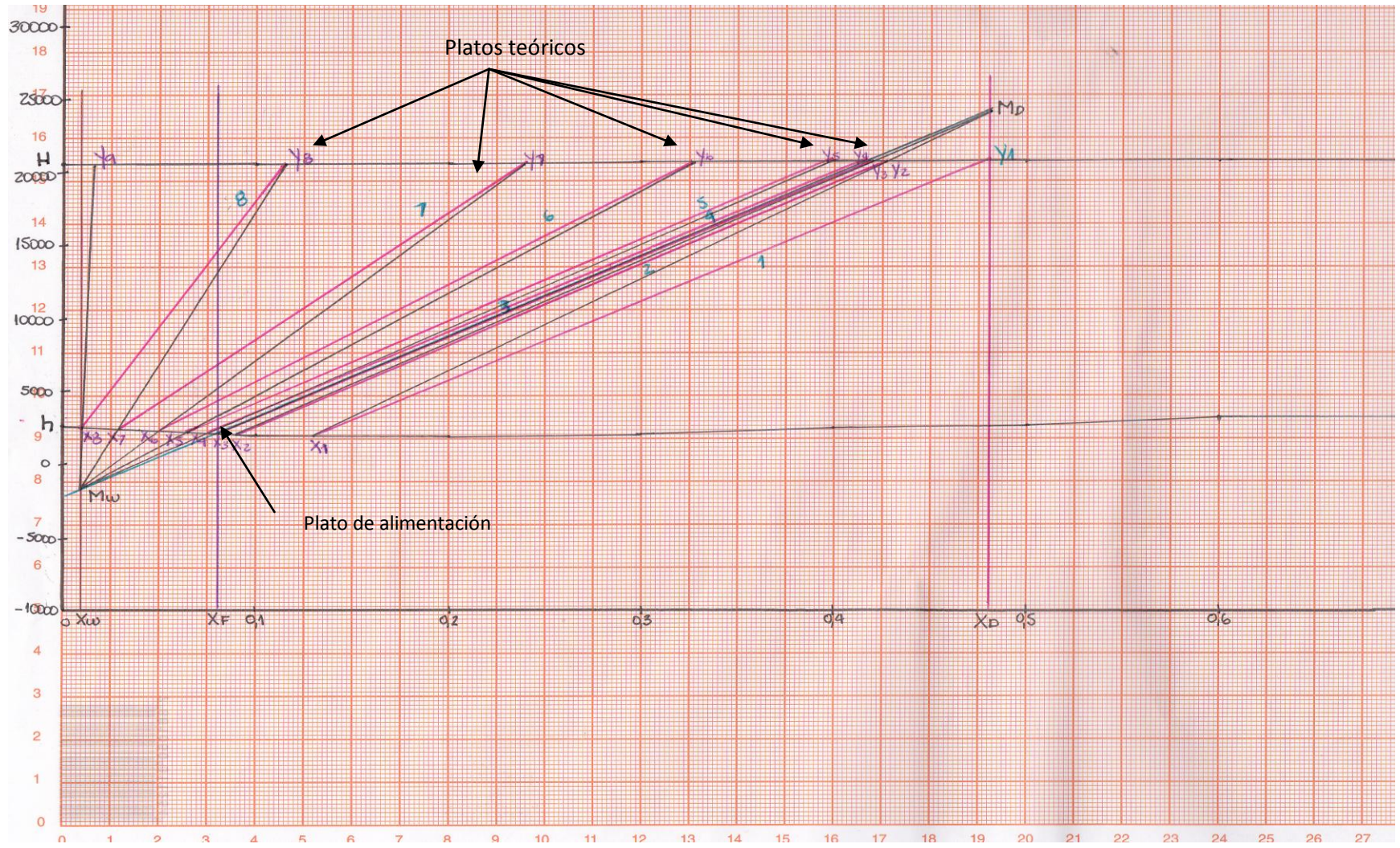
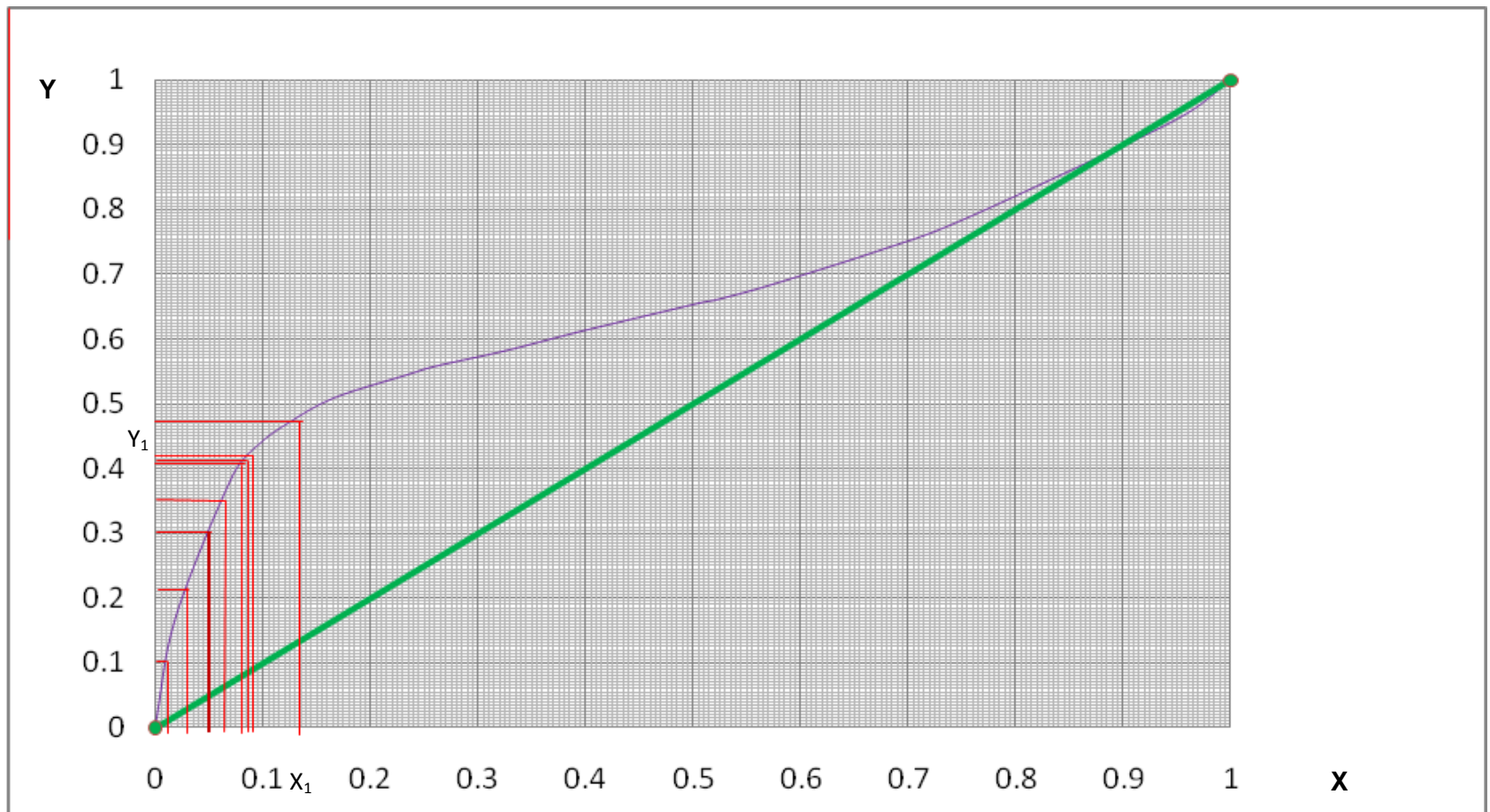


Diagrama de Equilibrio sistema Alcohol etílico- Agua

X	0.135	0.09	0.085	0.08	0.065	0.05	0.03	0.01
Y	0.48	0.427	0.42	0.419	0.36	0.31	0.22	0.11



Con la elaboración de ambos diagramas y con los datos obtenidos se puede determinar el número de platos teóricos el mismo que corresponde al número de líneas de operaciones diagonales, por lo tanto son 8 líneas de operación es decir 8 platos teóricos.

2.7. Cálculo del plato de alimentación

El plato de alimentación está determinado por el corte entre la línea de operación y la diagonal que une el punto M_w y M_D pasando por la concentración X_F del alimento, que en este caso corresponde al plato número 4

2.8. Cálculo de la eficiencia global

$$E = \frac{\text{\# platos teóricos}}{\text{\# platos reales}} \quad (\text{Ocontojo})$$

Volatilidad relativa del alcohol:

$$\alpha = \frac{P^\circ \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}{P^\circ \text{H}_2\text{O}}$$

Donde,

$P^\circ \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ = Presión de vapor del alcohol

$P^\circ \text{H}_2\text{O}$ = Presión de vapor de agua

Manual del Ingeniero Químico, Perry

$P^\circ \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	677.8 mm Hg
$P^\circ \text{H}_2\text{O}$	289.1 mm Hg

$$\alpha = \frac{677.8 \text{ mm Hg}}{289.1 \text{ mm Hg}}$$

$$\alpha = 2.34$$

Viscosidad media del alimento:

$$\mu_F = (\mu_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}) X_F + \mu_{\text{H}_2\text{O}} (1 - X_F)$$

Donde,

$\mu_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}$ = viscosidad del alcohol

$\mu_{\text{H}_2\text{O}}$ = viscosidad del agua

X_F = concentración del alimento, fracción peso

Manual del Ingeniero Químico, Perry

$\mu_{\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}}$	0.49 cp
$\mu_{\text{H}_2\text{O}}$	0.4 cp

$$\mu_F = (0.49)(0.1833) + (0.4)(1-0.1833)$$

$$\mu_F = 0.416$$

$$\alpha\mu = (2.34)(0.416)$$

$$\alpha\mu = 0.973$$

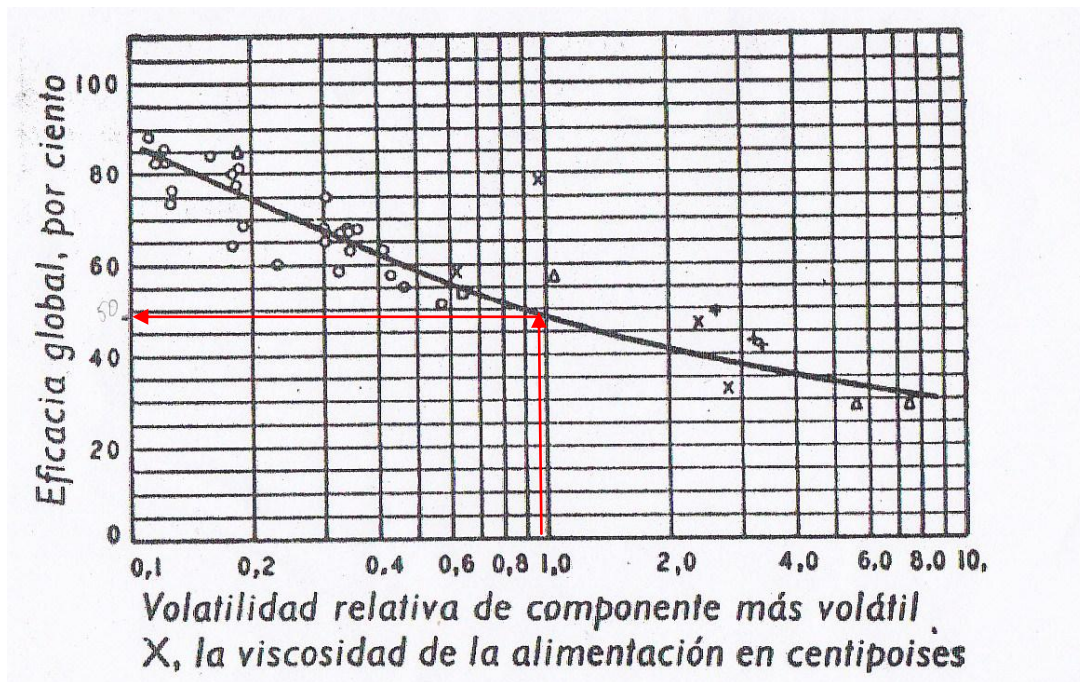


Fig. 48.- Correlación de las eficacias de los platos (H. E. O'Connell, Chem. Engrs).

La eficiencia global es determinada gráficamente interceptamos la curva de la misma con el producto de la volatilidad relativa del alcohol por la viscosidad media del alimento, obteniendo así:

$$\text{Eficiencia global} = 48\%$$

2.9. Cálculo del número de platos reales

$$\# \text{Platos Reales} = \frac{\# \text{ platos teóricos}}{\text{eficiencia global}}$$

El número de Platos teóricos se obtienen del gráfico realizado por el método de Ponchon y Savarit.

$$\# \text{Platos Reales} = \frac{8}{0.48}$$

$$\# \text{Platos Reales} = 16.66$$

El número de platos reales calculados es de: **17**

2.10. Cálculo del diámetro de una columna

$$D = \sqrt{\frac{4V (273+t)760}{\pi\mu 3600P}} \quad (\text{Ocontojo})$$

Donde,

D= Diámetro de la columna

t= temperatura media de los vapores

P= presión absoluta media, mm Hg

μ = velocidad de los vapores, m/seg

V= caudal del vapor kmol/hr

$$\mu = k \sqrt{\frac{\rho_L \cdot \rho_v}{\rho_v}} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{1/2} \quad (\text{McCabe})$$

Donde,

μ = velocidad de los vapores, m/seg

ρ_L = densidad del líquido, kg/m³

ρ_v = densidad del vapor, kg/m³

k= coeficiente

σ = tensión superficial del etanol a 20°C

El valor de K, es encontrado en la gráfica 21.29, McCabe, para lo cual se necesita previamente los siguientes cálculos:

$$\rho_v = \frac{\text{peso molecular etanol} \times 273}{22.4 \times (273 + \text{temperatura de ebullición de etanol})}$$

$$\rho_v = \frac{46 \times 273}{22.4 \times (273 + 80)}$$

$$\rho_v = 1.59 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad (\text{McCabe})$$

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1/2} = \frac{0.0846}{0.5076} \left(\frac{1.59}{780} \right)^{1/2}$$

$$\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1/2} = 0.0075$$

De la gráfica 21.29, McCabe extrapolamos el valor, prolongando la línea de las pulgadas del espaciado vs. el valor de $\frac{L}{V} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1/2}$ con lo que obtenemos un valor de:

Valor de k encontrado= 0.15

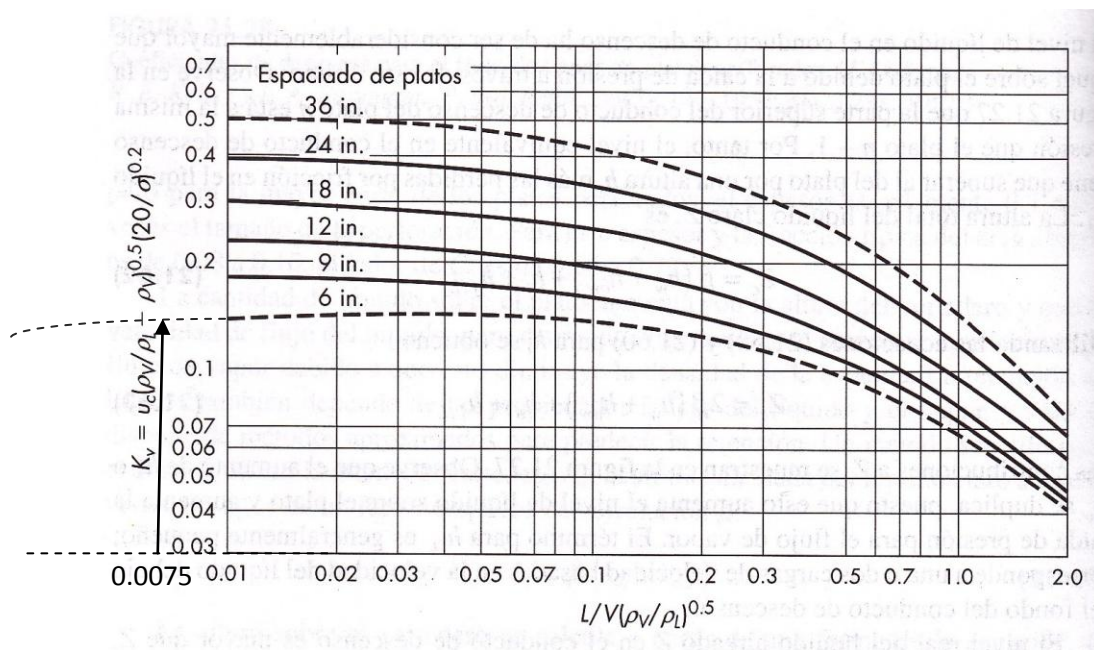


Fig. 49.- Determinación gráfica del coeficiente k (gráfica, Mc Cabe).\

$$\mu = 0.15 \sqrt{\frac{780 - 1.59}{1.59} \left(\frac{20.6}{20}\right)^{1/2}}$$

$$\mu = 3.31 \text{ m/seg}$$

Por lo tanto el diámetro será igual a:

$$D = \sqrt{\frac{4V(273+t)760}{\pi\mu 3600P}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4(0.5076)(273+95)760}{\pi(3.31)3600(760)}}$$

$$D = 0.1412 \text{ m}$$

$$D = 5.56 \text{ in} \approx 6 \text{ in}$$

2.11. Cálculo de la altura de una columna

h = # platos reales x distancia entre platos

Distancia entre platos, según tabla #6, pág. #153 de Treybal el espacio mínimo entre platos es de 6 in = 15.24 cm

$$h = 17 (0.1524)$$

$$h = 2.59 \text{ m} + \text{distancia del último plato a cabeza de columna}$$

$$h_{\text{Total}} = 2.59 + 0.1524$$

$$h_{\text{Total}} = 2.74 \text{ m}$$

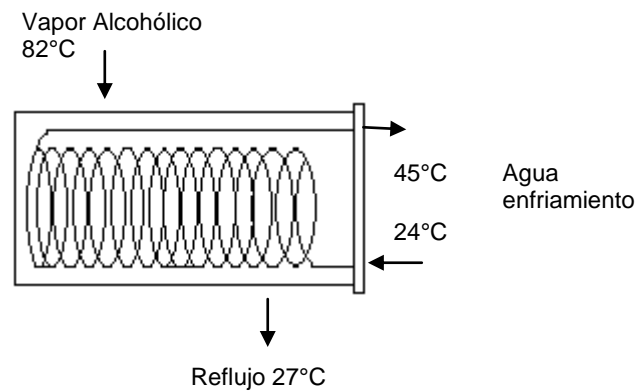
Resumen general del diseño:

	Valores
Número de Platos Teóricos	8
Número de Platos Reales	17
Eficiencia	48%
Distancia entre platos	15,24 cm
Diámetro	6 in
Altura de la columna	2,74m

2.12. Diseño de los intercambiadores

2.12.1. Cálculo del área de transferencia de calor

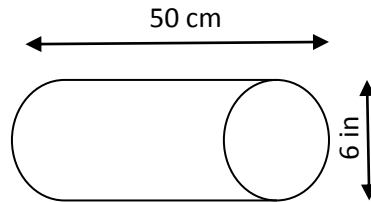
Condensador Total



Diámetro del serpentín:

$$D = \frac{3}{8} \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}}$$

$$D = 0.952 \text{ cm}$$



Área transversal:

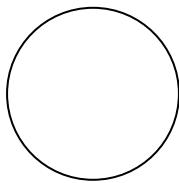
$$6 \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}} = 15,24 \text{ cm}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi (0.1524)^2}{4}$$

$$A = 0.0182 \text{ m}^2$$

Longitud de la circunferencia:



$$L = \pi D$$

$$L = \pi (0.0095 \text{ m})$$

$$L = 0,029 \text{ m}$$

Número de vueltas:

$$\frac{50 \text{ cm}}{0.95 \text{ cm}} = 53$$

Longitud del serpentín:

$$L = 0.029 \text{ m} \times 53$$

$$L = 1,53 \text{ m}$$

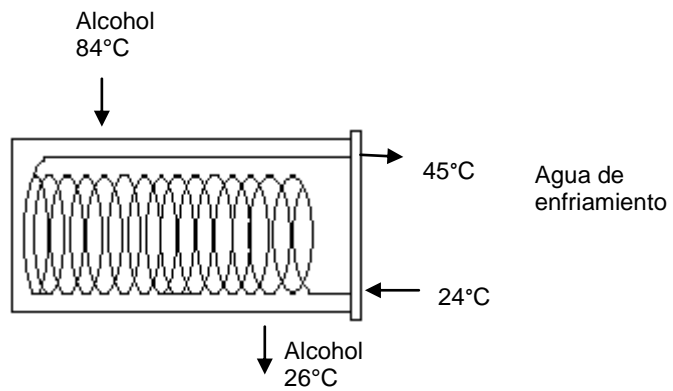
Área del serpentín:

$$A = \pi DL$$

$$A = \pi (0.0095\text{m})(1,53\text{m})$$

$$A = 0,046 \text{ m}^2$$

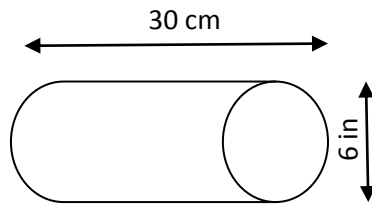
Enfriador de alcohol



Diámetro del serpentín:

$$D = \frac{3}{8} \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}}$$

$$D = 0.952 \text{ cm}$$



Área transversal:

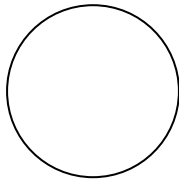
$$6 \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}} = 15,24 \text{ cm}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi(0.1524)^2}{4}$$

$$A = 0.0182 \text{ m}^2$$

Longitud de la circunferencia:



$$L = \pi D$$

$$L = \pi (0.0095\text{m})$$

$$L = 0,029 \text{ m}$$

Número de vueltas:

$$\frac{30\text{cm}}{0.95 \text{ cm}} = 32$$

Longitud del serpiente:

$$L = 0.029 \text{ m} \times 32$$

$$L = 0.928\text{m}$$

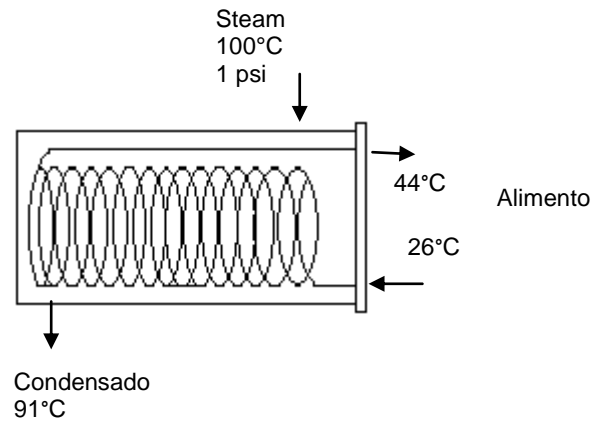
Área del serpiente:

$$A = \pi DL$$

$$A = \pi (0.0095\text{m})(0.928\text{m})$$

$$A = 0,027 \text{ m}^2$$

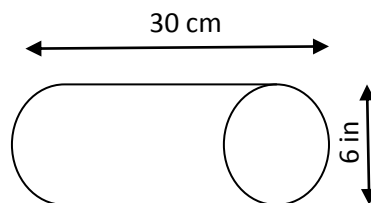
Calentador de alimento



Diámetro del serpentín:

$$D = \frac{3}{8} \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}}$$

$$D = 0.952 \text{ cm}$$



Área transversal:

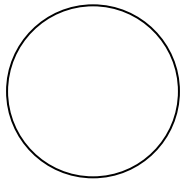
$$6 \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}} = 15,24 \text{ cm}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi(0.1524)^2}{4}$$

$$A = 0.0182 \text{ m}^2$$

Longitud de la circunferencia:



$$\begin{aligned}L &= \pi D \\L &= \pi (0.0095\text{m}) \\L &= 0,029 \text{ m}\end{aligned}$$

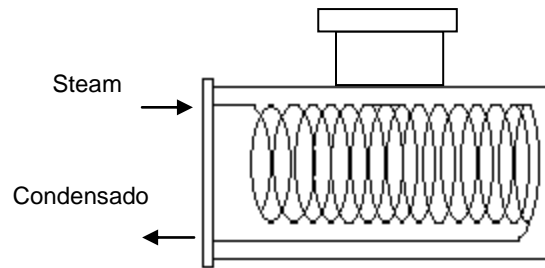
Número de vueltas: $\frac{30\text{cm}}{0.95\text{cm}} = 32$

Longitud del serpentín:

$$\begin{aligned}L &= 0.029 \text{ m} \times 32 \\L &= 0.928\text{m}\end{aligned}$$

Área del serpentín: $A = \pi DL$
 $A = \pi (0.0095\text{m})(0.928\text{m})$
 $A = 0,027 \text{ m}^2$

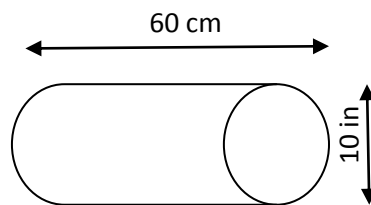
Reboiler



Diámetro del serpentín:

$$D = \frac{3}{8} \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}}$$

$$D = 0.952 \text{ cm}$$



Área transversal:

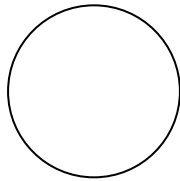
$$10 \text{ in} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}} = 25,4 \text{ cm}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi (0,254)^2}{4}$$

$$A = 0,050 \text{ m}^2$$

Longitud de la circunferencia:



$$L = \pi D$$

$$L = \pi (0.0095\text{m})$$

$$L = 0,029 \text{ m}$$

Número de vueltas: $\frac{60\text{cm}}{0.95\text{cm}} = 63$

Longitud del serpentín:

$$L = 0.029 \text{ m} \times 63$$

$$L = 1,82\text{m}$$

Área del serpentín: $A = \pi DL$

$$A = \pi (0.0095\text{m})(1,82\text{m})$$

$$A = 0,054 \text{ m}^2$$

Resumen general del diseño de los intercambiadores:

	Condensador total	Enfriador de alcohol	Calentador de alimento	Reboiler
Diámetro del serpentín	0,0095 m	0,0095 m	0,0095 m	0,0095 m
# de vueltas	53	32	32	63
Longitud del serpentín	1,53 m	0,928 m	0,928 m	1,82m
Área transversal	0,0182m ²	0,0182m ²	0,0182m ²	0,050m ²
Área del serpentín	0,046 m ²	0,027 m ²	0,027 m ²	0,054m ²

CAPÍTULO 3

3. CONSTRUCCIÓN

3.1. Construcción de la columna de destilación de platos perforados con alimentación directa de vapor

Una vez determinadas las condiciones de diseño, se procedió a la construcción de la columna con todos sus equipos, líneas de flujo, accesorios, y medidores de temperatura y presión.

3.1.1. Descripción detallada de la columna de destilación

Especificaciones

Columna de destilación

- ❖ Diámetro: 6 in
- ❖ Número de cuerpos: 6
- ❖ Longitud del cuerpo: 45 cm
- ❖ Número de platos: 17
- ❖ Tipo de plato: perforado
- ❖ Distancia entre platos: 15 cm
- ❖ Material: acero inoxidable de 2 mm
- ❖ Numero de platos por cuerpo: 3
- ❖ Altura de la columna: 2.74 m
- ❖ Volumen de la columna: 49.25 lt.

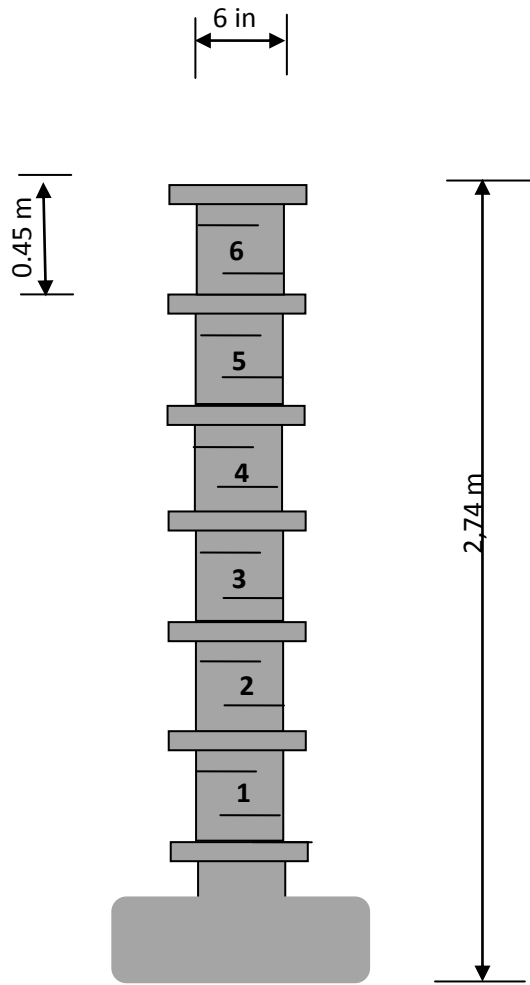


Fig. 50.- Diseño del cuerpo de la columna de destilación.



Fig. 51.- Cuerpos de la columna.



Fig. 52.- Vista superior del cuerpo de la columna.



Fig. 53.- Instalación de los cuerpos de la columna de destilación.



Fig. 54.- Columna de destilación montada en la estructura en el Laboratorio de Operaciones Unitarias.

Plato

- ❖ Diámetro: 6 in
- ❖ Material: acero inoxidable de 2 mm
- ❖ Perforaciones: 3/16"
- ❖ Número de perforaciones: 138
- ❖ Espacio entre perforaciones: 1/8"
- ❖ Diámetro del tubo de bajada: 3/4 "
- ❖ Longitud del tubo de bajada: 13 cm
- ❖ Altura del rebosadero: 1 in = 2.54cm

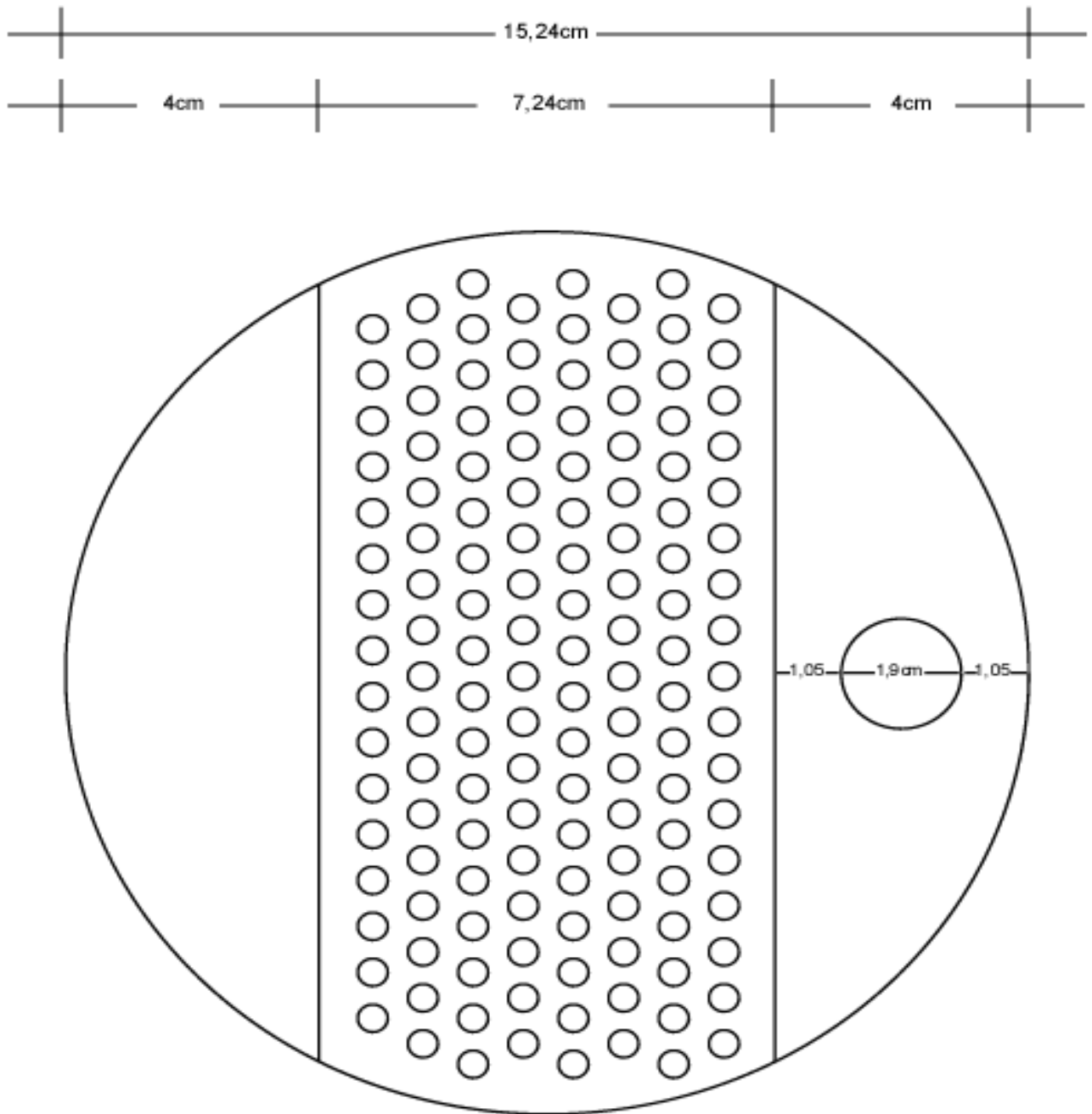


Fig. 55.- Plano del diseño de los platos de la columna de destilación.



Fig. 56.- Corte de los platos de la plancha de acero inoxidable de 2mm.



Fig. 57.- Construcción del plato de acero inoxidable.



Fig. 58.- Plato terminado de acero inoxidable.



Fig. 59.- Platos de acero inoxidable.



Fig. 60.- Plato colocado en el interior del cuerpo.

Bridas

- ❖ Diámetro: 9 in
- ❖ Material: Acero Inoxidable de ¼ in

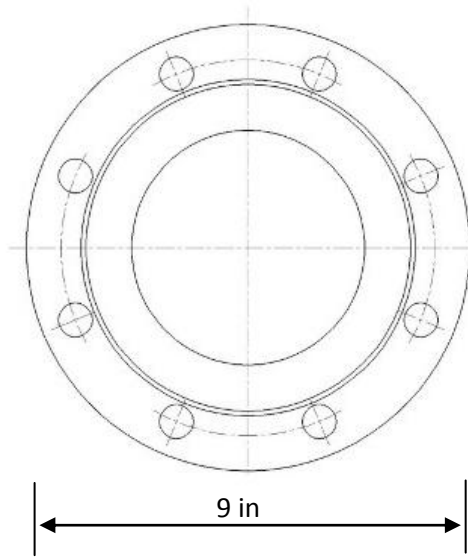


Fig. 61.- Plano del diseño de los bridas de la columna de destilación.



Fig. 62.- Bridas de acero inoxidable.

3.2. Construcción de los intercambiadores de calor

Especificaciones

Reboiler

- ❖ Diámetro: 10 in
- ❖ Longitud: 60 cm
- ❖ Material: acero inoxidable: 2 mm
- ❖ Volumen: 30.4 lt
- ❖ Serpentín de cobre de 3/8"
- ❖ 2 Bridas de Acero Inoxidable de 13 in de 1/4"
- ❖ Longitud del serpentín: 1,82 m

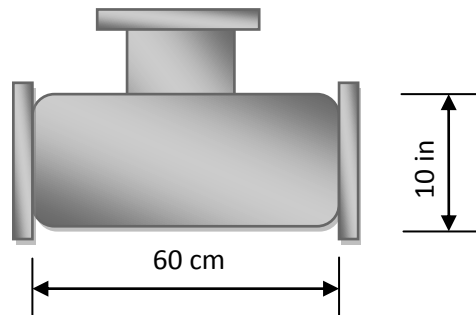


Fig. 63.- Diseño del cuerpo del reboiler.



Fig. 64.- Reboiler.

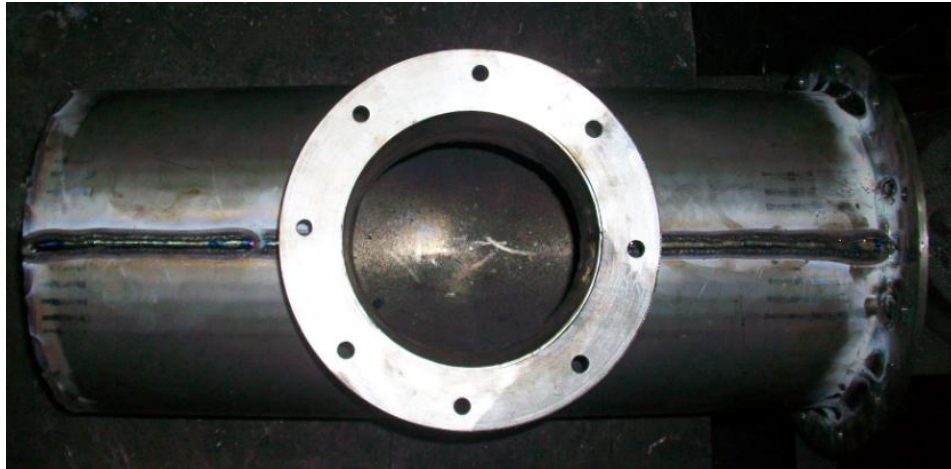


Fig. 65.- Vista superior del Reboiler.

Condensador total

- ❖ Diámetro: 6 in
- ❖ Longitud: 50 cm
- ❖ Material: acero inoxidable: 2 mm
- ❖ Volumen: 9.12 lt
- ❖ Serpentín de cobre de 3/8"
- ❖ 2 Bidas de Acero Inoxidable de 9 in de 1/4"
- ❖ Longitud del serpentín: 1.53 m



Fig. 66.- Condensador Total con visor en la parte inferior.



Fig. 67.- Serpentina de cobre de 3/8" en el interior del condensador total.

Enfriador - calentador

- ❖ Diámetro: 6 in
- ❖ Longitud: 30 cm
- ❖ Material: acero inoxidable: 2 mm
- ❖ Volumen: 5.47 lt
- ❖ Serpentin de cobre de 3/8"
- ❖ 2 Bridas de Acero Inoxidable de 9 in de 1/4"
- ❖ Longitud del serpentín: 0,928 m



Fig. 68.- Enfriador de alcohol.



Fig. 69.- Calentador de alimento.

3.3. Materiales y Costos

Costos de los materiales de construcción de la Columna de destilación.	\$ 4321,91
Costo de mano de obra	\$2000
Costo total de la columna instalada y funcionando.	\$6321,91

El detalle de los materiales utilizado y los costos de los mismos, así como el detalle de la mano de obra, se encuentran en el anexo 1.

3.4. Planos de los Equipos

3.5. Instalación de la columna construida y de sus equipos auxiliares, con sus líneas de proceso

Los pasos realizados fueron los siguientes:

1. Preparación e instalación de la base soportar el reboiler y la columna de destilación.
2. Anclaje de la base de la columna.
3. Instalación de los 6 cuerpos de la columna con sus respectivos empaques y pernos de acero inoxidable.
4. Montaje de la cabeza de la columna de destilación con empaques y pernos.
5. Construcción de la base para soportar el condensador total en la cabeza de la estructura.
6. Instalación del condensador total.
7. Instalación de la línea de 2" que sale de la cabeza de la columna de condensador total.
8. Instalación de la línea de steam de hierro negro de 1/2", con todos sus accesorios conectado a la válvula reguladora de presión.
9. Instalación de la línea de hierro negro de 1/2", de condensado con su trampa de vapor a la salida del reboiler.
10. Instalación del nivel de control del reboiler.
11. Instalación de la línea de hierro negro de 1/2" de steam al calentador de alimento.
12. Instalación de la salida del condensado del calentador con su trampa de vapor.
13. Instalación del tanque de alimentación plástico con su bomba de 1/2 hp al rotámetro de control con línea de PVC de 1/2 ".
14. Instalación de salida del alimento del rotámetro al calentador con línea de hierro galvanizado de 1/2".
15. Instalación de salida del alimento del calentador a la columna con línea de hierro galvanizado de 1/2".

16. Instalación de línea de $\frac{1}{2}$ " de acero inoxidable que sale del condensador total como reflujo a la cabeza de la columna.
17. Instalación del enfriador de alcohol de acero inoxidable con su respectiva base.
18. Instalación de la línea de producción de $\frac{1}{2}$ " de la cabeza de la columna al enfriador con sus respectivas válvulas de control.
19. Instalación de la línea de descarga de alcohol al enfriador.
20. Instalación de la línea de $\frac{1}{2}$ " de hierro galvanizado de producto de cola o residuo al enfriador.
21. Instalación de agua de enfriamiento de la torre de enfriamiento al condensador total y al enfriador de alcohol con línea de PVC de $\frac{1}{2}$ ".
22. Instalación de línea de hierro galvanizado de $\frac{1}{2}$ ", del agua caliente a salida del enfriador y el calentador total a la torre de enfriamiento.
23. Acondicionamiento y pintada final de la estructura y soporte de la columna de destilación.



Fig.70.- Construcción del soporte del reboiler.



Fig.71.- Cuerpos de la columna, platos y cabeza de la columna de destilación.



Fig.72.- Platos de acero inoxidable y serpentines de cobre de 3/8".



Fig.73.- Limpieza de los equipos previa a la instalación.



Fig.74.- Colocación de empaques entre bridas.



Fig.75.- Unión de los cuerpos.



Fig.76.- Colocación del reboiler y el primer cuerpo de la columna de destilación.



Fig.77.- Instalación del nivel del reboiler.



Fig.78.- Montaje de todos los cuerpos de la columna.

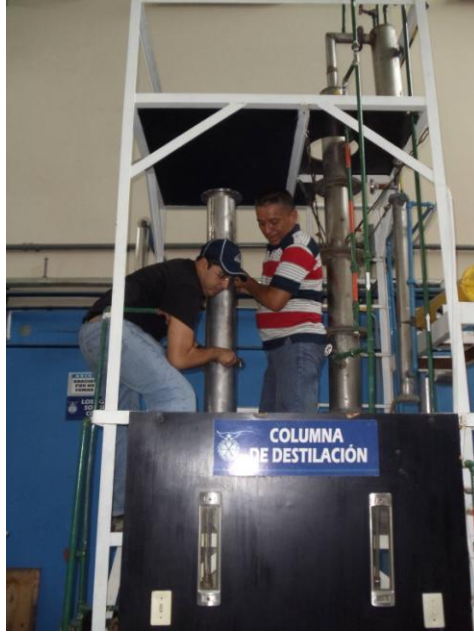


Fig. 79.- Montaje de los cuerpos en la estructura.



Fig. 80.- Colocación de la cabeza de la columna.



Fig.81.- Ajuste de los pernos de la columna y unión al condensador total.



Fig.82.- Instalación del tanque de alimentación y la bomba.



Fig. 83.- Instalación de las líneas de steam al reboiler, y calentador del alimento.



Fig.84.- Instalación de válvulas de vapor, accesorios y manómetros de presión.



Fig. 85.- Instalación de las líneas de agua de enfriamiento a los enfriadores y condensador.



Fig. 86.- Instalación de las líneas de alcohol y reflujo a la columna.



Fig. 87.- Columna de destilación instalada con todos sus cuerpos, líneas, accesorios y medidores de flujo.

CAPÍTULO 4

4. PUESTA EN MARCHA

4.1. Pruebas de operación del equipo

Una vez que se instaló la columna de destilación con todos sus equipos, líneas auxiliares y termómetros, válvulas, manómetros, etc. Se procedió a realizar las pruebas en blanco para verificar que no existan fugas tanto en el equipo principal como en los secundarios y líneas de proceso. Luego de esta prueba en blanco se realizaron pruebas preliminares para obtener datos de trabajo como presiones, temperaturas, etc.

Verificando que los equipos de control como manómetros, rotámetros, termómetros, válvulas reguladoras de presión se encuentren funcionando satisfactoriamente, estando el equipo listo para realizar las pruebas preliminares.

4.2. Obtención del estado estacionario

El estado estacionario o estado de producción fue determinado una vez que se realizaron todas las pruebas experimentales y a partir de las mejores pruebas se encontraron las variables de proceso que permitirán que opere eficientemente el equipo construido.

Variables de trabajo óptimos obtenidos en destilación continua, utilizando calentamiento indirecto a través de un reboiler:

Presión de trabajo para calentar el reboiler: 14 psi

Temperatura de ebullición de la mezcla: 100°C

Temperatura del alimento caliente: 44°C

Temperatura del vapor alcohólico en la cabeza de la columna: 82°C

Presión de vapor al calentador del alimento: 1psi

Temperatura del reflujo: 27°C

Variables de trabajo óptimos obtenidos en destilación continua, utilizando calentamiento directo:

Presión de trabajo para calentar el reboiler: 1 psi

Temperatura de ebullición de la mezcla: 101°C

Temperatura del alimento caliente: 35 °C

Temperatura del vapor alcohólico en la cabeza de la columna: 82°C

Presión de vapor al calentador del alimento: 1psi

Temperatura del reflujo: 30°C

4.3. Manual de operación del equipo

Destilación con calentamiento con reboiler

1. Preparar la solución al 22% volumen utilizando una mezcla alcohol etílico-agua
2. Colocar el alimento en el tanque de plástico de 55 galones
3. Encender el caldero y regular la presión en 50 psi.
4. Encender la bomba del alimento y alimentar la columna en el plato seleccionado
5. Revisar que el nivel del líquido en el reboiler este aproximadamente en la tercera parte
6. Abrir la llave que purga el condensado de la línea de vapor que va a alimentar la columna.
7. Dar paso al vapor a través de la válvula reguladora de presión al reboiler de la columna
8. Regular lentamente la válvula a fin de que la mezcla se caliente paulatinamente

9. Abrir la purga de la cabeza de la columna a fin de eliminar los gases incondensables y poder observar la salida del vapor alcohólico.
10. Prender la torre de enfriamiento, dando arranque inicialmente al motor del extractor de la cabeza de la torre y posteriormente la bomba que va a enviar el agua de enfriamiento a condensador total, al enfriador de alcohol y al enfriador del producto de cola.
11. Controlar la temperatura de ebullición de la mezcla con el termómetro situado en la base de la columna, la misma que debe estar alrededor de 100 °C, la cual estará fijada con la válvula reguladora de presión.
12. La solución contenida en el reboiler comenzara a ebullición ascendiendo el vapor alcohólico a través de los platos de la columna hasta salir por la purga de la cabeza.
13. Encender la bomba de alimentación y fijar en el rotámetro una altura de trabajo alrededor de 8 a 10, alimentado por el plato número 4 de manera continua.
14. Abrir la válvula que da paso al vapor de agua al calentador de alimento a fin de que esta entre caliente a la columna a una temperatura aproximada de 60°C a 70°C.
15. Una vez que el vapor sale de la purga de forma continua, cerrar a válvula, lo que obligara que el vapor pase al condensador total, donde se condensara y se podrá observar a través del visor el condensado que se está produciendo, el mismo que será reflujado totalmente hasta la cabeza de la columna.
16. Abrir la válvula de producción de destilado lentamente, el mismo que pasara a través del enfriador siendo recogido en un recipiente adecuado.
17. Abrir la válvula de producto de cola a fin de que pase a través del enfriador y sea recogido en un recipiente.
18. Tomar muestras del destilado y medir su grado alcohólico, temperatura y densidad.

19. Tomar muestras del residuo y medir su grado alcohólico, temperatura y densidad.
20. Cuando el grado alcohólico de destilado y de residuo se repite quiere decir que se ha alcanzado el estado estacionario o de producción, la columna puede continuar operando siempre que se mantenga las condiciones de proceso.
21. Tomar datos experimentales: temperatura de cabeza de la columna, temperatura de alcohol que sale del condensador total, temperatura que entra de destilado al enfriador, temperatura de base de la columna, temperatura de calentador del alimento, presión de trabajo.
22. Determinar la masa del condensado que sale del reboiler
23. Determinar la masa de condensado que sale del calentador de alimento y la presión de vapor.
24. Anotar la altura a la cual trabaja el rotámetro de alimento.
25. Determinar la cantidad de reflujo que está retornando a la columna.
26. Una vez tomadas las variables de proceso se puede proceder a apagar la unidad para lo que se realizaran los siguientes pasos:
 - 26.1. Cerrar la entrada de vapor al calentador de alimento.
 - 26.2. Apagar la bomba de alimento de la solución.
 - 26.3. Cerrar la válvula de control de rotámetro.
 - 26.4. Dejar que destile por un tiempo aproximado de 10 minutos la solución contenida en el reboiler.
 - 26.5. Cerrar la alimentación de vapor al reboiler.
 - 26.6. Apagar el caldero.
 - 26.7. Apagar la torre de enfriamiento.
 - 26.8. Medir el volumen, grado alcohólico y temperatura del destilado obtenido.
 - 26.9. Medir el volumen, grado alcohólico y temperatura del residuo obtenido.

Destilación con calentamiento con vapor directo

1. Los pasos que se siguen son los mismos que con el calentamiento con reboiler a excepción del paso numero 7, y en lugar de este se da paso al vapor a través de la válvula reguladora de presión al vapor de agua que va a ser alimentado a la base de la columna entrando en contacto directo con la solución de alcohol, por lo tanto no será necesario el paso número 22 en el cual se determina la masa de condensado que sale del reboiler.

CAPÍTULO 5

5. PRUEBAS EXPERIMENTALES

5.1. Mezcla líquida a utilizar en las distintas pruebas experimentales

La mezcla a utilizar en las diferentes prácticas es una mezcla binaria formada por agua y alcohol etílico a diferentes concentraciones.

5.2. Características y propiedades de la mezcla

El sistema a tratar es una mezcla binaria formada por alcohol etílico-agua que tiene las siguientes características:

- ❖ Estas muestras tienen bajo puntos de ebullición, el alcohol a 80°C y el agua a 100°C.
- ❖ Sus componentes no se pueden separar a una total pureza ya que a una concentración de 96°GL aproximadamente a 0.9 fracción molar se forma un azeótropo, es decir una mezcla de punto de ebullición constante ósea que la composición del vapor que se desprende de la mezcla a separar es la misma que la del líquido hirviendo.

5.3. Datos experimentales obtenidos

A continuación se presentan las tablas de las pruebas experimentales realizadas para la obtención de alcohol etílico rectificado de destilación.

5.4. Tablas de resultados

Prueba #1
Calentamiento con reboiler
Fecha: 3 de junio del 2011
Hora de inicio: 10:25

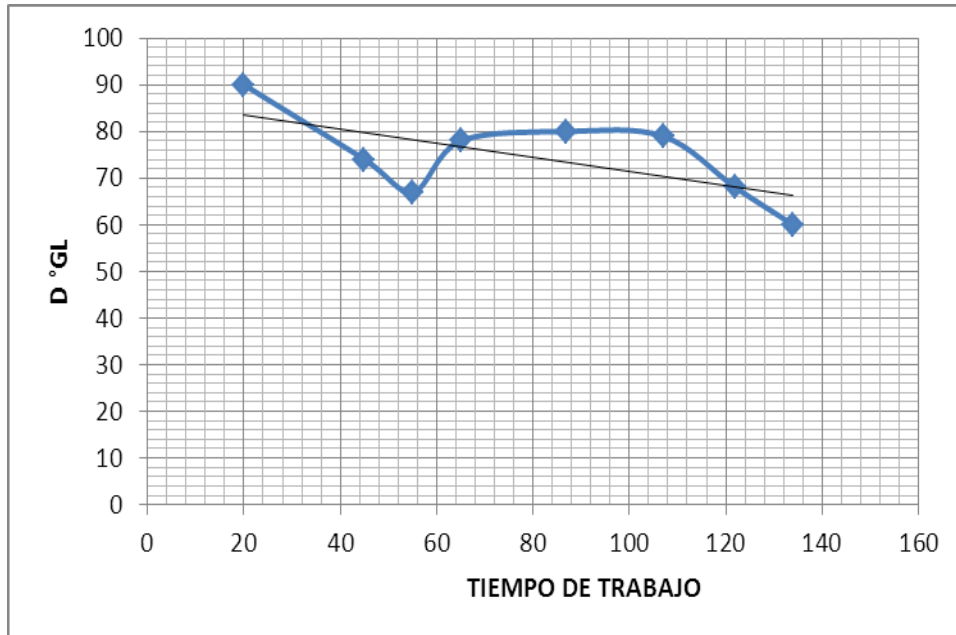
HORA	D (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	W (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	TIEMPO DE TRABAJO (min)
11:10	74	30	0,8	10	26	0,98	45
11:20	67	28	0,86	10	26	0,98	55
11:30	78	28	0,88	10	26	0,98	65
11:52	80	18	0,9	10	16	0,98	87
12:12	79	28	0,8	14	32	0,98	107
12:27	68	30	0,9	15	40	0,98	122
12:39	60	30	0,92	13	32	0,97	134

Altura del rotámetro	8
-----------------------------	----------

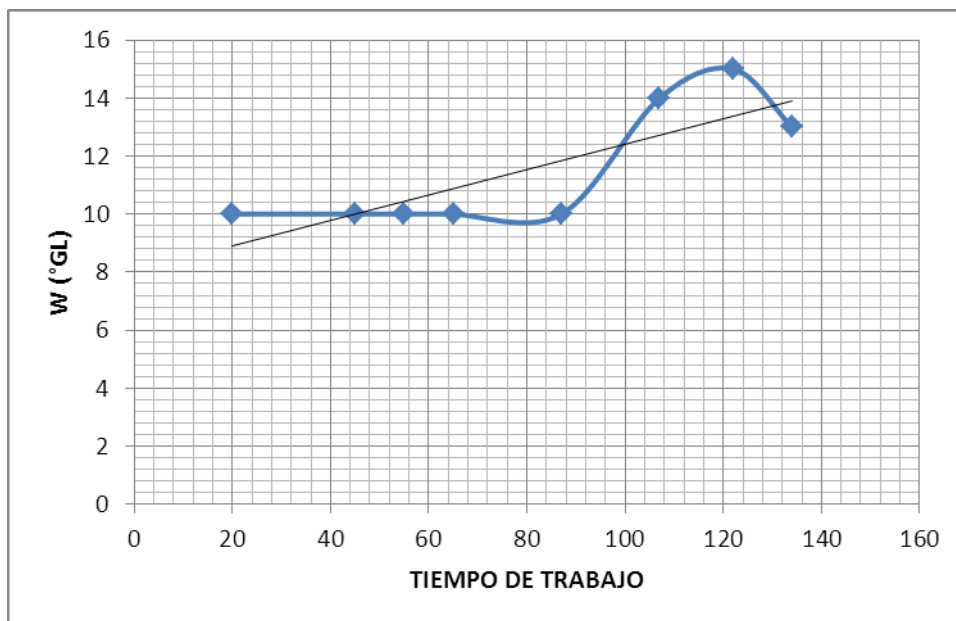
Condiciones experimentales

	°GL	T (°C)	ρ (g/cc)
F	22	26	0.97

P (psi)	T cab	T base	T enf
18	108	110	108
18	102	116	104
10	98	108	100



Grafica 1.- Prueba #1: Concentración de Destilado vs. Tiempo de trabajo.



Grafica 2.- Prueba #1: Concentración de residuo vs. Tiempo de trabajo

Prueba #2
Calentamiento con reboiler
Fecha: 3 de junio del 2011
Hora de inicio: 8:57

HORA	D (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	W (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	TIEMPO DE TRABAJO (min)
9:25	84	26	0,85	10	25	0,98	28
9:34	85	24	0,84	10	27	0,98	37
9:45	79	24	0,86	10	25	0,98	48
9:55	60	25	0,92	15	56	0,97	58
10:00	62	27	0,9	10	28	0,98	63
10:15	70	26	0,93	10	26	0,97	78
10:31	68	29	0,9	8	25	0,97	94
10:45	80	27	0,85	7	26	0,97	108
11:15	74	27	0,83	10	54	0,96	138
11:21	60	27	0,87	11	37	0,98	144
11:25	70	27	0,87	10	35	0,98	148
11:35	76	27	0,85	10	31	0,98	158
11:46	74	26	0,88	10	31	0,98	169
12:00	75	28	0,85	10	31	0,98	183

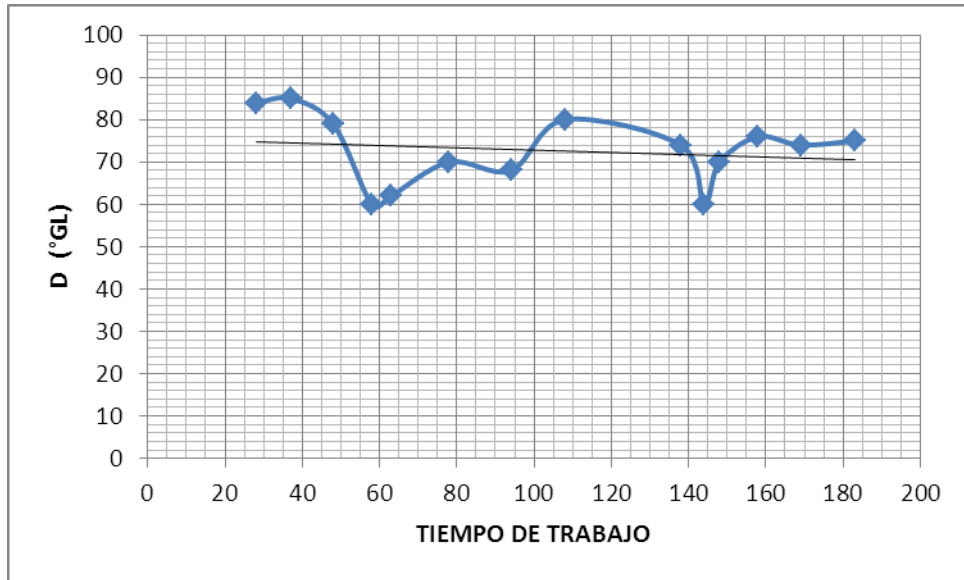
Altura del rotámetro	8
-----------------------------	----------

Condiciones experimentales

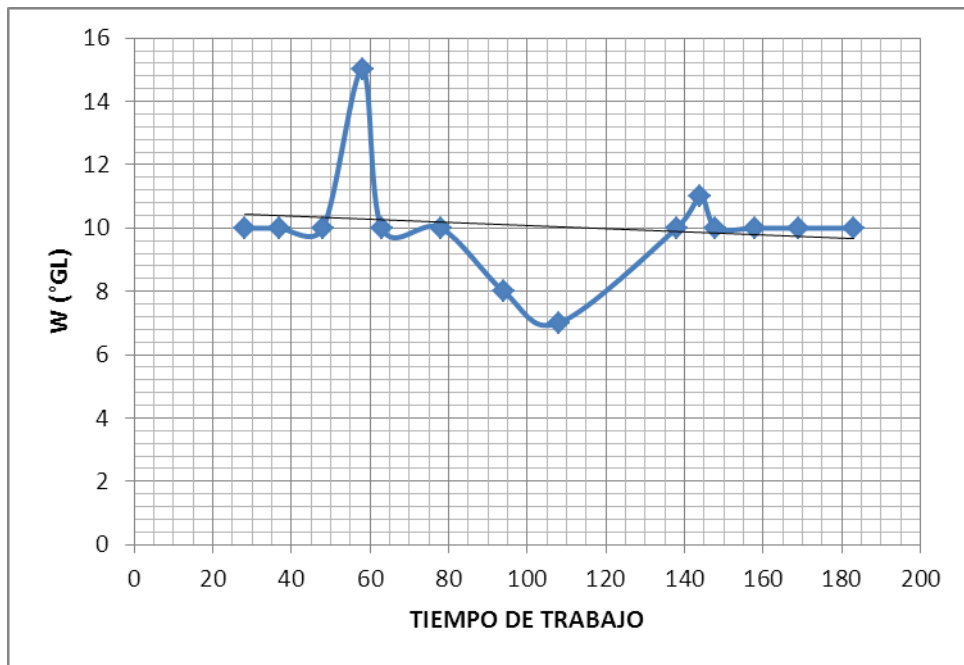
	°GL	T (°C)	ρ (g/cc)
F	15	27	0.97

P (psi)	T cab	T base	T enf
13	98	108	100
20	90	112	96

	PRODUCCIÓN	GRADOS °GL	T (°C)	ρ (g/cc)
D	2,4 lt	70	27	0,86
W	40 lt	9	36	0,97



Grafica 3.- Prueba #2 Concentración de Destilado vs. Tiempo de trabajo.



Grafica 4.- Prueba #2: Concentración de residuo vs. Tiempo de trabajo

Prueba #3
Calentamiento con reboiler
Fecha: 6 de junio del 2011
Hora de inicio: 8:20

HORA	D (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	W (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	TIEMPO DE TRABAJO (min)
8:57	61	31	0.96	7	26	0.98	37
9:10	70	26	0.96	7	29	0.98	50
9:30	71	26	0.97	7	29	0.98	70
9:45	64	26	0.97	6	32	0.98	85
10:10	51	30	0.95	9	31	0.98	110
10:20	58	29	0.26	7	40	0.98	120
10:30	52	30	0.95	9	38	0.98	130
10:50	58	28	0.96	7	37	0.98	150

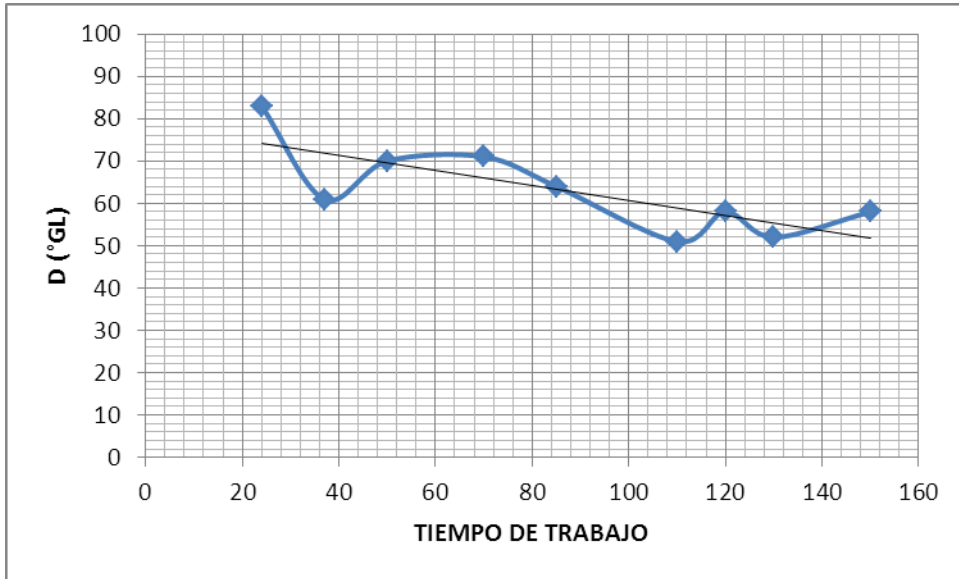
Altura del rotámetro	8
-----------------------------	----------

Condiciones experimentales

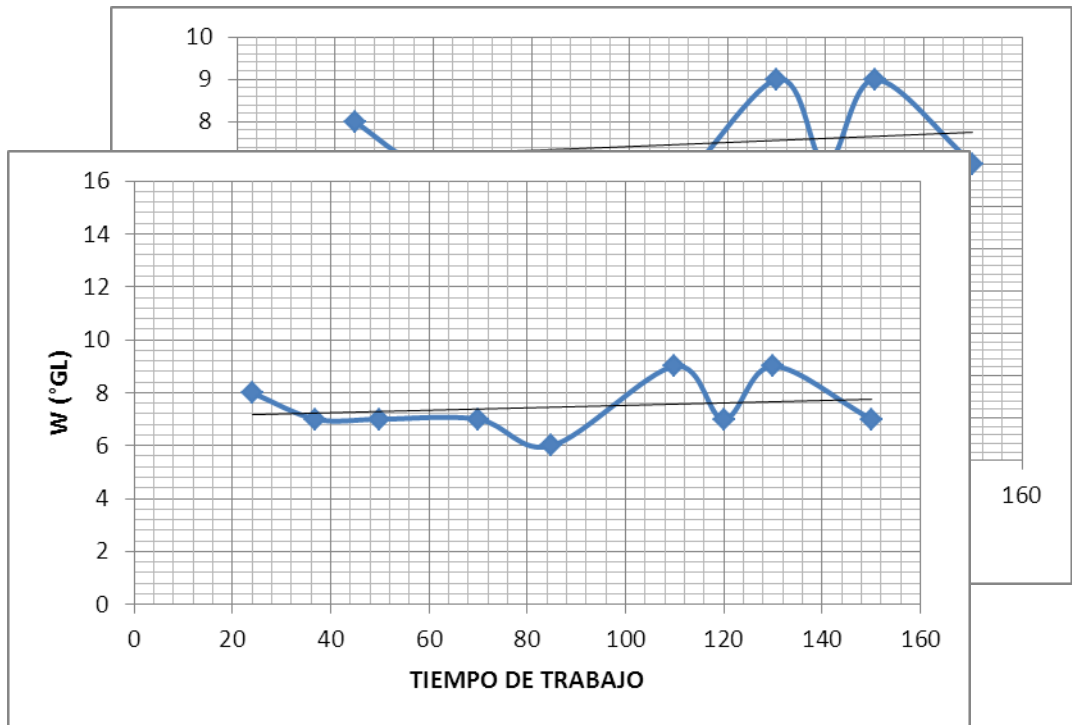
	°GL	T (°C)	ρ (g/cc)
F	15	27	0.97

P (psi)	T cab	T base	T enf
15	98	102	92
20	100	106	100
20	98	110	100
20	102	110	102
20	104	110	102
20	103	110	102

	PRODUCCIÓN	GRADOS °GL	T (°C)	ρ (g/cc)
D	5 lt	60	27	0,87
W	40 lt	7	30	0,97



Grafica 5.- Prueba #3 Concentración de Destilado vs. Tiempo de trabajo.



Grafica 6.- Prueba #3: Concentración de residuo vs. Tiempo de trabajo

Prueba #4
Calentamiento con reboiler
Fecha: 10 de junio del 2011
Hora de inicio: 9:30

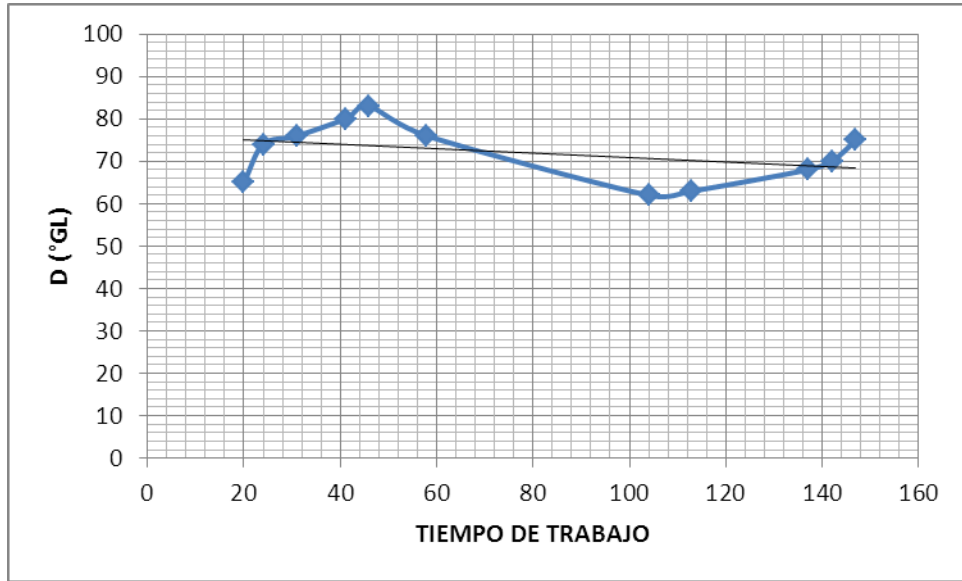
HORA	D (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	W (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	TIEMPO DE TRABAJO (min)
9:57	65	27	0,87	7	28	0,97	20
10:01	74	28	0,87	5	28	0,97	24
10:08	76	27	0,87	5	28	0,97	31
10:18	80	27	0,87	5	28	0,97	41
10:23	83	27	0,87	5	28	0,97	46
10:35	76	29	0,86	6	40	0,96	58
11:21	62	29	0,86	6	40	0,96	104
11:30	63	29	0,86	6	42	0,96	113
11:54	68	28	0,87	3	29	0,97	137
11:59	70	28	0,87	3	29	0,97	142
12:04	75	28	0,87	3	29	0,97	147

Altura del rotámetro	8
-----------------------------	----------

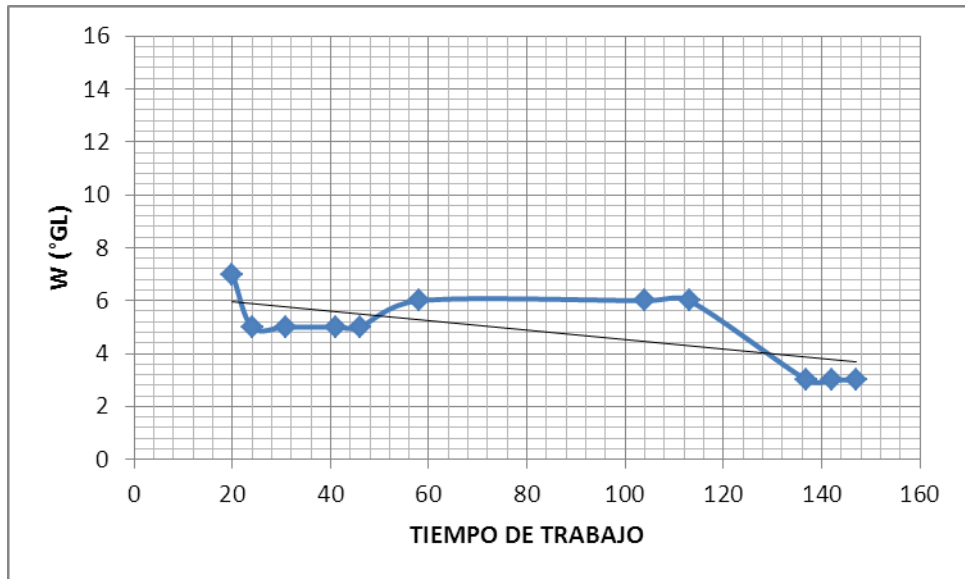
Condiciones experimentales

	°GL	T (°C)	ρ (g/cc)
F	15	28	0.97

P (psi)	T cab	T base	T enf
16	88	102	92
16	90	102	90
16	88	102	88
16	84	102	86
16	92	100	94
18	94	100	96
20	92	102	93
20	92	102	93
20	89	102	90



Grafica 7.- Prueba #4 Concentración de Destilado vs. Tiempo de trabajo.



Grafica 8.- Prueba #4: Concentración de residuo vs. Tiempo de trabajo

	PRODUCCIÓN	GRADOS °GL	T (°C)	ρ (g/cc)
D	10,5 lt	63	29	0,91
W	40 lt	4	36	0,97

Prueba # 5
Calentamiento con vapor directo
Fecha: 10 de junio del 2011
Hora de inicio: 12:40

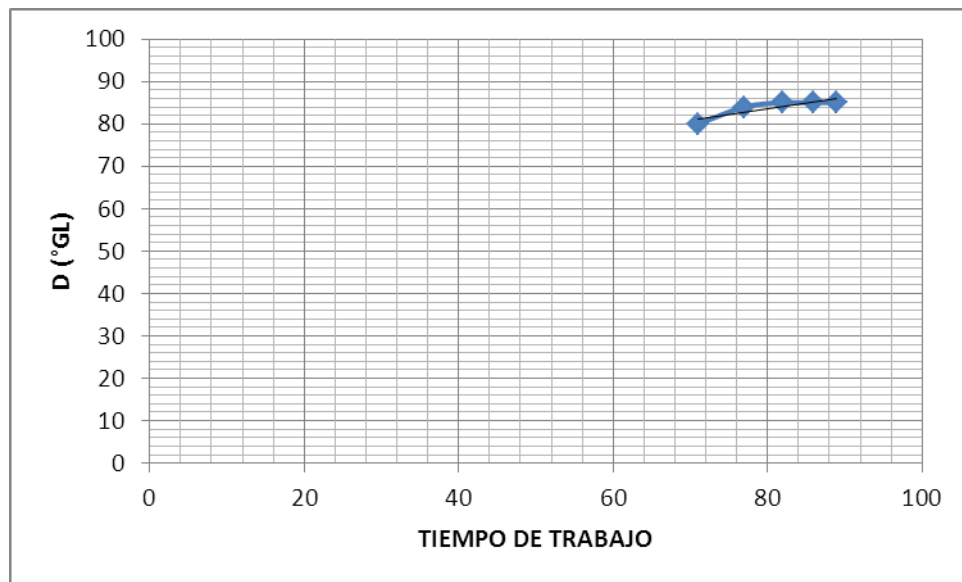
HORA	D (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	W (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	TIEMPO DE TRABAJO (min)
13:17	80	32	0,87	7	30	0,98	71
13:23	84	27	0,86	7	45	0,98	77
13:28	85	27	0,86	5	29	0,98	82
13:32	85	27	0,86	5	29	0,98	86
13:35	85	27	0,86	5	29	0,98	89

Altura del rotámetro	8
-----------------------------	----------

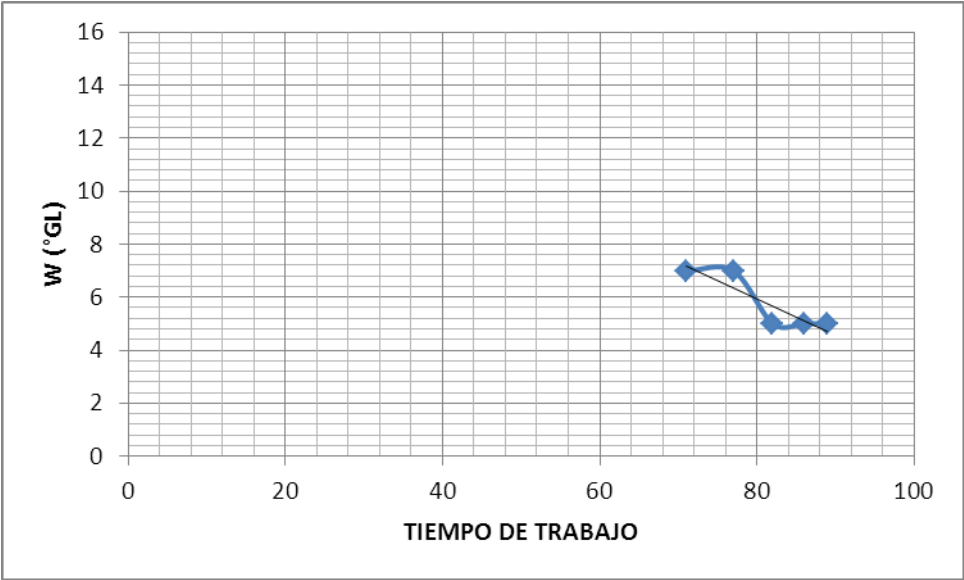
Condiciones experimentales

	°GL	T (°C)	ρ (g/cc)
F	15	28	0.97

P (psi)	T cab	T base	T enf
2	84	100	86
2	82	100	84
2	82	100	84
2	82	100	84



Grafica 9.- Prueba #5 Concentración de Destilado vs. Tiempo de trabajo.



Grafica 10.- Prueba #5: Concentración de residuo vs. Tiempo de trabajo

Prueba #6
Calentamiento con reboiler
Fecha: 13 de junio del 2011
Hora de inicio: 10:11

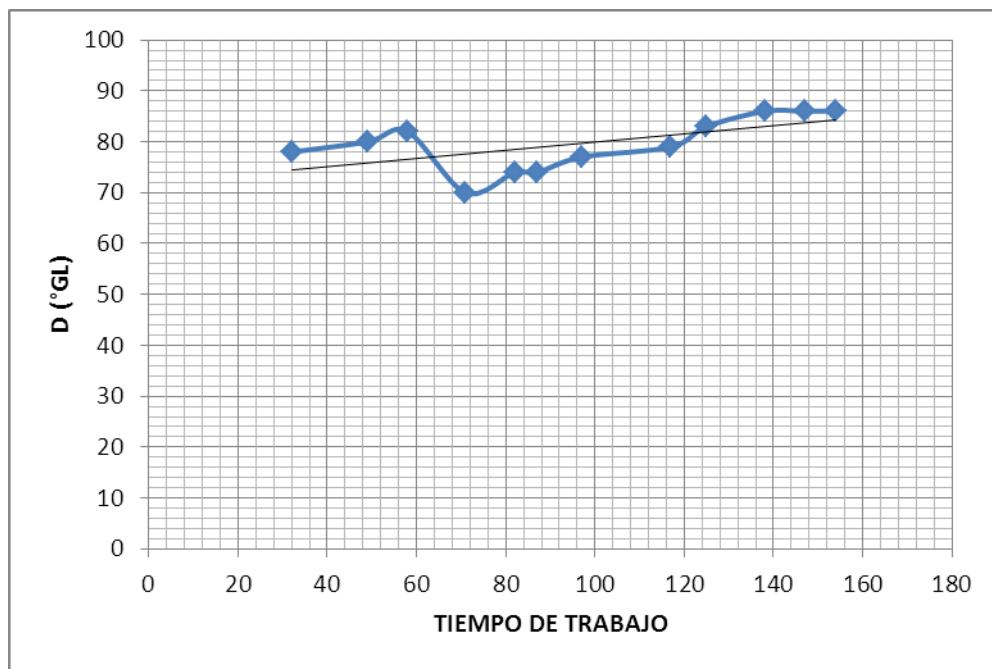
HORA	D (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	W (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	TIEMPO DE TRABAJO (min)
10:43	78	27	0,84	5	30	0,98	32
11:00	80	27	0,84	5	30	0,98	49
11:09	82	26	0,85	4	29	0,98	58
11:22	70	26	0,89	4	29	0,98	71
11:33	74	26	0,86	4	29	0,98	82
11:38	74	26	0,86	4	29	0,98	87
11:48	77	26	0,86	4	29	0,98	97
12:08	79	27	0,86	4	30	0,98	117
12:16	83	27	0,86	3	30	0,98	125
12:29	86	26	0,86	3	30	0,98	138
12:38	86	26	0,86	3	30	0,98	147
12:45	86	26	0,86	4	30	0,98	154

Altura del rotámetro	8
----------------------	---

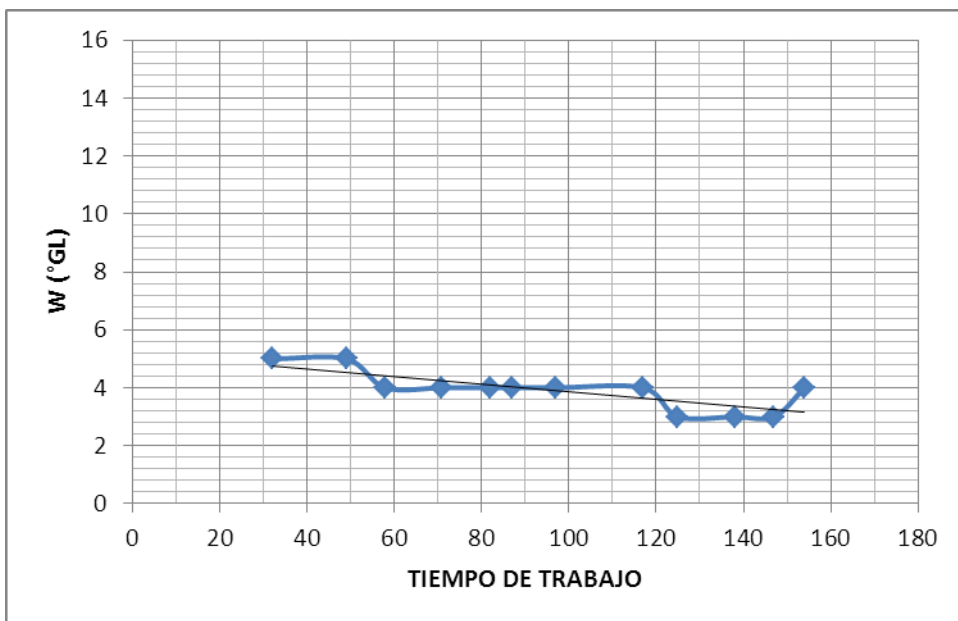
Condiciones experimentales

	°GL	T (°C)	ρ (g/cc)
F	15	26	0.97

P (psi)	T cab	T base	T enf
18	86	101	87
17	84	100	86
17	84	100	86
18	90	101	92
18	88	100	89
16	86	100	88
16	85	100	87
16	85	100	87
15	84	100	86
14	82	100	84
14	82	100	84
14	82	100	84
14	82	100	84



Grafica 11.- Prueba # 6 Concentración de Destilado vs. Tiempo de trabajo.



Grafica 12.- Prueba # 6 Concentración de Residuo vs. Tiempo de trabajo.

Reflujo obtenido de calentamiento con reboiler

VOLUMEN (ml)	GRADOS (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	t (min)	Q (lt/min)	Q(lb/min)
475	93	26	0,86	1,21	0,39	0,739
500	75	27	0,87	2,05	0,24	0,454

$$\frac{475 \text{ ml}}{1,21 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ ml}} = \frac{0,86 \text{ kg}}{\text{lt}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 0,739 \text{ lb/min}$$

$$\frac{500 \text{ ml}}{2,05 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ ml}} = \frac{0,24 \text{ kg}}{\text{lt}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 0,454 \text{ lb/min}$$

	PRODUCCIÓN	GRADOS °GL	T (°C)	ρ (g/cc)
D	9,81 lt	80	26	0,86
W	66,5 lt	3	31	0,97

Balance de materia y energía para la mejor prueba

Balance de materia

Variables de operación:

Variables	Fracción molar
X_F	0.08
X_D	0.4847
X_W	0.0096
R	0.2

Variables	°GL	P g/cc
F	15	0.97
D	86	0.86
W	4	0.98

$$M_F = (0.08)(46) + (0.92)(18)$$

$$M_F = 20.24 \text{ Kg/Kg mol}$$

$$F = 1.1 \text{ lb/min (dato del rotámetro } h=8)$$

$$\frac{1.1 \text{ lb}}{\text{min}} \times \frac{\text{lb mol}}{20.27 \text{ lb}} = 0.054 \text{ mol/min}$$

$$1.1 \text{ lb} \times \frac{454 \text{ g}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ cc}}{0.97 \text{ g}} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ cc}}$$

$$F=0.51\text{lt/min}$$

$$D = \frac{F(X_F - X_W)}{X_D - X_W} = \frac{0,054(0,0811 - 0,0096)}{0,4847 - 0,0096} = \frac{0,008 \text{ mol}}{\text{min}}$$

$$0,008 \text{ mol/min} \times \frac{20,24 \text{ lb}}{\text{mol}}$$

$$D=0.161 \text{ lb/min}$$

$$0,161 \text{ lb} \times \frac{454 \text{ g}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ cc}}{0,86 \text{ g}} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ cc}}$$

$$D= 0,085 \text{ lt/min}$$

$$W=F-D$$

$$W=0,054-0,008$$

$$W=0,046 \text{ mol/min}$$

$$0,046 \text{ mol/min} \times \frac{20,24 \text{ lb}}{\text{mol}}$$

$$W=0.931 \text{ lb/min}$$

$$0,931 \text{ lb} \times \frac{454 \text{ g}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ cc}}{0,98 \text{ g}} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ cc}}$$

$$W=0, 4313 \text{ lt/min}$$

F	D	W
0,51 lt/min	0,085 lt/min (teórico)	0,43lt/min (teórico)
1,1 lb/min	0,161 lb/min (teórico)	0.931 lb/min(teórico)
	0.082 lt/min (práctico)	0.5 lt/min (práctico)

Balance de energía para el diseño

$$Fh_F + q_R = Dh_D + Wh_W + q_C$$

Presión promedio = 16 psi

Presión = 16 + 14,7 = 30.1 psia

$$\lambda = \frac{945,2 \text{ BTU}}{\text{lb}} \times \frac{0,252 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}}$$

$$\lambda = 238,19 \text{ kcal/lb}$$

$$m_{\text{condensado}} = 1,67 \text{ lt} \times \frac{\text{kg}}{\text{lt}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{\text{kg}} = 3,68 \text{ lb}$$

$$\frac{3,68 \text{ lb}}{5 \text{ min}} = \frac{0,736 \text{ lb}}{\text{min}}$$

$$q_R = m_{\text{cond}} \lambda$$

$$q_R = \frac{0,736 \text{ lb}}{\text{min}} \left(\frac{238,19 \text{ kcal}}{\text{lb}} \right)$$

$$q_R = \frac{175,30 \text{ kcal}}{\text{min}} \times \frac{\text{BTU}}{0,252 \text{ kcal}}$$

$$q_R = 695,79 \text{ BTU/min}$$

Diagrama de entalpia- concentración para el sistema Alcohol etílico- Agua (Principio de Operaciones Unitarias, Foust)

h_F	h_D	h_W
$3020,83 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$	$3229,17 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$	$3437,5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$

$$q_C = Fh_F + q_R - Dh_D - Wh_W$$

$$q_C = (0,054)(3020,87) + 695,79 - (0,008)(3229,12) - (0,046)(3437,5)$$

$$q_C = 674,95 \text{ BTU/min}$$

Eficiencia del equipo construido considerando el Destilado producido

$$\% \text{ Eficiencia} = \frac{\text{Destilado Obtenido}}{\text{Destilado teórico}} \times 100$$

$$\% \text{ Eficiencia} = \frac{0.08}{0.085} \times 100$$

$$\text{Eficiencia} = 94\%$$

Eficiencia del equipo construido considerando el grado alcohólico

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{°GL práctico}}{\text{°GL teórico}} \times 100$$

$$\text{Eficiencia} = \frac{86}{75} \times 100$$

$$\text{Eficiencia} = 114\%$$

La eficiencia es mayor al 100 % en grado alcohólico de destilado ya que el diseño fue de 75 °GL y se obtuvo 86 °GL.

Prueba # 7

Calentamiento con vapor directo

Fecha: 13 de junio del 2011

Hora de inicio: 8:30

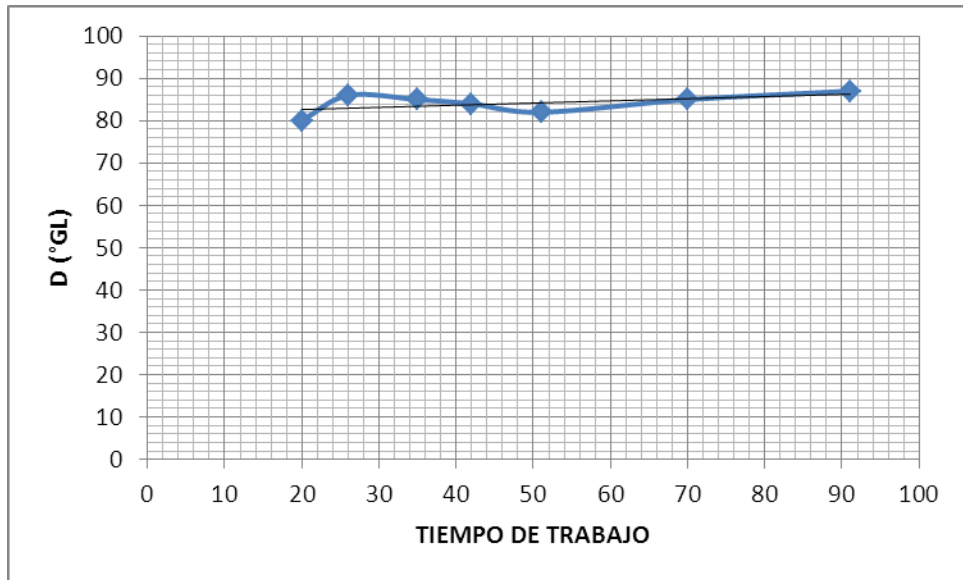
HORA	D (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	W (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	TIEMPO DE TRABAJO (min)
8:57	80	25	0,86	5	24	0,97	20
9:03	86	26	0,86	5	25	0,98	26
9:12	85	26	0,86	5	30	0,98	35
9:19	84	26	0,86	4	30	0,98	42
9:28	82	26	0,86	4	34	0,98	51
9:47	85	26	0,86	4	30	0,98	70
10:08	87	26	0,86	4	30	0,98	91

Altura del rotámetro	8
-----------------------------	----------

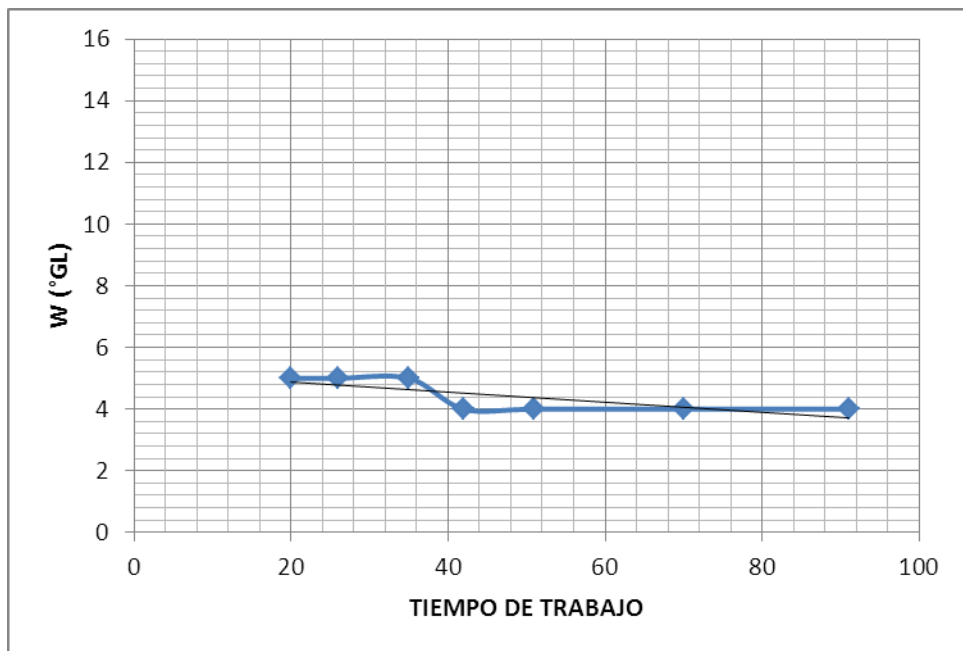
Condiciones experimentales

	°GL	T (°C)	ρ (g/cc)
F	15	26	0.97

P (psi)	T cab	T base	T enf
3	88	100	84
2	84	100	86
2	82	100	84
3	82	100	84
2	89	100	84
2	82	100	83
4	82	102	84
4	80	101	82



Grafica 13.- Prueba # 7 Concentración de Destilado vs. Tiempo de trabajo.



Grafica 14.- Prueba # 7 Concentración de Residuo vs. Tiempo de trabajo.

Reflujo obtenido de calentamiento con vapor directo

VOLUMEN (ml)	GRADOS (°GL)	T (°C)	ρ (g/cc)	t (min)	Q (lt/min)	Q(lb/min)
500	88	30	0,86	1,17	0,42	0,796
500	85	29	0,86	1,45	0,34	0,644

$$\frac{500 \text{ ml}}{1,17 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ ml}} = \frac{0,42 \text{ kg}}{\text{lt}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 0,796 \text{ lb/min}$$

$$\frac{500 \text{ ml}}{1,45 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ ml}} = \frac{0,34 \text{ kg}}{\text{lt}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 0,644 \text{ lb/min}$$

	PRODUCCIÓN	GRADOS °GL	T (°C)	ρ (g/cc)
D	5,19 lt	83	26	0,86
W	40 lt	3	30	0,97

F	D	W
0,51 lt/min	0,085 lt/min (teórico)	0,43lt/min (teórico)
1,1 lb/min	0,161 lb/min (teórico)	0.931 lb/min (teórico)
	0.06 lt/min (práctico)	0.4 lt/min (práctico)

Cálculo de las libras de vapor utilizados en calentamiento directo.

X_W	0,096 mol
X_F	0,08 mol
X_D	0,48 mol
M_D	24240 BTU/lb mol

De la mejor prueba realizada en el laboratorio, que fue la #7 con vapor directo sacamos un promedio de la presión para poder hallar el valor de H_S

P₁	3 psi
P₂	2 psi
P₃	2 psi
P₄	3 psi
P₅	2 psi
P₆	2 psi
P₇	4 psi
P₈	4 psi
P promedio	2,75 psi

A esta presión promediada le sumamos la presión atmosférica y hallamos la presión absoluta

$$P_{\text{abs}} = 2,75 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi} = 17,45 \text{ psia}$$

Con esta presión encontrada vamos a la Steam Table la Tabla 2 de Vapor saturado y encontramos el valor de H_s , interpolando tenemos:

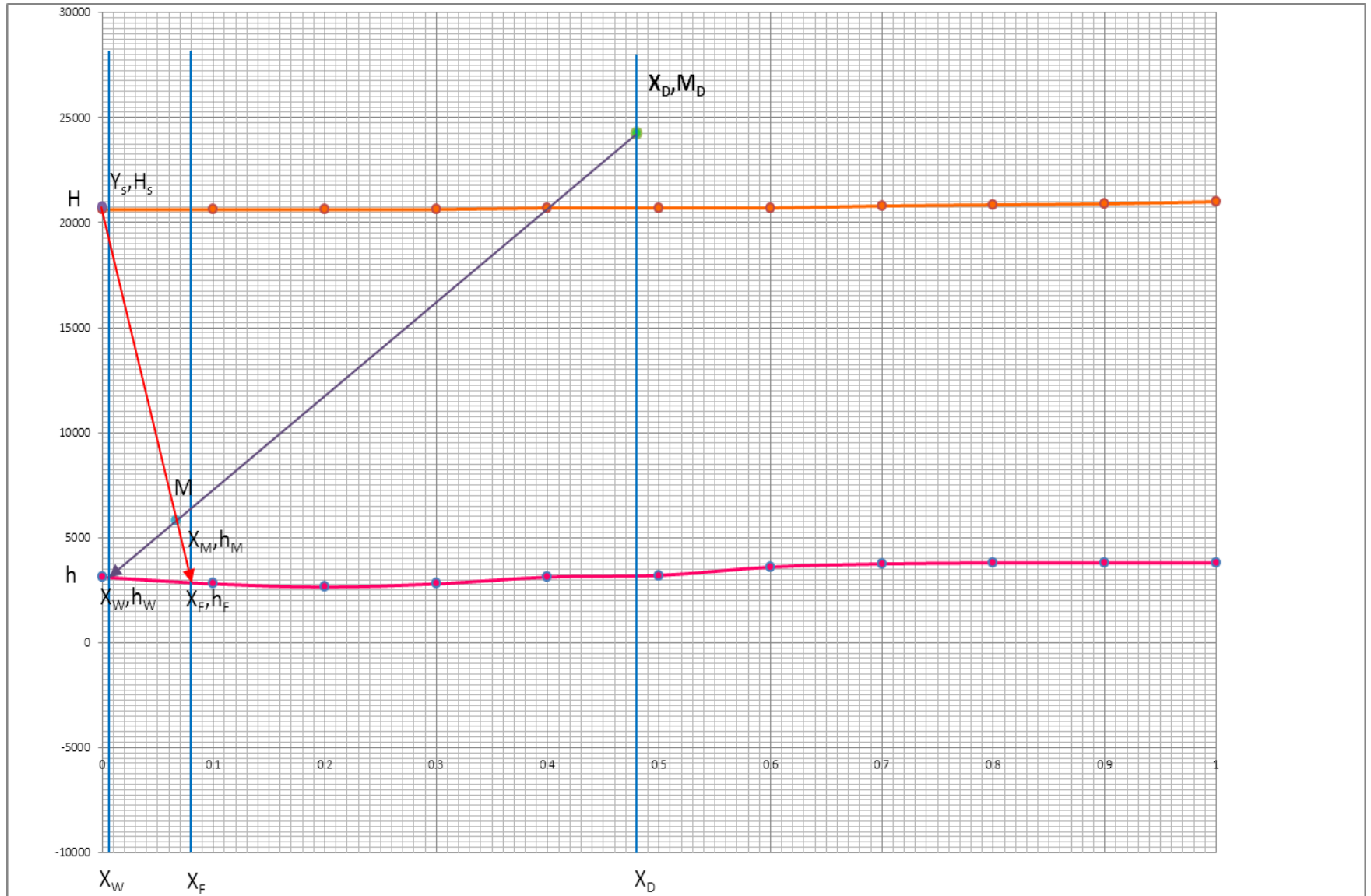
$x_2 = 15$	$y_2 = 1150,9$
$x = 17,45$	y
$x_1 = 20$	$y_1 = 1156,3$

$$y = \frac{(y_2 - y_1)}{(x_2 - x_1)}(x - x_1) + y_1$$

$$H_s = \frac{(1150,9 - 1156,3)}{(15 - 20)}(17,45 - 20) + 1156,3$$

$$H_s = 1153,546 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times \frac{18 \text{ lb}}{1 \text{ lb mol H}_2\text{O}} = 20763,828 \text{ BTU/lb}$$

Con el valor calculado de H_S vamos a la gráfica de Entalpía concentración y encontramos el punto M, esto es trazando una recta desde (X_D, M_D) hacia (X_W, h_W) y otra recta desde (Y_S, H_S) hasta (X_F, h_F) . En la intersección de estas dos rectas se localiza el punto M (X_M, h_M)



Datos leídos en el Diagrama entalpia- concentración para el sistema Alcohol etílico- Agua:

X_M	0,0665 moles
h_M	5800 BTU/lb mol
H_S	20763,828 BTU/ lb mol
F	0,054 lb mol/min

Una vez encontrado el punto M, reemplazamos todos los valores hallados en la fórmula para así poder calcular el valor necesario de Steam:

$$M = F + S$$

$$MX_M = FX_F + SY_S$$

$$(F + S) X_M = FX_F + SY_S$$

$$F X_M + S X_M = FX_F + SY_S$$

$$F X_M - FX_F = SY_S - S X_M$$

$$F (X_M - X_F) = S(Y_S - X_M)$$

$$\frac{S}{F} = \frac{X_M - X_F}{Y_S - X_M} = \frac{h_M - h_F}{H_S - h_M}$$

$$\frac{S}{F} = \frac{0,0665 - 0,08}{0 - 0,0665}$$

$$\frac{S}{F} = 0,203 \text{ mol}$$

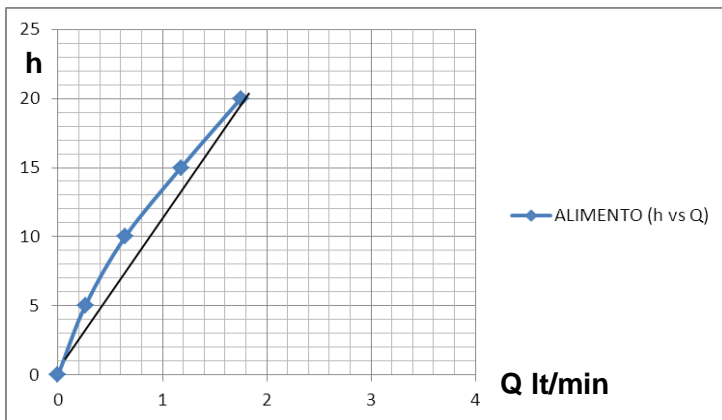
$$S = (0,203 \text{ mol}) F$$

$$S = (0,203 \text{ mol}) \times \left(\frac{0,054 \text{ lb mol}}{\text{min}} \right)$$

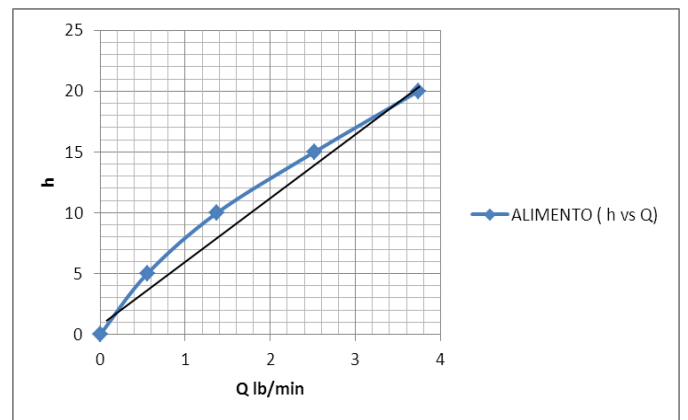
$$S = \left(\frac{0,01096 \text{ lb mol}}{\text{min}} \right) \times \left(\frac{18 \text{ lb}}{1 \text{ lbmol H}_2\text{O}} \right) = 0,19728 \frac{\text{lb}}{\text{min}}$$

Calibración del rotámetro de alimentación

h	VOL (cm ³)	T (seg)	Q (lt/min)	Q (lb/min)
0	250	0	0	0
5		57,84	0,2593	0,855
10		23,33	0,6429	1,375
15		12,73	1,1783	2,519
20		8,56	1,7523	3,740



Gráfica 15.- Calibración del Rotámetro, lt/min



Gráfica 16.- Calibración del Rotámetro, lb/min



Fig. 88.- Calibración del rotámetro.

Lb de Vapor de agua para los dos tipos de calentamiento

	Calentamiento con reboiler	Calentamiento con vapor directo
Presión de trabajo	14 a 16 psi	2 a 4 psi
Temperatura de ebullición	100.1 °C	100, 3°C
Cantidad de vapor empleado	0,736 lb/min	0,197 lb/min
	44,16 lb/hr	11,82 lb/hr

Ahorro de vapor, cuando se utiliza calentamiento Directo	32,34 lb/hr
---	--------------------

Porcentaje de ahorro	72,32 %
-----------------------------	----------------

5.5. Análisis de resultados

- ❖ Se realizaron 7 pruebas experimentales para verificar las bondades del equipo construido, 5 con la utilización de calentamiento con reboiler y 2 pruebas con calentamiento directo obteniéndose en ambos casos que la mejor concentración alcanzada fue de 86°GL en el destilado y de 3°GL de producto de cola.
- ❖ La prueba #1 fue la primera prueba que se realizó con la columna a fin de verificar su funcionamiento, utilizando como alimentación una mezcla de 22 °GL tal como lo plantea el diseño obteniéndose un destilado con grado promedio de 72,8 °GL y un grado máximo de 80°GL y un residuo con un grado promedio de 11,7 °GL, con una presión de trabajo promedio de 15 psi a una temperatura de ebullición promedio 102°C en la base de la columna, esta prueba nos permitió obtener los primeros parámetros de funcionamiento a fin de optimizar el proceso, observando que el grado promedio obtenido esta dentro diseño planteado, pero el grado en el residuo es demasiado alto.
- ❖ Para comprobar lo observado en la prueba #1, se realizó la prueba #2 variando el grado de alimentación de la mezcla a 15°GL manteniendo la presión de trabajo alrededor de los 16 psi lo que nos daba una temperatura de ebullición en la base un promedio de 110°C obteniéndose con ésta un grado promedio de 72,64 °GL, con un máximo grado de 85 °GL y un producto de cola con un grado promedio de 10,07 °GL, observándose que a pesar de haber bajado el grado de alimentación se mantenía el grado de destilado, pero el residuo aun se mantenía relativamente alto en relación al diseño.
- ❖ Las dos pruebas realizadas nos sugerían que había que realizar algunas modificaciones en el diseño para lograr que bajase el grado de residuo, así como la temperatura de ebullición de la mezcla, para la cual se cambio la altura a la cual estaba ubicado el condensador total, así como implementándose una nueva alimentación por un plato superior a la alimentación original, considerando la corrección de platos reales.
- ❖ Con las modificaciones realizadas se corrió la prueba #3 con calentamiento en el reboiler utilizando una alimentación de 15°GL y una presión promedio de 20 psi con temperatura en la base de la columna

de 110°C obteniéndose un destilado con un grado promedio de 60,62 y como máxima 71 y un residuo de 7,3 °GL, observándose que la concentración del destilado había bajado en relación a las pruebas anteriores así como también el grado del residuo.

- ❖ Con todos estos antecedentes se realizó la prueba #4 con una alimentación de 15 % y realizando un cambio en el proceso bajando la presión de trabajo a 16 psi a fin de que la temperatura de ebullición se mantenga más baja, la misma que fue de 102°C porque aparentemente esta elevada presión hacía que se produzca un arrastre de agua que provocaba que el grado de destilado bajase. Obteniéndose en esta prueba un grado promedio en el destilado de 72°GL con un grado máximo de 83°GL y un grado promedio en el residuo de 4,9 °GL, pudiendo afirmar que estas eran las mejores condiciones de proceso, ya que se estaban cumpliendo las condiciones de diseño, pese que la alimentación tenía 7° menos que teóricamente debería ocasionar la consecución de un menor grado en el destilado.
- ❖ En todas las pruebas anteriores se había utilizado calentamiento con reboiler, pero como el diseño de nuestra columna nos permite trabajar con un calentamiento directo, se creyó conveniente realizar pruebas con este tipo de calentamiento, utilizando 15 °GL y con una presión de trabajo de 2 psi con una temperatura de ebullición en la base de 100°C. Obteniendo un grado promedio de destilado de 83,8°GL y como grado máximo de 85°GL, y un grado promedio en el residuo de 5,8 °GL, con cual podemos observar que la columna trabajó más eficientemente con un grado de destilado superior y un grado de residuo bastante aceptable.
- ❖ Para comprobar que los resultados obtenidos tanto con alimentación con reboiler y vapor directo, se realizó una última prueba con reboiler y una alimentación de 15°GL, presiones de trabajo promedio de 14, 4 psi con una temperatura en la base de 100°C. Obteniéndose un destilado con un grado promedio de 79,58 °GL siendo el máximo grado alcanzado de 86°GL y un grado promedio en el residuo de 3,9 °GL , es decir que con estas condiciones de trabajo se está cumpliendo a cabalidad el diseño incluso sobrepasando las expectativas del mismo.
- ❖ También se realizó una nueva prueba con calentamiento con vapor directo utilizando una alimentación de 15°GL y una presión de trabajo

promedio de 2,75 psi y una temperatura de ebullición en la base de 100°C, teniéndose un promedio en el destilado de 84,14 °GL y un grado o máximos de 87 °GL y un grado promedio en el residuo de 4,4 °GL, constituyéndose en la mejor prueba en la columna diseñada y construida.

CAPÍTULO 6

6.1. Conclusiones

- ❖ Mediante las pruebas experimentales realizadas quedó demostrado que la columna opera conforme el diseño propuesto, sobrepasando las expectativas, ya que con la mejor prueba experimental se obtuvo una concentración de destilado de 86°GL cuando se trabajó con reboiler, mientras que trabajando con vapor directo se obtuvo 87 °GL.
- ❖ Debido a la versatilidad de la columna nos permite trabajar usando calentamiento con reboiler y un calentamiento con vapor abierto con facilidad, permitiéndonos obtener variables de proceso para ambos casos y comparar resultados.
- ❖ Cuando se trabajó con vapor directo se requirió una menor presión de trabajo aproximadamente 2 a 4 psi, mientras que con el calentamiento con reboiler fue necesario una presión promedio de alrededor de 14 a 16 psi.
- ❖ El uso de una presión menor, quiere decir que la cantidad de vapor empleada también es menor, generando un ahorro significativo en energía y en combustible, como se lo puede apreciar en la tabla comparativa de ambos tipos de calentamiento, trabajando con vapor directo el ahorro es de 72,23%.
- ❖ Cabe mencionar que con vapor directo el estado estacionario es alcanzado en menor tiempo y los grados alcohólicos obtenidos en el resultado son mayores, obteniendo como máximo valor 87°GL. Pese que se trabajó con un grado alcohólico de la mezcla inicial, aproximadamente de 15 °GL se comprueba la efectividad de la columna, ya que con mezclas de grados inferiores a la del diseño , que fue de 75 °GL ,la concentración de destilado obtenida es aún mayor a lo estimado.
- ❖ Con la finalidad de dar mayor versatilidad al diseño, se instalaron dos puntos distintos de alimentación, el uno de acuerdo al cálculo teórico que fue en el plato #4 y el otro de acuerdo al diseño real que fue en el plato #8, obteniéndose resultados operativos con la alimentación en el plato #8, lográndose un grado alcohólico en destilado de 86°GL y un grado en el residuo de 4°GL, muy cerca al diseño.

- ❖ Con el diseño y construcción de este equipo queda demostrado que los principios teóricos utilizados, como el método de Ponchon y Savarit son muy útiles y obtenemos resultados satisfactorios.
- ❖ Al trabajar eficientemente el equipo queda al servicio de la Facultad para la enseñanza y pueda servir de base para el diseño de unidades, más completas del proceso de destilación.

6.2. Recomendaciones

- ❖ Para una operación eficiente de la columna seguir los pasos establecidos en el manual de operación.
- ❖ Realizar prácticas con calentamiento usando reboiler y con vapor directo a fin de observar las diferencias en los dos tipos de destilación.
- ❖ Mantener las condiciones óptimas de trabajo como presión de vapor mediante la válvula reguladora de presión, temperatura de ebullición de la mezcla, flujo de alimentación, temperatura de calentamiento de alimento, control de nivel de reboiler, temperatura de agua de enfriamiento.
- ❖ Experimentar con otro tipo de mezclas líquido-líquido para aprovechar la versatilidad de la columna.
- ❖ En lo posible implementar la automatización total del equipo, a fin de contar con una unidad computarizada, muy útil para la enseñanza de la facultad de Ingeniería Química.

6.3. Bibliografía

- ❖ McCabe, W.L., Smith, J.C. y Harriott, P.; "Operaciones Unitarias en Ingeniería Química", 6ª Ed. McGraw-Hill, (2002).
- ❖ OCÓN, J. y TOJO, G.; "Problemas de Ingeniería Química", Vols. 1 y 2, Aguilar, Madrid (1967).
- ❖ TREYBAL, B.E.; "Operaciones de Transferencia de Masa", McGraw-Hill, México (1980).
- ❖ PERRY, John H.; "Manual del Ingeniero Químico", Tomo II, México (1976).
- ❖ A.S. FOUST, L.A. WENZEL, C.W. CLUMP, MAUS, L.B. ANDERSON; "Principios de operaciones Unitarias", México (1978).
- ❖ www.alambiques.com/historia_de_la_destilacion.htm
- ❖ usuarios.multimania.es/kkimic/.../Historia%20de%20la%20destilacion.pdf
- ❖ <http://en.wikipedia.org/wiki/Reboiler>
- ❖ es.wikipedia.org/wiki/Intercambiador_de_calor
- ❖ lichtschein.com.ar/destilsp/distiltyp.htm
- ❖ http://www.ub.edu/oblq/oblq%20castellano/destilacio_material.html#img5
- ❖ <http://operaciones-unitarias-1.wikispaces.com/Tipos+de+Destilacion>
- ❖ <http://www.scribd.com/doc/29578829/Destilacion>
- ❖ <http://labquimica.wordpress.com/2007/10/03/destilacion-por-arrastre-con-vapor-los-fundamentos/>
- ❖ <http://iq.ua.es/Ponchon/index.html>

- ❖ <http://www.doschivos.com/trabajos/tecnologia/1899.htm>
- ❖ <http://www.infoagro.go.cr/SEPSA/documentacion/genero/ALCOHOLCARBURANTE.pdf>
- ❖ http://www.uninorte.edu.co/extensiones/IDS/Ponencias/biocombustibles/BIOETANOL_Ivan_Ochoa1.pdf
- ❖ http://www.frro.utn.edu.ar/~modeladoingenieria/utnfrro/integracioniii/practicos/calculo_del_numero_de_platos_problemas.pdf
- ❖ <http://www.plantasquimicas.com/Intercambiadores/i27.htm>
- ❖ <http://www.clayton.be/main.php?L=2&T1=0&T2=8>

ANEXOS

Anexo 1. Materiales y costos

A continuación se detalla una lista de los materiales utilizados y los costos de los mismos.

MATERIAL: ACERO INOXIDABLE

MATERIALES	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Plancha de 2mm	1	280	280
Bridas de Ø 9" espesor ¼"	20	42	840
Platos Ø 6" espesor 2mm	15	12	180
Platos Ø 9" espesor 2mm	8	16	128
Tubo de 19 mm x 3m	1	36	36
Angulo 1"x 1/8" 1,5m	1	18	18
Angulo 3/4"x 1/8" 1,5m	1	15	15
Rollo acero inoxidable	1	160	160
Rolar materiales	10	14	140
Plato de Ø 10" espesor 2mm	1	20	20
Plato de Ø 13" espesor 2mm	1	28	28
Brida de Ø 13" espesor ¼ "	1	67	67
Pernos de 3/8"x 1"	100	0,47	47

Tuerca de 3/8"	100	0,17	17
Anillo de presión 3/8"	100	0,03	3
Tapa de la columna	1	42	42
Bridas de Ø 5"	4	20	80
Neplo de 3/4" x 13 cm	1	10	10
Acoples de 1/2"	25	5	125
Acoples de 3/4"	2	6,5	13
Tubo de 2"x 1,5 mm x 3m	1	48	48
Tubos de 1/2" x 2,5mm x 6 m	2	72	144
Pernos de 3/8" x 1 1/2"	130	0,63	81,9
Bridas de Ø 8" x 1/4"	4	40	160
Tapón macho de 1/2"	1	2,1	2,1
Neplo de 1/2" x 6"	1	8	8
Nudos universales de 1/2"	2	9,2	18,4
Codo de 1/2" x 90	1	5,18	5,18
Neplo flex de 1/2"	3	3,98	11,94
Tuercas hexagonales de 3/8"	30	0,17	5,1
Te de 1/2" roscada	1	1,7	1,7
Tubo de Ø 4" cedula 40 x 12cm	1	30	30

SUBTOTAL	2765,32
-----------------	----------------

MATERIAL: HIERRO NEGRO

MATERIALES	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Tubo cedula 40	1	18	18
Cruz de ½"	1	0,9	0,9
Te de ½"	6	0,7	4,2
Nudos de ½"	5	2,75	13,75
Codos de ½" x 90°	18	0,68	12,24
Neplo perdido de ¾ "	1	2,4	2,4
Neplo de ¾"	1	2	2
SUBTOTAL			53,49

MATERIAL: HIERRO GALVANIZADO

MATERIALES	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Tubo de ½" X 6 m NPT	1	28	28

Neplos perdidos de 1/2"	5	1,1	5,5
Codos de 1/2" x 90°	34	0,5	17
Nudos universales de 1/2"	12	1,65	19,8
Reducción de campana de 3/4" a 1/2"	4	0,72	2,88
SUBTOTAL			73,18

MATERIAL: BRONCE

MATERIALES	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Acoples de 3/8" a 1/2" NTP en bronce para serpentín	9	5	45
Llaves de paso rápido de 1/2" de bronce Red White	6	16	96
Llaves de paso rápido de 1/2" de bronce Novasfer	9	6	54
Acople de 1/2" en bronce para tubo de nivel	2	6	12
Acople de 1/2" de bronce para manguera	1	3	3
SUBTOTAL			210

MATERIAL: HIERRO

MATERIALES	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Tubo cuadrado de 3/4" x 2 mm x 6 m	3	14,5	43,5
Platina de 3/16" x 1"x 6m	1	12	12
Angulo de 1 1/2" x 3/16 x 6m	1	24	24
Pernos de anclaje de 3/8" x 3	4	1,3	5,2
Abrazaderas de 1/2" para fijar tubo de bomba	4	0,2	0,8
Pernos de anclaje de 1/4"	4	0,7	2,8
Pernos de 1/2" x 2" hexagonal grado 8	8	0,67	5,36
Tuerca de 1/2" hexagonal	8	0,23	1,84
Tuerca de 28mm	2	4	8
Abrazadera de 1" para rotámetro	2	1,1	2,2
Acoples con espiga de 1/2"	2	3	6
Abrazadera de 5/8"	4	0,6	2,4
Anillo de presión 1/2"	8	0,04	0,32
SUBTOTAL			114,42

MATERIALES	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Carga de botella argón	2	165	330
Gratas	16	3,6	57,6
Disco de zirconio	4	4,8	19,2
Discos T1 3"x 3/22"x3/8"	8	2,8	22,4
Rollo de cobre de Ø 3/8"	4	77	308
Acido	2	3,6	7,2
pintura anticorrosiva blanca por litro	2	6	12
diluyente por litro	1	2,5	2,5
Caneca de diesel para caldero	2	10	20
Brochas	2	0,6	1,2
discos de corte	1	1,3	1,3
disco de pulir	1	1,4	1,4
cinta de Teflón ¾ " x 15 m Amarilla	6	2,2	13,2
Silicón Rojo	4	3	12
Acoples de ½ " NPT en Duralón	2	10	20
Manguera de 5/8" x 20cm	1	1,5	1,5
Manguera de ½" x 20cm	1	1	1
SUBTOTAL			830,5

MATERIALES	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Empaque vegetal 1/8"	3	25	75
Vidrio templado de 4" de espesor 1/2"	2	100	200
SUBTOTAL			275
TOTAL EN MATERIALES			4321,91

MANO DE OBRA:

- ❖ Construcción de cuerpos de la columna.
- ❖ Construcción de bridas para los cuerpos de la columna.
- ❖ Construcción de platos de la columna.
- ❖ Construcción de intercambiadores de calor: reboiler, condensador total, enfriador de alcohol y calentador de alimento, con carcasas de acero inoxidable, bridas y serpentines de cobre de 3/8".
- ❖ Instalación de platos y cuerpos de la columna de destilación.
- ❖ Instalación de los intercambiadores de calor: reboiler, condensador total, enfriador de alcohol y calentador de alimento.
- ❖ Instalación de líneas de vapor de agua al reboiler, calentador de alimento, con sus tuberías y accesorios.
- ❖ Instalación de la salida de gases de la cabeza de la columna al condensador total, en líneas de acero inoxidable de 2".
- ❖ Instalación de líneas de alimentación a la columna con accesorios, bomba y rotámetro.
- ❖ Instalación de acero inoxidable de 1/2" que refluja el alcohol a la columna.
- ❖ Instalación de la línea de producto de la columna al enfriador.
- ❖ Instalación de la línea de agua de enfriamiento de la torre de enfriamiento al condensador total y al enfriador de alcohol, en PVC de 1/2".

- ❖ Instalación de la línea de agua caliente de salida del condensador total y enfriador de alcohol a la cabeza de la torre de enfriamiento con línea de hierro galvanizado de 1/2" con sus accesorios.
- ❖ Acondicionamiento general y pintura de la columna de destilación.

TOTAL MANO DE OBRA	\$2000
---------------------------	---------------

COSTO TOTAL DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	\$6321,91
---	------------------

Anexo 2.- Plancha de acero inoxidable 304 de espesor 2mm



Anexo 3.- Reboiler de acero inoxidable



Anexo 4.- Intercambiadores de calor



Anexo 5.- cabeza de la columna



Anexo 6.- Instalación de los cuerpos de la columna



Anexo 7.- Instalación de las líneas de vapor



Anexo 8.- Análisis del alimento



Anexo 9.- Revisión de condiciones de la columna



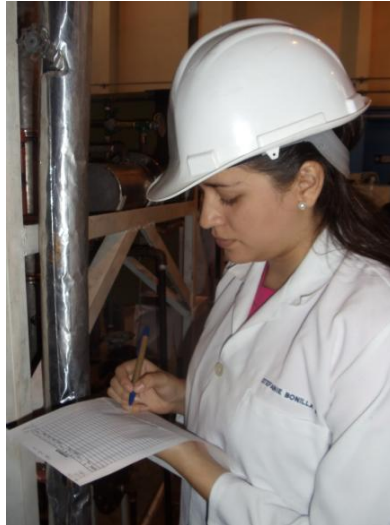
Anexo 10.- Tomando muestra del destilado



Anexo 11.- Tomando muestra del producto de cola



Anexo 12.- Toma de datos de las condiciones de la columna



Anexo 13.- Análisis del destilado



Anexo 14.- Análisis del producto de cola



Anexo 15.- Autoras del diseño, construcción y puesta en marcha de la columna de destilación con calentamiento dual, del laboratorio de Operaciones Unitarias

