

Universidad del Valle de Guatemala
Facultad de Ingeniería



“Diseño de una unidad de recuperación de éter
diisopropílico proveniente de los desechos de prácticas del
Laboratorio de Operaciones Unitarias”

Trabajo de investigación presentado por Rodolfo Monterroso
Alberto para optar al grado académico de Licenciatura en Ingeniería
Química

Guatemala,
2007

“Diseño de una unidad de recuperación de éter
diisopropílico proveniente de los desechos de prácticas del
Laboratorio de Operaciones Unitarias”

Universidad del Valle de Guatemala
Facultad de Ingeniería

“Diseño de una unidad de recuperación de éter
diisopropílico proveniente de los desechos de prácticas del
Laboratorio de Operaciones Unitarias”

Trabajo de investigación presentado por Rodolfo Monterroso
Alberto para optar al grado académico de Licenciatura en Ingeniería
Química

Guatemala,
2007

PREFACIO

En este trabajo, se presenta el diseño de una unidad de recuperación de solvente, dicha unidad servirá como equipo auxiliar de la torre de extracción líquido-líquido y ayudará a optimizar el uso de materiales en el Laboratorio de Operaciones unitarias de la Universidad del Valle. La necesidad de diseño de esta unidad auxiliar, surge a raíz de que en dicho laboratorio existen varias operaciones que aún pueden ser mejoradas y como ampliación del equipo que este posee. El trabajo que aquí se presenta se basa en las condiciones de operación experimentalmente encontradas y en información teórica recopilada bibliográficamente, sin embargo la principal limitación fue la inexistencia de métodos teóricos para el diseño a las condiciones dadas. Por ello fue necesario realizar aproximaciones a las condiciones que se utilizan en los métodos teóricos. Además de ello, el diseño está limitado a la oferta del mercado del equipo necesario para esta unidad. A pesar de las limitaciones, se muestra un diseño que cumple con las necesidades del laboratorio y los objetivos planteados en el trabajo.

CONTENIDO

PREFACIO	i
LISTA DE TABLAS.....	iii
LISTA DE GRÁFICOSRESUMEN.....	iv
RESUMEN.....	v
ABSTRACT	vi
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. MARCO TEÓRICO	2
III. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	20
IV. OBJETIVOS	21
V. ANÁLISIS DE DATOS.....	22
VI. DISEÑO DE LA UNIDAD.....	25
VII. ANÁLISIS ECONÓMICO	29
VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS	33
IX. DIAGRAMA DE EQUIPO (LAYOUT) DE LA UNIDAD.....	37
X. MANUAL DE OPERACIONES	42
XI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	46
XII. BIBLIOGRAFÍA.....	47
XIII. APÉNDICE.....	48

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Composición de la solución de desecho de la torre de extracción.....	22
Tabla 2. Cantidad de calor necesario para destilar	23
Tabla 3. Eficiencia de destilación.....	23
Tabla 4. Eficiencia de separación	23
Tabla 5. Eficiencia de recuperación total.....	24
Tabla 6. Equipo seleccionado para la construcción de la torre de destilación	25
Tabla 7. Altura de empaque con tres distintos empaques.....	26
Tabla 8. Alturas de empaque seleccionadas con margen de seguridad. .	26
Tabla 9. Dimensión del condensador.....	27
Tabla 10. Determinación de la cantidad de energía necesaria para la destilación.	27
Tabla 11. Determinación de materiales y accesorios para la soportería.	28
Tabla 12. Costo de equipos para la Recuperación del Éter Diisopropílico	29
Tabla 13. Análisis económico para el Sistema 1 mostrado como un valor agregado al laboratorio de Operaciones Unitarias.....	30
Tabla 14. Análisis económico para el Sistema 2 mostrado como un valor agregado al laboratorio de Operaciones Unitarias.....	31
Tabla 15. Análisis económico para el Sistema 1 mostrado como un equipo para el ahorro en material y no como valor agregado.....	32
Tabla 16. Procedimientos de seguridad y prevención con Éter Diisopropílico	43
Tabla 17. Datos de seguridad y manejo del Éter Diisopropílico	44
Tabla 18. Propiedades físicas del Éter Diisopropílico	44
Tabla 19. Propiedades Físicas de la solución y componentes.	45

LISTA DE GRÁFICOS

Gráficos 1. Coordenadas triangulares equiláteras.....	5
Gráficos 2. Equilibrio presión-temperatura	8
Gráficos 3. Equilibrio a presión constante.....	9
Gráficos 4. Equilibrio a temperatura constante	11
Gráficos 5. Concentración del extracto.....	48
Gráficos 6. Equilibrio y operación.....	54
Gráficos 7. Caída de presión.....	55

RESUMEN

En este trabajo se presenta el diseño de una unidad para la recuperación del solvente utilizado en la práctica de extracción líquido-líquido en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle, éter diisopropílico. El equipo planteado para la recuperación de dicho solvente es una torre empacada de destilación. Para determinar el diseño óptimo, fue necesario calcular los parámetros más relevantes del equipo, diseñar su estructura y determinar la cantidad de solvente que se espera recuperar.

Actualmente el éter se trata para neutralizar el ácido acético que contiene y luego desechado en el laboratorio, por lo que se compra nuevo solvente cada año; ello que representa un gasto de Q7,200.00 anuales que puede ser considerablemente disminuido al construir un equipo para la recuperación de este solvente.

De acuerdo a los resultados obtenidos se determinó que dicho equipo tendría un costo de Q29, 210.50 y produciría un ahorro anual de Q 6,208.02, con lo que en cinco años se recuperaría la inversión realizada. Es importante notar también, que debido a la recuperación de solvente, no sólo se ahorra en materiales, sino que además se aplica un principio de conservación debido a la reutilización de materiales, ya que se ahorraría aproximadamente un 86.22% del material.

En cuanto a los resultados técnicos del equipo, se determinó que éste tendrá una altura empacada comprendida entre los 0.44m y 0.54m, empaque cerámico o de vidrio Rasching, Intalox o estructurado comprendido entre 20mm y 25mm, una caída de presión de 40mm por metro de empaque, utilizará un balón de 5 litros como recipiente de destilación, una columna de vidrio de 0.9m, un condensador con área de contacto de 0.0024m^2 y una manta de calentamiento cerámica de 600W.

ABSTRACT

This work presents the design of a solvent recovery unit, which should be used as an auxiliary equipment to the liquid-liquid extraction tower and will help to optimize the use of materials in the Unit Operations Laboratory at Universidad del Valle, the solvent used is diisopropyl ether. The suggested equipment for the recovery of this solvent, is a distillation packed column. To determine the optimal design, it was necessary to calculate the most relevant parameters of the equipment, to create a design of its structure and to determine the expected amount of solvent to recover.

Currently the ether is being treated to neutralize the acetic acid it contains and then disposed, for this reason, it is necessary to buy solvent each year. This represents an expense of Q7,200.00 annually that can be considerably reduced if this recovery unit is built.

The results obtained showed that this unit will have a cost of Q29, 210.50 and will produce annual savings of Q 6,208.02, which means that in five years the investment made, would be recovered. It is also important to notice, that through the solvent recovery, there is not only a saving in materials, but also a conservation principle is being used, since approximately an 86.22% would be recovered.

Regarding the technical results of the equipment, it was determined that the unit will have a packed height of 0.44m to 0.54m, 20 to 25 mm Rasching, Intalox or structured ceramic or glass packing, a pressure drop of 40mm H₂O/m of packing, it will use a 5 liter flask as the distillation recipient, a 0.9m glass column, a condenser of 0.0024m² and a ceramic heating mantle of 600W.

I. INTRODUCCIÓN

La recuperación de solventes es un proceso que se utiliza para disminuir el gasto tanto económico como de uso de materiales en cualquier operación que los involucre el uso de ellos. Este proceso puede ser realizado a través de diversas operaciones como extracción, absorción, destilación, o por cualquier método que permita la reutilización de algún material. Su uso implica además del beneficio económico, la realización de una operación más limpia.

En el caso de la recuperación de solventes por destilación, se implica el hecho que el solvente se encuentra unido a otra u otras sustancias. Es por ello que para poder utilizar este método, es importante que exista una diferencia considerable en la forma en que las sustancias en la mezcla pasen al estado de vapor, es decir que haya una diferencia considerable en sus volatilidades. El equipo que se utiliza para la destilación, es denominado torre de destilación, la cual puede ser básicamente de dos tipos: de platos o empacada. Las torres de platos son equipos que utilizan una columna por la cual pasa la mezcla en fase de vapor y adentro contiene divisiones en las que se realizan separaciones considerables de los compuestos de la mezcla. Las torres empacadas son equipos que constan de una columna que utiliza piezas apiladas u ordenadas de algún material sólido plástico, cerámico, metálico o de vidrio denominado empaque dentro de la torre, lo cual provoca una separación continua de los componentes de la mezcla a través de la trayectoria del gas a por el empaque.

En este trabajo se presenta el diseño de una torre empacada de destilación como unidad recuperadora del solvente éter diisopropílico, proveniente de prácticas realizadas en el laboratorio de Operaciones Unitarias. Tras la instalación de este equipo, se espera ahorrar un 86% del solvente que se utiliza actualmente y un ahorro de la misma magnitud en el gasto. Además se desea implementar un diseño de dicho equipo que cumpla con los requisitos de efectividad de operación, basándose en las condiciones y las cantidades a utilizar, y que se ajuste a las técnicas de la Ingeniería Química para el diseño.

II. MARCO TEÓRICO

A. Extracción líquida

La extracción líquida, llamada algunas veces extracción con disolventes, es la separación de los componentes de una solución líquida por contacto con otro líquido insoluble. Si las sustancias que componen la solución original se distribuyen de manera distinta entre las dos fases líquidas, se puede lograr cierto grado de separación, que puede incrementarse mediante el uso de contactos múltiples o su equivalente en la forma de la absorción de gases y la destilación. Un ejemplo sencillo indicará el propósito de la operación y algunas de sus características. Si una solución de ácido acético en agua se agita con un líquido como acetato de etilo, parte del ácido, pero relativamente poca agua, entrará en la fase éster. Puesto que las densidades de la capa acuosa y la del éster son diferentes en el equilibrio, se separarán al cesar la agitación; también se pueden separar por decantación. Puesto que ahora la relación de ácido a agua en la capa de éster es diferente de la relación de la solución original y distinta también de la relación de la solución acuosa residual, se ha logrado cierto grado de separación. Este es un ejemplo de contacto por etapas; puede llevarse a cabo en lotes o en forma continua. El agua residual puede extraerse repetidamente con más éster para reducir más aún el contenido de ácido, o se puede establecer una cascada a contracorriente de etapas. Otra posibilidad es utilizar algún tipo de aparato de contacto continuo a contracorriente, en donde no se tienen etapas discretas. La utilización del reflujo, como en la destilación, puede mejorar más aún la separación final. En todas las operaciones de este tipo, la solución que se extrae se llama alimentación y disolvente el líquido con el cual se pone en contacto la alimentación. El producto de la operación rico en disolvente se llama extracto; el líquido residual de donde se separó el soluto es el refinado. En procesos más complicados se pueden utilizar dos disolventes para separar los componentes de una alimentación. Por ejemplo, una mezcla de ácido *p*-y *o*-nitrobenzoico puede separarse distribuyendo los ácidos entre cloroformo y agua, que son líquidos insolubles. El cloroformo disuelve preferencialmente al isómero *para* y el agua al isómero *orto*. A esto se le llama extracción con doble disolvente o fraccionada. (Treybal, 2004:549)

1. Campos de utilidad. Las aplicaciones de la extracción líquida se clasifican en varias categorías: aquellas aplicaciones en que la extracción esta en competencia directa con otros métodos de separación y aquellas aplicaciones en que es el único –método adecuado. En competencia con otras operaciones de transferencia de masa Aquí, los costos relativos son importantes. La destilación y la evaporación son métodos directos de separación; los productos obtenidos están formados básicamente de sustancias puras. Por otra parte, la extracción líquida produce nuevas soluciones, que a su vez deben separarse, frecuentemente por destilación o evaporación. Por ejemplo, es difícil separar, por destilación, al ácido acético de una solución diluida con agua; en cambio, puede separarse con relativa facilidad mediante la extracción con un disolvente adecuado y la destilación posterior del extracto. En particular,

2. para las soluciones más diluidas en las cuales el agua debe evaporarse por destilación, la extracción es más económica; especialmente, porque el calor de evaporación de la mayoría de los disolventes orgánicos es sustancialmente menor que el del agua. La extracción también puede resultar aconsejable como alternativa frente a la destilación al alto vacío, a temperaturas muy bajas, para evitar la descomposición térmica. Por ejemplo, los ácidos grasos de cadena larga pueden separarse de los aceites vegetales mediante destilación al alto vacío, pero se separan en forma más económica por extracción con propano líquido. El tántalo y el niobio se pueden separar mediante una tediosísima cristalización fraccionada de los fluoruros dobles con potasio; empero, su separación es bastante sencilla por extracción líquida de las soluciones de ácido fluorhídrico con metilisobutil-cetona. (Treybal, 2004:555)

3. Como un sustituto de métodos químicos. Los métodos químicos consumen reactivos y con frecuencia conducen a una costosa eliminación de los subproductos químicos. La extracción líquida, que no provoca gastos químicos o eliminación de subproductos, puede ser menos costosa. La separación de metales como uranio-vanadio, hafnio zirconio, tungsteno-molibdeno y los productos de fisión de los procesos de energía atómica, se llevan a cabo más económicamente por extracción líquida. Aun los metales menos costosos como cobre y sustancias químicas inorgánicas como ácido fosfórico, ácido bórico y similares, se pueden purificar de manera económica mediante extracción líquida, a pesar que el costo de recuperación del disolvente debe incluirse en las cuentas finales. (Treybal, 2004:556)

4. Separaciones que por ahora no se pueden realizar por otros métodos: En la destilación, en donde la fase vapor se crea a partir del líquido por adición de calor, el vapor y el líquido están compuestos necesariamente de las mismas sustancias; por lo tanto, son muy similares químicamente. Entonces, las separaciones producidas dependen de las presiones de vapor de las sustancias. En contraste, en el caso de la extracción líquida, los componentes principales de las dos fases son muy distintos químicamente; por esto, son posibles las separaciones de acuerdo con el tipo químico. Por ejemplo, los hidrocarburos aromáticos y parafínicos de aproximado peso molecular no se pueden separar por destilación, ya que sus presiones de vapor son casi iguales; sin embargo, pueden separarse fácilmente por extracción con distintos disolventes, como dióxido de azufre líquido, dietilenglicol o sulfolano. (Es importante observar que la destilación extractiva también es útil en estas operaciones, pero es simplemente la extracción de la fase vapor con un disolvente, mientras que la destilación líquida es la extracción de la fase líquida. Con frecuencia, los mismos disolventes son útiles en los dos casos, como es de esperarse.) Muchos productos farmacéuticos, como por ejemplo la penicilina, se producen en mezclas tan complejas que sólo la extracción líquida es un método adecuado de separación. (Treybal, 2004:557)

5. Equilibrio líquido. La extracción supone el uso de sistemas compuestos por tres sustancias cuando menos; aunque las fases insolubles son predominantemente muy distintas desde el punto de vista químico, en la mayoría de los casos los tres componentes aparecen en cierto grado en las dos fases. Se utilizará el siguiente esquema de notación para describir las concentraciones y cantidades de estas mezclas ternarias, con el fin de analizar tanto el equilibrio como los balances de materia. (Treybal, 2004:557)

6. Esquema de notación

a. A y B son líquidos puros básicamente insolubles; C es el soluto distribuido. Las mezclas que se van a separar por extracción están compuestas de A y C; B es el disolvente de extracción.

b. Se utiliza la misma letra para indicar la cantidad de una solución o mezcla y la ubicación de la mezcla en el diagrama de fases. Las cantidades se miden por kilogramos en las operaciones por lotes y en masa/tiempo en las operaciones continuas. Entonces,

E = masa/tiempo de solución E , un extracto, que se muestra en un diagrama de fase como el punto E .

R = masa/tiempo de solución R , un refinado, que se muestra en un diagrama de fases como el punto R .

B = masa/tiempo de disolvente B .

Las cantidades libres de disolvente (libres de B) se indican mediante letras con “prima”. Entonces,

E' = masa/tiempo de solución libre de B , que se muestra en un diagrama de fases como el punto E' .

$$E = E'(1 + N_E)$$

c. x = fracción peso de C en el disolvente pobre (rico en A), o refinado, líquidos
 y = fracción peso de C en el disolvente rico (rico en B), o extracto, líquidos

$$x' = x/(1 - x) = \text{masa de } C / \text{masa de líquidos refinados sin incluir masa de } C$$

$$y' = y/(1 - y) = \text{masa C}/\text{masa de los líquidos del extracto sin incluir masa de C}$$

$$X = \text{fracción peso de C en los líquidos refinados libres de B, masa C}/(\text{masa A} + \text{masa C})$$

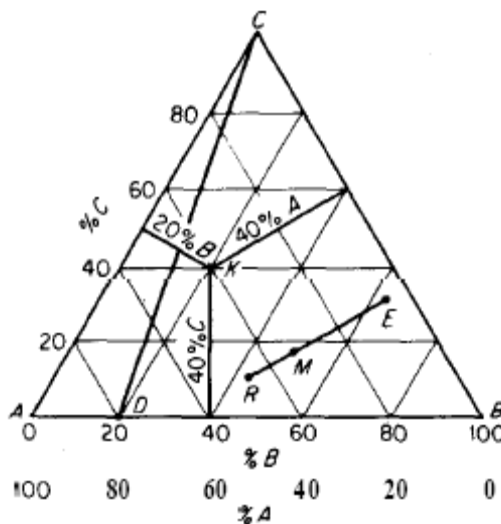
$$Y = \text{fracción peso de C en los líquidos del extracto libres de B, masa C}/(\text{masa A} + \text{masa C})$$

$$N = \text{fracción peso de B con base en libre de B, masa B}/(\text{masa A} + \text{masa C})$$

Los subíndices identifican la solución o mezcla a la cual se refieren los términos de concentración. Las etapas se identifican mediante números. Así, x_3 = fracción peso de C en el refinado de la etapa 3; Y_3 = fracción peso de C (en base libre de B) en el extracto de la etapa 3, etc. Para otras soluciones identificadas mediante una letra en el diagrama de fases, se utiliza la misma letra como subíndice de identificación. Así, x_M = fracción peso de C en la mezcla M. Un asterisco identifica específicamente a aquellas concentraciones en el equilibrio en donde se acentúa la condición en el equilibrio. Así, y_E^* = fracción peso de C en la solución E en el equilibrio.

d. A través de todo el análisis de equilibrios, balances de materia y cálculos por etapas, las fracciones mol, relaciones mol y kmol pueden sustituirse de modo congruente por . fracciones peso, relaciones en peso y kg, respectivamente.

Gráficos 1. Coordenadas triangulares equiláteras



(Treybal, 2004:560)

7. Coordenadas triangulares equiláteras. Estas coordenadas se utilizan extensamente en la bibliografía química para describir gráficamente las concentraciones en sistemas ternarios. Una de las propiedades de un triángulo rectángulo es que la suma de las distancias perpendiculares desde cualquier punto dentro del triángulo hasta cualquiera de los tres lados, es igual a la altura del triángulo. Por lo tanto, sea la altura la composición al 100% y las distancias a los tres lados los porcentajes o fracciones de los tres componentes. Remítase a la figura 10.1. Cada vértice del triángulo representa uno de los componentes puros, como está señalado. La distancia perpendicular desde cualquier punto, como K a la base AB , representa el porcentaje de C en la mezcla K ; la distancia a la base AC , el porcentaje de B ; la distancia a la base CB , el porcentaje de A . Entonces, $x_K = 0.4$. Cualquier punto sobre un lado del triángulo representa una mezcla binaria. Por ejemplo, el punto D es una mezcla binaria que contiene 80% de A , 20% de B . Todos los puntos sobre la línea DC representan mezclas que contienen la misma relación de A a B y pueden considerarse como mezclas originalmente en D , al cual se le agrego C . Si R kg de una mezcla en el punto R se agregan a E kg de una mezcla en E , la nueva mezcla se muestra sobre la línea recta RE en el punto M , tal que

$$\frac{R}{E} = \frac{\text{línea } ME}{\text{línea } RM} = \frac{x_E - x_M}{x_M - x_R} \quad (\text{Ecuación 1})$$

En forma alternativa, la composición correspondiente al punto M puede calcularse mediante balances de materia, como se mostrará posteriormente. En forma similar, si de una mezcla en M se separa una mezcla de composición E , la nueva mezcla esta sobre la línea recta EM , que se extiende alejándose de E y que esta ubicada en R de forma que se aplica la ecuación 1. (Treybal, 2004:565)

B. Destilación

La destilación es una de las operaciones básicas más utilizadas en escala industrial para separar y purificar los componentes de una mezcla, aprovechando las propiedades físicas y químicas, principalmente la diferencia en las temperaturas de ebullición que tienen dichos componentes entre sí.

En general, el término destilación se aplica a los procesos de vaporización en los cuales el vapor es recuperado sustancialmente puro o libre del componente no vaporizado y que la diferencia de la evaporación, en la cual el componente vaporizado no tiene relativamente valor. La mayoría de las aplicaciones de la destilación son en la separación de uno o más componentes de una mezcla de compuestos orgánicos, aunque hay algunos casos de importancia industrial, en los que hay separación de mezclas de compuestos inorgánicos. Existen varios tipos de destilación, los cuales reciben diferentes nombres que representan la operación a desarrollar, por lo cual se tienen términos como: destilación simple, destilación por arrastre, destilación azeotrópica, destilación extractiva y destilación por rectificación. El proceso más importante de ellos es el de la destilación por rectificación o

simplemente rectificación, el cual consiste en efectuar un contacto entre los vapores que salen por la cima de la columna y una porción de líquido obtenida por condensación de los mismos vapores. El resultado de la operación es una transferencia de masa y de calor que provoca un mayor enriquecimiento de los vapores en el componente más volátil, que si la mezcla fuese tratada por una destilación simple, usando la misma cantidad de calor para ambos casos. El líquido que se regresa es llamado reflujo. (Treybal, 2004:450)

La destilación 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. Mediante la manipulación adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación tan completa como se quiera y recobrar, en consecuencia, los dos componentes de la mezcla con la pureza deseada. (Treybal, 2004:452)

Son claras las ventajas de un método de separación como éste. En la destilación, la nueva fase difiere de la original por su contenido calorífico, pero el calor se incrementa o se elimina sin dificultad; aunque debe considerarse el costo de aumentarlo o eliminarlo. Por otra parte, las operaciones de absorción o desorción, que dependen de introducir una sustancia extraña, proporcionan una nueva solución, que a su vez quizá tendría que separarse mediante alguno de los procesos difusivos, a menos que la nueva solución fuera útil directamente. Al mismo tiempo, la destilación posee ciertas limitaciones como proceso de separación. En la absorción u operaciones similares, en donde se ha acordado introducir una sustancia extraña para obtener una nueva fase con fines de distribución, generalmente se escoge entre una gran variedad de disolventes con el fin de obtener la mayor separación posible. Por ejemplo, como el agua no sirve para absorber gases de hidrocarburos presentes en una mezcla gaseosa, se escoge, en lugar del agua, un aceite de hidrocarburo que proporcione una solubilidad elevada. Sin embargo, en la destilación no se tiene esta posibilidad de elección. El gas, que puede crearse a partir de un líquido mediante la aplicación de calor, consta sólo de los componentes que se encuentran en el líquido. Por lo tanto, ya que el gas es químicamente muy similar al líquido, el cambio de composición resultante por distribuir los componentes entre las dos fases generalmente no es muy grande. De hecho en algunos casos el cambio de composición es tan pequeño que el proceso no es práctico; mas aún, puede suceder que no haya ningún cambio en la composición.

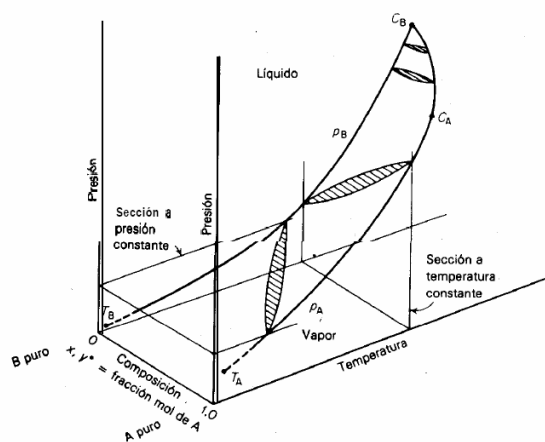
No obstante, la separación directa que comúnmente es posible por destilación, en productos puros que no requieren procesamiento posterior, tal vez ha hecho de ésta la más importante de todas las operaciones de transferencia de masa. (Treybal, 2004:453)

1. Equilibrio vapor-líquido

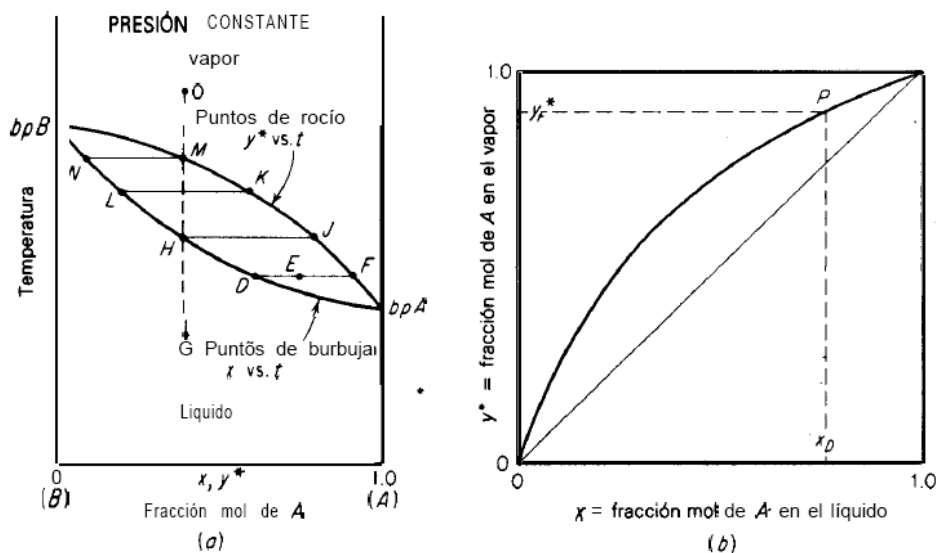
a. Diagrama de fases presión-temperatura-concentración. Se consideran dos condiciones iniciales para explicar un diagrama de fases: (a) que los componentes líquidos se disuelven en cualquier proporción para formar soluciones homogéneas, las cuales no son necesariamente ideales, y (b) que no hay complicación alguna de puntos de ebullición máximos o mínimos. El componente A de la mezcla binaria A-B se considerará como el más volátil; esto significa que la presión de vapor de A puro a cualquier temperatura es mayor que la presión de vapor de B puro. Por supuesto, el equilibrio entre vapor-líquido para cada sustancia pura de la mezcla es su relación entre la presión de vapor y la temperatura, tal como se indican en la figura 1. Respecto de las mezclas binarias, se debe también considerar una variable adicional, la concentración. Las fracciones mol son las unidades más convenientes de concentración que pueden utilizarse; durante todo este análisis x será la fracción mol de la sustancia más volátil, A en el líquido, y y^* la correspondiente fracción mol en el equilibrio de A en el vapor.

La representación gráfica completa del equilibrio requiere un diagrama tridimensional como el de la figura 1. La curva señalada p_A es la curva de presión de vapor de A; cae completamente en el plano de composición más cercano a $x = 1.0$. La curva se extiende desde su punto crítico C_A , hasta su punto triple T_A , pero las complicaciones de la fase sólida que no intervienen en las operaciones de destilación no se van a considerar. De manera parecida, la curva p_B es la presión de vapor de B puro, en el plano más lejano a $x = 0$. Las regiones del líquido y del vapor en las composiciones entre $x = 0$ y 1.0 están separadas por una superficie doble que se extiende desde p_A hasta p_B . La forma de esta superficie doble se estudia más fácilmente considerando secciones a presiones y temperaturas constantes.

Gráficos 2. Equilibrio presión-temperatura



Gráficos 3. Equilibrio a presión constante



b. Equilibrios a presión constante. Considérese primero una sección típica a presión constante (figura 3a). La intersección de la superficie doble de la figura 2 con el plano de presión constante produce una curva sin máximos o mínimos que se extiende desde el punto de ebullición de B puro hasta el de A puro a la presión considerada. La curva superior proporciona la relación entre la temperatura y la composición del vapor (t - y^*); la curva inferior, la relación entre la temperatura y la composición del líquido (t - x). Las mezclas de líquido y vapor en el equilibrio están a la misma temperatura y presión, de forma que las líneas de unión, como la línea DF , unen las mezclas en el equilibrio en D y F . Hay un número infinito de dichas líneas de unión para este diagrama. Una mezcla en la curva inferior, como en el punto D , es un líquido saturado; una mezcla en la curva superior, como en F , es un vapor saturado. Una mezcla en E es una mezcla de dos fases, que consta de una fase líquida de composición en D y una fase vapor de composición en F , en proporción tal que la composición promedio de toda la mezcla se representa mediante E . Las cantidades relativas de las dos fases en el equilibrio están relacionadas con los segmentos de la línea de unión:

$$\frac{\text{Moles de } D}{\text{Moles de } F} = \frac{\text{línea } EF}{\text{línea } DE} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Considérese una solución en G , en un recipiente cerrado que puede mantenerse a presión constante moviendo un pistón. La solución está completamente líquida, si se calienta, la primera burbuja de vapor se forma en H y tiene la composición en J , más rica en la sustancia más volátil; por lo tanto, la curva inferior se llama la curva de temperatura del punto de burbuja. Al irse evaporando más mezcla, se forma más vapor a expensas del líquido; se origina entonces, por ejemplo, el líquido L y su

vapor en el equilibrio K, aunque la composición de la masa total es aún la original como en G. La última gota del líquido se evapora en M y tiene la composición en ZV. El sobrecalentamiento de la mezcla sigue la trayectoria MG. La mezcla se ha evaporado en un rango de temperatura desde H hasta M, a diferencia de la temperatura única de evaporación de una sustancia pura. Entonces, el término punto de ebullición para una solución, generalmente no tiene significado puesto que la evaporación ocurre en un rango de temperatura, esto es, desde el punto de formación de la burbuja hasta el punto de formación de rocío. Si se enfría la mezcla en O, todos los fenómenos reaparecen en orden inverso. Por ejemplo, la condensación comienza en M, en donde la curva superior se conoce como la curva de punto de rocío y continúa hasta H. Por otra parte, si una solución como la que se encuentra en H, se hierve en un recipiente abierto y sus vapores escapan hacia la atmósfera, el residuo líquido se volverá cada vez más pobre, puesto que el vapor es más rico en la sustancia más volátil. La temperatura y la composición del líquido saturado residual se mueven a lo largo de la curva inferior hacia N, al continuar la destilación. Las composiciones vapor-líquido en el equilibrio pueden mostrarse también sobre un diagrama de composición (X VS. JJ*), como en la figura 2b. Por ejemplo, el punto P sobre el diagrama representa la línea de unión DF. Dado que el vapor es más rico en la sustancia más volátil, la curva cae arriba de la diagonal 45° que se ha trazado como comparación. (Treybal, 2004:460)

c. Volatilidad relativa. Cuanto mayor es la distancia entre la curva en el equilibrio y la diagonal de la figura 2b, mayor es la diferencia en las composiciones del líquido y del vapor, y mayor es la facilidad para realizar la separación por destilación. Una medida numérica de lo anterior se conoce como el factor de separación α , particularmente en el caso de la destilación, la volatilidad relativa α . Esta es la relación entre la relación de concentraciones de A y B en una fase y en la otra, y es una medida de la posibilidad de separación.

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

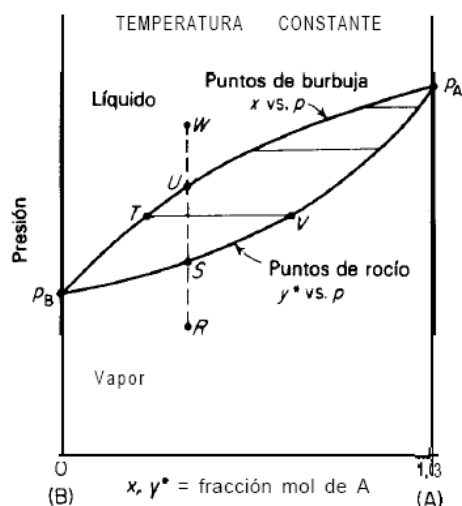
(Ecuación 3)

El valor de α generalmente cambiará al variar x de 0 a 1. Si $y^* = x$ (excepto en $x = 0$ o 1), $\alpha = 1.0$ y la separación no es posible. Cuanto más arriba de la unidad esté α , mayor será el grado de separación.

d. Equilibrios a temperatura constante. En la figura 3 se muestra una sección típica a temperatura constante del diagrama de fases tridimensional. La intersección del plano a temperatura constante con la superficie doble de la figura 1 proporciona las dos curvas que se extienden sin máximos ni mínimos desde la presión de vapor de B puro hasta la A. Al igual que antes, hay un número infinito de líneas de unión horizontales, como TV, que unen un vapor en el equilibrio, como en V, con su líquido correspondiente, como en T. Una solución en W, en un recipiente cerrado, es completamente un líquido; si la presión se reduce a temperatura constante, la primera burbuja de vapor se forma en U, la evaporación completa sucede en S; una reducción mayor de la presión da un vapor sobrecalentado

como en R. Los datos de equilibrio vapor-líquido, excepto en el caso de las situaciones especiales de las soluciones ideales y regulares, se deben determinar experimentalmente. Existen descripciones de métodos experimentales, extensas bibliografías y listas de datos. (Treybal, 2004:465)

Gráficos 4. Equilibrio a temperatura constante



e. Equilibrios líquido vapor a presión aumentada. Por supuesto, a presiones mayores, las secciones a presión constante intersecarán la superficie doble de la figura 1 a temperaturas mayores. Las intersecciones se pueden proyectar en un plano sencillo, como en la figura 3.

Debe observarse que las curvas anilladas no sólo se presentan a temperaturas altas, sino que generalmente también se vuelven más cerradas. Por lo tanto, la volatilidad relativa y por ende la capacidad de separación, generalmente son menores a presiones elevadas. Cuando se supera la presión crítica de un componente, deja de existir la distinción entre vapor y líquido para ese componente y para mezclas, por lo tanto, las curvas anilladas se vuelven más cortas, como sucede a presiones mayores de p_{B3} , que es la presión crítica para A en la figura. Las separaciones por destilación sólo pueden realizarse en la región en que exista una curva anillada. En sistemas particulares, la presión crítica de la sustancia menos volátil puede alcanzarse antes que la presión crítica de la más volátil; también es posible que la superficie doble de la figura 2 se extienda, a composiciones intermedias, ligeramente más allá de las presiones críticas para cualquiera de las sustancias. (Treybal, 2004:470)

2. Generalidades de la destilación

Cuando se trata de separar los componentes que forman una mezcla, mediante la operación de destilación es necesario primero conocer o estimar sus propiedades físicas y fisicoquímicas, ya que éstas serán las que determinen el número de etapas teóricas requeridas para efectuar dicha separación. El concepto de etapa teórica o ideal, representa la factibilidad de realizar la separación de los

componentes con una eficiencia por etapa de 100%. Su cálculo depende principalmente del tipo de mezcla, de la pureza que se requiera en los productos, de las condiciones y calidad de la alimentación de reflujo (si es rectificación). El cálculo del número de etapas teóricas se realiza utilizando los métodos de McCabe-Thiele, Sorel o Ponchon-Savarit que son los más conocidos y usados en la actualidad para mezclas binarias y los métodos de Lewis-Matheson o gráfico (McCabe Thiele para mezclas multicomponentes. Una breve descripción de los métodos arriba señalados es presentada a continuación:

a. Método McCabe Thiele . Es un método gráfico y se basa en el diagrama x-y, que relaciona la fracción mol del componente ligero en el líquido (x) con una correspondiente fracción mol del mismo componente en el vapor (y), siendo este gradiente de concentraciones el que permite efectuar la separación de los componentes de la mezcla, requiriéndose un número dado de etapas teóricas que son trazadas en el diagrama de acuerdo a la pureza fijada para los productos. Este procedimiento es muy usual, siendo adecuado cuando los componentes de la mezcla tienen propiedades físicas y fisicoquímicas similares. (Arenas, 1973:6)

b. Método de Ponchon Savarit Este método es muy exacto para mezclas binarias, ya que analiza la separación a base de balance de entalpías, con lo cual se eliminan los errores cometidos por cambios de molaridad de los flujos, es decir las cargas de líquido y vapor son determinadas en cualquier punto de la columna efectuando un balance térmico. Usualmente la solución de los problemas se hace gráficamente usando un diagrama entalpía-composición. El problema fundamental de este procedimiento es conocer las relaciones de entalpía para cada uno de los componentes. (Arenas, 1973:6)

c. Método de Sorel. Se basa en el cálculo matemático de etapa por etapa, necesitándose conocer previamente las concentraciones de los productos, la cantidad de reflujo y las condiciones de operación de las diversas zonas de la columna y se aplica a sistemas en los cuales se conocen o pueden ser estimadas las relaciones de equilibrio y entalpías. (Arenas, 1973:6)

d. Relaciones de equilibrio y volatilidades. La facilidad con la cual un componente es vaporizado es llamada su volatilidad; la volatilidad relativa de varios componentes determina las relaciones de equilibrio líquido-vapor de la mezcla. Los componentes que vaporizan más rápidamente en una solución hirviendo son llamados más volátiles o “ligeros”. Los componentes que se vaporizan menos rápidamente son llamados menos volátiles o pesados. Las volatilidades son expresadas numéricamente como relaciones de equilibrio y como volatilidades relativas. (Arenas, 1973:6)

e. Relaciones de equilibrio. Una relación de equilibrio expresa una relación entre un vapor y un líquido hirviendo en equilibrio físico uno con otro. Para cada componente la relación de equilibrio se representa por la ecuación general:

$$y = kx \text{ (ecuación 4)}$$

f. Volatilidades relativas. Debido a que la destilación es el proceso de separación de los componentes de la mezcla aprovechando la diferencia entre las volatilidades de los componentes, la relación de las volatilidades es más importante que la relación de equilibrio. Así para conocer la volatilidad relativa del componente A al componente B se define como:

$$\alpha_{AB} = \frac{k_A}{k_B} = \frac{y_A}{x_A} \cdot \frac{x_B}{y_B} \quad \text{(ecuación 5)}$$

La aplicación al cálculo de las ecuaciones 1 y 2 dependen del comportamiento y del tipo de sistema que se trate. Así se tienen sistemas ideales, no ideales y azeotrópicos. Además por el número de componentes los sistemas pueden ser binarios o multicomponentes. (Arenas, 1973:8)

g. Sistemas Ideales. En un sistema ideal, las constantes de equilibrio pueden aplicarse en base a que las volatilidades son independientes de la composición. Para cada componente en un sistema ideal, la presión parcial es proporcional a su concentración y por lo tanto la volatilidad relativa del componente A a cualquier otro componente B en la mezcla ideal será igual a sus relaciones de presión de vapor. (Arenas, 1973:6)

$$\alpha_{AB} = \frac{k_A}{k_B} = \frac{p_A}{p_B} \quad \text{(Ecuación 10)}$$

Esta ecuación sólo es válida a bajas presiones y con componentes de mezcla con comportamiento de gas ideal.

h. Sistemas no ideales. Los sistemas vapor-líquido pueden desviarse de la idealidad debido a comportamientos no ideales del líquido, del vapor o de ambos. La desviación de la idealidad es medida en términos de coeficiente de actividad y para cada componente se representa por:

$$K = \gamma K' \quad \text{(Ecuación 7)}$$

Para el componente puro, el coeficiente de actividad es igual a 1. A medida que el comportamiento se desvía de la idealidad, el coeficiente de actividad se incrementa, teniendo un valor numérico mayor a 1. Aunque el coeficiente de actividad está constituido por los factores de desviación de la idealidad del líquido y del vapor, generalmente el efecto más sensible es el debido a la desviación de la idealidad del líquido y del vapor, generalmente el efecto más sensible es el debido a la desviación del comportamiento ideal del vapor y normalmente sólo éste es tomado en consideración para fines de diseño. (Arenas, 1973:11)

i. **Sistemas Azeotrópicos.** Como los coeficientes de actividad pueden cambiar con la composición, sucede algunas veces que la relación de equilibrio de cada componente de una solución es igual a 1, en alguna composición particular de líquido. En ese caso, el vapor tiene la misma composición que el líquido. Tal composición es llamada un azeótropo. La separación de la mezcla azeotrópica no puede ser realizada por los métodos normales de destilación, se tiene que recurrir a la adición de un tercer componente, que cuando es apropiadamente seleccionado, rompe el azeótropo. (Arenas, 1973:12)

j. **Grados de Libertad.** Para cualquier componente puro a una presión dada existe un único valor de temperatura de ebullición. Similarmente para cualquier mezcla líquida a una presión dada corresponde a una única temperatura a la cual comienza a hervir. Esta temperatura es llamada punto de ebullición del líquido. También para cualquier mezcla de vapor a una presión dada, hay una temperatura única a la cual comienza a condensar que es llamada punto de rocío del vapor. Cuando una mezcla de vapor-líquido está en equilibrio, la porción de líquido estará en el punto de ebullición y la porción de vapor estará en el punto de rocío. Consecuentemente fijando la composición de una fase y una variable de operación (temperatura o presión), la composición de la otra fase y la otra variable de operación son conocidas.

(Arenas, 1973:13)

k. **Sistemas binarios.** El equilibrio líquido-vapor para un sistema binario es obtenido de la siguiente secuencia

$$\begin{aligned}
 y_B &= 1 - y_A \\
 x_B &= 1 - x_A \\
 \frac{y_A}{1 - y_A} &= \alpha_{AB} \frac{x_A}{1 - x_A} \\
 y_A &= \frac{\alpha_{AB} x_A}{1 + (\alpha_{AB} - 1) x_A}
 \end{aligned}
 \tag{Ecuación 8}$$

La ecuación 8 sirve para trazar el diagrama de equilibrio, que normalmente se dibuja considerando que la operación del sistema es a presión constante. (Arenas, 1973:13)

l. **Sistemas multicomponentes.** Las mismas consideraciones de volatilidad son aplicables para todos los sistemas líquido-vapor, solamente que las relaciones de equilibrio no pueden ser usualmente graficadas para sistemas multicomponentes como en el caso de sistemas binarios, ya que para fijar la concentración del vapor o líquido de uno de los componentes, más de dos parámetros son requeridos. Por lo anterior, las relaciones de equilibrio para sistemas multicomponentes son usualmente manejados en forma algebraica. (Arenas, 1973:13)

m. Selección de las partes internas de una columna de destilación. Los procesos de destilación se realizan en recipientes denominados genéricamente columnas o torres de destilación, las cuales son cilindros verticales conteniendo internamente superficies de contacto entre vapor y líquido, por las cuales descienden el líquido y asciende el vapor. Existe una gran cantidad de tipos de partes internas, las cuales marcan la forma en la cual se va a efectuar el trabajo propuesto la selección de éstas se ve afectada por una serie de factores más o menos determinantes, haciéndose necesario efectuar un análisis parcial de cada uno para poder seleccionar el tipo más adecuado y que reúna las máximas ventajas posibles en la operación.

Aún cuando no hay una división clara entre los diversos tipos de internos, pueden hacerse varias diferenciaciones de acuerdo a factores típicos.

La primera diferencia puede ser marcada como sigue:

- Platos
- Empaques

3. Diseño de Torres Empacadas de Destilación

a. Generalidades de las Torres empacadas. Las torres empacadas están encontrando un incrementado uso en una amplia variedad de aplicaciones en las industrias de procesos químicos. Esto refleja un incremento en la cantidad de información de diseño disponible, una evolución de empaques con mayor capacidad y mayor eficiencia y mejoras en distribuidores y platos de soporte. Hoy se pueden tener en consideración los empaques para muchos servicios en los que se requieren altos números de etapas teóricas para la transferencia de masa. Como ejemplo de ello, la mayoría de columnas de fraccionamiento en plantas de procesamiento de gases que anteriormente estaban equipadas con platos, pueden ser utilizadas ahora con empaques. Los empaques de anillos con aberturas en metal y plástico y los de silla de plástico, ofrecen grandes mejoras en capacidad de absorción y aplicaciones de transferencia de calor. (Perry, 1999:13-52)

Las torres empacadas han encontrado un uso incrementado en pequeñas torres de fraccionamiento y en absorbedores en los que la accesibilidad está restringida. Su uso ha mostrado ser ventajoso también donde el control de la corrosión es esencial. (Perry, 1999:13-53)

Debido a que la distribución líquido-líquido está relacionada con el empaque, aún no se recomienda utilizar empaques para columnas de diámetros muy grandes. Todos los empaques tienden a esparcir el líquido mientras este fluye hacia abajo, esta característica es adecuada para la dispersión del líquido entre los puntos de distribución, pero no para corregir una distribución pobre a través de la torre sin una pérdida considerable de eficiencia. (Perry, 1999:13-53)

b. **Aplicaciones de Torres Empacadas.** Las operaciones de destilación pueden ser llevadas a cabo en torres empacadas en vez de utilizar torres de platos. Anteriormente, exceptuando columnas pequeñas, las columnas de platos eran mucho más usadas que las columnas empacadas. No obstante, el desarrollo de materiales de empaque, la necesidad de incrementar la capacidad y la eficiencia y de reducir la caída de presión en muchas aplicaciones, ha derivado en una mayor utilización de columnas empacadas de mayor tamaño. Las columnas empacadas pueden utilizar empaques aleatorios, es decir; anillos Pall o empaques estructurados (ordenados, arreglados o apilados), como por ejemplo alambre amarrado y hojas corrugadas y perforadas. Las columnas de platos por lo general emplean válvulas, tamices, o bandejas con salidas de flujo. La elección entre una columna empacada y una columna de platos se basa principalmente en factores económicos cuando se toma en cuenta la eficiencia de contacto, capacidad de carga y caída de presión. Las columnas empacadas deben ser alimentadas con una buena carga inicial de distribución de líquido a través de la columna y redistribución del líquido en varios intervalos de altura de la torre, los cuales disminuyen a medida que se incrementa el diámetro de la columna. (Van Winkle, 1985:605)

Las columnas empacadas deben ser consideradas en los siguientes casos:

- Se desea separar mezclas sensibles a la temperatura. Para evitar la polimerización, la operación de vacío puede ser necesaria. La menor retención de líquido y caída de presión por etapa teórica de la columna empacada será particularmente útil.
- Cerámica o plástico es un material aceptable para la construcción de un punto de unión de la columna de modo que no sea corrosivo y pueda ser mojado.
- Es necesario redimensionar cuando se desea que una columna incremente la carga y la eficiencia y disminuya la caída de presión. Para este caso también se pueden aplicar los empaques estructurados.
- Las relaciones de líquido son muy bajas o las de vapor son muy altas; en estos casos los empaques estructurados son muy útiles.
- Cuando la mezcla a ser separada está clara y libre de sólidos, además no se necesitará limpiar las partes internas de la columna.
- La mezcla a ser separada tiende a formar espuma, la cual colapsa más fácilmente en una columna empacada.
- Cuando se requiere una alta recuperación de un compuesto volátil a través de una operación por lotes. La retención de líquido es mucho menor en una columna empacada.

Las columnas empacadas se utilizan casi en todos los casos en que el diámetro de la columna es menor a 762mm (30 pulgadas). Pero fuera de esta especificación, no se recomiendan en los siguientes casos:

- Cuando se desea una alimentación múltiple, salidas laterales y condensadores intermedios o recalentadores intermedios.

- Cuando se requiere un amplio rango de carga.
- Cuando no se tiene información de la separación de alguna mezcla en particular en una columna empacada. Los procedimientos de diseño están mejor establecidos para columnas de platos que para columnas empacadas. Esto se cumple con respecto a la eficiencia de separación, puesto que la eficiencia de los platos puede ser estimada más exactamente que la altura equivalente a una etapa teórica (HETP). (Van Winkle, 1985:605)

c. Torres empacadas versus torres de platos. Tanto los empaques como los platos son utilizados para proveer contacto muy cercano entre el vapor ascendente y el líquido descendente sin causar una gran reducción en la capacidad de una columna de fraccionamiento. La diferencia más notable entre platos y empaques es el porcentaje de abertura de cada dispositivo de contacto de fases. Un plato, tiene una abertura de 8 a 15% de la sección transversal de la torre, mientras que una abertura esperada para el diseño de un empaque típico es de más del 50% de la sección transversal de la torre. La sección vacía de la torre empacada es aún más grande; usualmente más de un 90% del volumen de la torre. Además, con el empaque el contacto es prontamente alcanzado entre las fases de vapor y líquido a través de la columna y no únicamente en puntos específicos, como sucede con los platos. (Van Winkle, 1985:610)

Los siguientes puntos muestran las ventajas del uso de torres empacadas sobre las torres con platos:

1) Alta capacidad con grandes cantidades de líquido o alta viscosidad. Las columnas con platos utilizan la energía del vapor para crear una el área superficial de transferencia de masa a través del burbujeo en el líquido. Las torres empacadas, con la ayuda de la gravedad crean el área superficial de transferencia de masa debido a que el líquido cae sobre el empaque. Por ello no hay desperdicio en una torre empacada, ya que el 100% de la sección transversal de la torre es utilizada para la transferencia de masa.

2) Combinación de alta capacidad y alta eficiencia. Debido a que la capacidad de una torre empacada es mayor que la de una torre de platos de similar tamaño, puede utilizarse una torre empacada más pequeña que una torre de platos, utilizando empaques lo suficientemente eficientes, para manejar la misma capacidad. El rango de tamaños de empaques y tipos, permiten que la combinación de eficiencia y capacidad sea optimizada.

3) No forman espumas. Las columnas con platos utilizan la fase continua de líquido para crear una espuma que es difícil de separar. Las torres empacadas utilizan una fase continua del vapor y una discontinua del líquido.

4) Baja caída de presión. Las torres empacadas tienen una baja caída de presión por etapa teórica o unidad de transferencia, lo cual es beneficioso en aplicaciones de baja presión y de vacío.

5) Tiempo de residencia corto. Las torres empacadas no detienen al líquido por mucho tiempo, ello se traduce en un bajo tiempo de residencia para materiales que son sensibles a las

altas temperaturas. En contraste, las columnas de platos detienen típicamente de un 20 a 30% del volumen del líquido. (Van Winkle, 1985:612)

d. Caída de presión en torres empacadas. La caída de presión a través de una columna empacada representa la pérdida de fricción, pérdida de energía cinética a través del empaque y la fuerza ejercida por el líquido detenido. A una caída de presión constante, la columna empacada tiene menos detenimiento volumétrico del líquido en sistemas de alta densidad líquida. Pero con líquidos de baja densidad, el detenimiento volumétrico del líquido puede ser significativamente mayor que el del agua al mismo ΔP . A presión atmosférica y en servicios de vacío, la cabeza estática de presión producida por el gas es despreciable. En fraccionadores de alta presión que requieren un alto número de etapas teóricas, la cabeza estática del vapor puede ser considerada en el tramo del condensador al recalentador. En este caso, el valor deberá ser añadido al ΔP calculado para determinar la presión del fondo de la columna y la temperatura del recalentador. La caída de presión puede ser estimada de acuerdo a gráficas de correlaciones generalizadas de caída de presión o de acuerdo a la siguiente ecuación representada por Leva:

$$\Delta P = \alpha 10^{\beta L} \cdot \frac{G_1^2}{\rho_g} \quad (\text{Ecuación 9})$$

Esta ecuación fue originalmente desarrollada para sistemas de agua-aire. Para otros líquidos, L debe ser multiplicado por la razón de la densidad de ese líquido entre la densidad del agua. (Mc Cabe, 2003:251)

La caída de presión se grafica en coordenadas logarítmicas frente a la velocidad de flujo del gas G_y , expresada en masa de gas por hora y por unidad de área de la sección transversal, considerando que la torre está vacía. Por tanto, G_y está relacionada con la velocidad superficial del gas por medio de la ecuación $G_y = u_0 \rho_y$, donde ρ_y es la densidad del gas. Cuando el empaque está seco, la línea que se obtiene es recta y tiene una pendiente del orden de 1.8. Por consiguiente, la caída de presión aumenta con la velocidad elevada a una potencia de 1.8. Si el empaque está irrigado con un flujo constante de líquido, la relación entre la caída de presión y la velocidad de flujo de gas sigue inicialmente una línea paralela a la del empaque seco. La caída de presión es mayor que en el empaque seco, debido a que el líquido en la torre reduce el espacio disponible para el flujo de gas. Sin embargo, la fracción de huecos no varía con el flujo de gas. Para velocidades moderadas de gas, la línea para el empaque irrigado tiene una pendiente cada vez más pronunciada, debido a que el gas impide el flujo descendente del líquido de forma que aumenta la retención de éste con la velocidad de flujo de gas. El punto en el que la retención de líquido comienza a aumentar, hecho que se aprecia por un cambio de la pendiente de la línea de la caída de presión, recibe el nombre de punto de carga. (Mc Cabe, 2003:252)

Al aumentar todavía más la velocidad del gas, la caída de presión se incrementa aún más rápido, y las líneas se hacen casi verticales cuando la caída de presión es del orden de 2 a 3 pulgadas de

agua por pie de empaque (150 a 250mm de agua por metro). En determinadas regiones de la columna, el líquido se transforma en una fase continua y se dice que la columna está inundada. Temporalmente se utilizan flujos de gas más elevados, pero el líquido se acumula con mayor rapidez, y la columna completa puede llenarse con líquido. (Mc Cabe, 2003:252)

e. Inundación. En columnas empacadas, la inundación es causada cuando la energía potencial del vapor es mayor que la del líquido (esto es, cuando todos los espacios vacíos en el empaque se llenan con líquido), con el resultado que el líquido sube a través de la columna y se rebalsa. Esto da un ΔP de 2 a 3 pulgadas de H_2O /pie de profundidad de empaque, y una columna no puede ser operada exitosamente bajo estas condiciones. La inundación depende de un número de parámetros, sin embargo se cuenta con algunas correlaciones empíricas para el diseño. (Mc Cabe, 2003:253)

f. Condiciones de operación y diseño. Las torres empacadas operan típicamente a una velocidad del gas que corresponde a 50-80% de la condición de inundación. Esto por lo regular significa un ΔP de 0.5- 1.0 pulgadas de H_2O / pie de empaque. Alternativamente un alto decremento en el flujo causa un canalizado a través de la cama empacada, lo que hace que la columna tenga un desempeño pobre.

Existen dos métodos de diseño principales para columnas empacadas. Uno es la selección de un ΔP aceptable, y el otro es seleccionar una fracción de la capacidad de inundación. El máximo ΔP recomendado para el diseño es 1 pulgada de agua/pie para líquidos con gravedad específica de 0.8 o mayor. Se puede utilizar un ΔP mayor para líquidos más livianos. (Van Winkle, 1985: 623)

g. Empaque cerámico para torres empacadas. El uso de empaque cerámico en torres de destilación y absorción tiene una resistencia al calor y al ácido excelente y puede soportar la corrosión de varios ácidos inorgánicos, ácidos orgánicos y solventes orgánicos exceptuando al ácido fluorhídrico. El producto puede ser usado en ocasiones diversas de alta temperatura, baja temperatura y alta corrosión, de esta forma es muy versátil.

El empaque cerámico tiene una gravedad específica de $2.2 T/m^3$, una resistencia al ácido de 99.8% , una resistencia alcalina de un 96% y una absorción de agua menor al 1%, lo que lo convierte en un empaque ideal para torres que utilizan solventes corrosivos o altamente básicos.

III. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Durante la realización de prácticas de laboratorio de Operaciones Unitarias, de extracción líquido-líquido, se utiliza anualmente una cantidad de 15L de éter diisopropílico, debido a ello se gasta una cantidad de Q7, 200.00 en la compra del mismo. Este es un material que puede ser recuperado a través de la destilación. Al recuperarse con esta operación se tiene una mejor utilización de material, un menor desecho y, por lo tanto, en un menor gasto.

IV. OBJETIVOS

A. Objetivo General

1. Diseñar un equipo auxiliar de la torre de extracción líquido-líquido para la recuperación de éter diisopropílico.

B. Objetivos Específicos

1. Determinar los parámetros de diseño más importantes para un equipo de recuperación de éter.
2. Hacer un diagrama de equipo (layout) de la unidad.
3. Diseñar un manual de operación.
4. Eliminar el desecho de éter fomentando la reutilización.
5. Descripción del proceso actual de extracción líquido-líquido.

V. ANÁLISIS DE DATOS

El análisis de los datos se basó en prácticas realizadas en el laboratorio por alumnos del curso de operaciones unitarias 2, datos teóricos de los compuestos y experimentación a nivel laboratorio para simular las condiciones de la torre de destilación. En el experimento a pequeña escala se destiló 0.5L de la solución obtenida en el extracto de la práctica de extracción líquido-líquido del laboratorio de Operaciones Unitarias. De acuerdo a los resultados obtenidos, se planteó un diseño de la torre de destilación que se ajusta a las condiciones del proceso.

A. Análisis de la composición del desecho

De acuerdo a datos obtenidos de prácticas realizadas en el laboratorio de Operaciones Unitarias, se determinó la siguiente composición del desecho

Tabla 1. Composición de la solución de desecho de la torre de extracción.

		Fracción másica	Fracción molar
Composiciones ternarias	Agua	0.016	0.082
	Ácido Acético	0.034	0.054
	Éter	0.950	0.864
	TOTAL	1.000	1.000

Estos resultados muestran la composición promedio del efluente de la torre, determinada mediante el análisis de composiciones de un sistema ternario. La cantidad de agua es lo suficientemente pequeña para asumir el extracto como una mezcla binaria de éter-ácido acético, por lo que se puede dimensionar la torre de destilación para ese sistema binario. Sin embargo, es importante notar, de que a pesar de que en este sistema se puede utilizar un análisis binario para dimensionar la torre, se toma en cuenta que se espera encontrar una fracción de agua en el destilado ya que el agua y el éter isopropílico forman un azeótropo a 62°C con composición másica de 0.045kg agua/kg solución, de esta forma se espera que esta fracción de la cantidad original de agua sea la que se encuentre en el destilado, y es por ello que al asumir un comportamiento constante de la evaporación se puede calcular la torre para únicamente dos compuestos. A continuación se muestra una tabla que refleja los valores esperados de la destilación, tanto los teóricos como los encontrados en la práctica a pequeña escala.

A. Determinación de la energía necesaria para realizar la destilación

De acuerdo a los resultados obtenidos en el experimento a nivel laboratorio de destilación y valores teóricos de los compuestos, se estimaron los siguientes valores correspondientes a la unidad planteada.

Tabla 2. Cantidad de calor necesario para destilar

Cantidad de energía para la evaporación de la mezcla por kg.	368.520	kJ/kg
Cantidad total de energía necesaria para la evaporación de la mezcla a destilar.	1345.098	kJ
Flujo de vapor esperado para la unidad de recuperación planteada	0.001	kg/s
Cantidad de calor necesaria para evaporar la mezcla(kW)	0.415	kW

C. Determinación del tiempo necesario de destilación y de la eficiencia de separación

De acuerdo al análisis de la composición del destilado obtenido del experimento de destilación fraccionada a nivel laboratorio se obtuvo lo siguiente:

Tabla 3. Eficiencia de destilación.

	Volumen(L)	Cantidad(kg)
Solución inicial	0.500	0.365
Cantidad de producto destilado	0.435	0.315
	Eficiencia de destilación	86.33%

Tabla 4. Eficiencia de separación

Compuesto	Composición esperada en el destilado de acuerdo al experimento a pequeña escala	
	Fracción másica	Molar
Agua	0.00072	0.01740
Ácido acético	0.00058	0.00098
Éter	0.99870	0.9816

Tabla 5. Eficiencia de recuperación total

Fracción de Éter recuperado(basándose en una carga de la unidad planteada que consta de un balón de 5 litros)	
Solución inicial	0.365 kg
Porcentaje destilado	86.33%
Pureza del destilado(kg éter/kg solución)	99.87 %
Éter recuperado	0.315 kg
Porcentaje recuperado	86.22 %

VI. DISEÑO DE LA UNIDAD

A. Parámetros generales de la unidad

A continuación se muestra un resumen de las características que se han determinado son las más apropiadas para la torre y el equipo que deberá llevar.

Tabla 6. Equipo seleccionado para la construcción de la torre de destilación

Característica	Valor	Equipo seleccionado
Volumen de la solución a destilar	5 litros	Balón Chem Glass de 3 bocas, con boca central 45/50
Tipo de empaque	Silletas de Berl, Intalox, rectangulares, anillos de Rasching o empaque estructurado, comprendido entre 6.25mm a 25mm	
Material del empaque	Cerámica o vidrio	Empaque Rasching de vidrio de 20mm disponible en el laboratorio, o empaque estructurado 160Y del proveedor Saturn Products.
Altura empacada	0.44 - 0.54m	
Diámetro interior de la torre	37mm	Columna de vidrio de 0.9m de longitud y 0.037m de diámetro con entradas y salidas 45/50.
Caída de presión de la torre	42mm H ₂ O /m de empaque	
Suministro de energía necesario	0.41 kW	Manta de calentamiento de 5L de carcasa de aluminio Glas-Col
Condensador	0.0024 m ²	Condensador Chem Glas de alta eficiencia
Volumen a recibir	4-5 litros	Balón Pyrex de 5 litros
Material a usar para la soportería	15.2 metros lineales de hierro negro angular de 1" × ¼" y 8 pinzas para detener los balones.	
Accesorios necesarios	Termómetro	Termómetro Pyrex con rango de -10°C a 160°C

B. Determinación del tipo de empaque necesario

Basado en información técnica para este equipo, y las condiciones de destilación a utilizar como el flujo, la caída de presión y el diámetro interno de la columna; se recomienda utilizar empaque de silletas estructuradas rectangulares, Intalox, Berl o anillos de Rasching comprendidos entre 6.25mm y 25mm de diámetro, de esta forma se obtiene una altura aceptable para este tipo de torre (rango de 40mm-60mm de altura), una caída de presión de 42mm por metro de empaque a la vez que se tiene una área de contacto de 180-200 m²/m³. Para el material del empaque se recomienda vidrio o cerámica para evitar la corrosión debida a los vapores del ácido acético. El empaque, entre los citados, que permite la mayor área de transferencia, es el empaque cerámico estructurado 160Y ofrecido por Saturn Products en China (la cotización de este equipo se muestra en la sección del apéndice). Sin embargo, es importante notar que debido a su elevado precio, es factible utilizar empaques de anillos Rasching de vidrio de 20mm, los cuales se tienen actualmente en el laboratorio de Operaciones Unitarias, de esta forma se pueden emplear para la construcción de la torre y disminuir el costo de la instalación.

C. Determinación de la altura de empaque necesaria.

De acuerdo a los cálculos realizados para la determinación de la altura de empaque necesaria, se determinó que la torre debe tener una altura comprendida entre 0.44m y 0.54m dependiendo del empaque a utilizar. Los cálculos se basan inicialmente en la relación de equilibrio de evaporación de los componentes obtenidos en el extracto de la práctica de extracción líquido-líquido a la composición de dicho extracto. Luego están basados en el diámetro de la columna, la caída de presión de la torre, el empaque seleccionado y la concentración final esperada. Los datos necesarios para realizar este cálculo fueron obtenidos a través de la realización del experimento a pequeña escala de destilación del extracto.

Tabla 7. Altura de empaque con tres distintos empaques

Empaque	Rasching 25mm	Empaque estructurado 160Y	Silleta rectangular 25mm
Altura(m)	0.395	0.430	0.360
Ntog	3.587	3.587	3.587
Htog(m)	0.110	0.120	0.100

Tabla 8. Alturas de empaque seleccionadas con margen de seguridad.

Valor seleccionado de altura(25% de seguridad)	
0.450 m	Silleta rectangular
0.540 m	Empaque estructurado
0.490 m	Rasching 25mm

D. Dimensión del condensador

El condensador se dimensionó de acuerdo al flujo esperado de destilación y la transferencia de calor necesaria para condensar la solución destilada. El resultado fue un área de 0.0024m^2 que se observa en el siguiente cuadro.

Tabla 9. Dimensión del condensador.

Flujo del destilado	$1.126 \times 10^{-3} \text{ kg/s}$
Calor latente de condensación de la solución	285.022 kJ/kg
Calor por segundo a condensar	0.321 kW
Longitud del condensador	0.600m
Área necesaria de contacto	$2.400 \times 10^{-3} \text{ m}^2$

De acuerdo a estos requerimientos, se determinó que se puede utilizar el condensador Chem Glass de 600mm de alta eficiencia, en el cual el agua circula alrededor de la solución condensada y además contiene un serpentín en la parte interior para enfriar aún más, este es un condensador de alta eficiencia.

E. Determinación del calentador necesario para evaporar la mezcla.

Se determinó que para destilar la solución inicial, se necesitan de 368.52 kJ/kg, lo que significa que se necesita utilizar una fuente de energía de al menos 0.415kW debido al flujo de 0.00112kg/s. El mercado ofrece para este propósito, mantas de calentamiento de 0.6kW graduables, la ventaja estriba principalmente en la estabilidad de la temperatura, lo que permite una evaporación uniforme de la mezcla. La manta cotizada es marca Glas Col, con alimentación de 115 V y potencia de 600 W.

Tabla 10. Determinación de la cantidad de energía necesaria para la destilación.

Cantidad de energía para la destilación	368.520	kJ/kg
Cantidad total para evaporación	1345.098	kJ
Flujo esperado con 5L	0.001	kg/s
Cantidad de calor necesaria por segundo para evaporar la mezcla	0.415	kW

F. Diseño de la soportería de la unidad y accesorios necesarios

La soportería es una estructura metálica que sostendrá el equipo de la destilación, es por ello necesario que este equipo sea funcional y permita el mantenimiento cuando sea necesario. Esta consta de barras de hierro que forman un cubo hueco y cuentan con un soporte en la parte central que se usa además para sujetar a los recipientes de la solución a destilar y del producto destilado. A continuación

se muestra la cantidad de materiales necesarios para la construcción de la soportería y accesorios. En la sección del Diagrama de equipo se muestra con más detalle el diseño.

Tabla 11. Determinación de materiales y accesorios para la soportería.

Material	Cantidad	Longitud(m)	Total(m)
Barras de hierro	4.00	0.82	3.28
Barras de hierro	6.00	1.79	10.74
Barras de hierro	6.00	0.44	2.64
TOTAL(m)			16.66

Accesorios	Cantidad
Pinzas	8.00
Termómetro	1.00
Electrodo	1.00

VII. ANÁLISIS ECONÓMICO

A. Costeo de diferentes equipos para la recuperación del Éter Diisopropílico

A continuación se muestra una lista de los distintos equipos y sistemas completos que se proponen para realizar la destilación de acuerdo a los parámetros establecidos en el diseño y a la oferta del mercado para este propósito.

Tabla 12. Costo de equipos para la Recuperación del Éter Diisopropílico

Equipo	Sistema 1. Utiliza equipo disponible en laboratorio	Sistema 2. Armado en laboratorio con equipo nuevo	Sistema 3. Sistema Kimble-Kontes completo
Manta de calentamiento de carcasa de aluminio Glas Col	Q5,650.00	Q5,650.00	-
Balón de 5 litros tres bocas. 45/50	Q2,955.00	Q2,955.00	-
Columna con esmeril 45/50	Q1,050.00	Q1,050.00	-
Empaque Siletas rectangulares 25mm Saturn Products	-	Q3,825.00	-
Empaque Rasching de vidrio de 25mm	Q0.00		-
Columna para condensación con serpentín	Q16,512.00	Q16,512.00	-
Recipiente de 5 litros para recuperación Pyrex	-	Q1,150.00	-
Recipiente de recuperación disponible en el laboratorio	Q0.00	-	-
2 adaptadores para alimentación y condensador	Q930.00	Q930.00	-
Tubo de vidrio conector con los balones			
Termómetro	Q113.50	Q113.50	-
Soportería	Q2,000.00	Q2,000.00	-
Equipo completo de destilación	-	-	Q49,725.00
Valor total	Q29,210.50	Q34,185.50	Q49,725.00

B. Análisis de la utilidad que representa la instalación de la unidad.

A continuación se muestra el análisis económico del Sistema 1 y Sistema 2 mostrados en la tabla anterior. El análisis muestra tres casos, en dos de ellos se muestra a los sistemas 1 y 2 como un valor agregado para el laboratorio, es decir que se toma en cuenta su depreciación y el pago de impuestos. En el tercer caso, se muestra al sistema 1 en un análisis que muestra únicamente el ahorro de material y la diferencia entre el ahorro y la inversión inicial realizada.

Tabla 13. Análisis económico para el Sistema 1 mostrado como un valor agregado al laboratorio de Operaciones Unitarias.

Análisis económico equipo 1	Año 0	Año 1	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ahorro anual en éter isopropílico		Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02
Valor del Equipo	-Q29,210.50									
Gasto anual en electricidad(en recuperaciones)		-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10
Depreciación		-Q4,174.18	-Q5,108.92	-Q3,648.39	-Q2,608.50	-Q2,605.58	-Q2,608.50	-Q1,302.79	Q0.00	Q0.00
Utilidad Bruta		Q2,027.73	Q1,093.00	Q2,553.52	Q3,593.42	Q3,596.34	Q3,593.42	Q4,899.13	Q6,201.91	Q6,201.91
Impuestos		-Q101.39	-Q54.65	-Q127.68	-Q179.67	-Q179.82	-Q179.67	-Q244.96	-Q310.10	-Q310.10
Flujo neto	-Q29,210.50	Q1,926.35	Q1,038.35	Q2,425.85	Q3,413.75	Q3,416.52	Q3,413.75	Q4,654.17	Q5,891.82	Q5,891.82
Recuperación de la Inversión	-Q29,210.50	-Q27,284.15	-Q27,149.95	-Q24,724.11	-Q21,310.36	Q17,893.84	-Q14,480.09	-Q9,825.92	-Q3,934.10	Q1,957.72

Tabla 14. Análisis económico para el Sistema 2 mostrado como un valor agregado al laboratorio de Operaciones Uitarias.

n

Análisis económico equipo 2											
	Año 0	Año 1	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	
Ahorro anual en éter isopropílico		Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	
Valor del Equipo	-Q34,185.50										
Gasto anual en electricidad(en recuperaciones)		-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10
Depreciación		-Q4,885.11	-Q5,979.04	-Q4,269.77	-Q3,052.77	-Q3,049.35	-Q3,052.77	-Q1,524.67			
Utilidad Bruta		Q1,316.81	Q222.87	Q1,932.15	Q3,149.15	Q3,152.57	Q3,149.15	Q4,677.24	Q6,201.91	Q6,201.91	Q6,201.91
Impuestos		-Q65.84	-Q11.14	-Q96.61	-Q157.46	-Q157.63	-Q157.46	-Q233.86	-Q310.10	-Q310.10	-Q310.10
Flujo neto	-Q34,185.50	Q1,250.97	Q211.73	Q1,835.54	Q2,991.69	Q2,994.94	Q2,991.69	Q4,443.38	Q5,891.82	Q5,891.82	Q5,891.82
Recuperación de la Inversión	-Q34,185.50	-Q32,934.53	-Q34,784.41	-Q32,948.88	-Q29,957.18	-Q26,962.24	-Q23,970.55	-Q19,527.17	-Q13,635.35	-Q7,743.53	

	Año 11	Año 12
Ahorro anual en éter isopropílico	Q6,208.02	Q6,208.02
Valor del Equipo		
Gasto anual en electricidad(en recuperaciones)	-Q6.10	-Q6.10
Depreciación		
Utilidad Bruta	Q6,201.91	Q6,201.91
Impuestos	-Q310.10	-Q310.10
Flujo neto	Q5,891.82	Q5,891.82
Recuperación de la Inversión	-Q1,851.71	Q4,040.10

Tabla 15. Análisis económico para el Sistema 1 mostrado como un equipo para el ahorro en material y no como valor agregado.

Análisis económico del Sistema 1, mostrado como un ahorro							
	Año 0	Año 1	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Ahorro anual en éter isopropílico		Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02	Q6,208.02
Valor del equipo	Q29,210.50	-					
Gasto anual en electricidad(en recuperaciones)		-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10	-Q6.10
Flujo neto	Q29,210.50	Q6,201.91	Q6,201.91	Q6,201.91	Q6,201.91	Q6,201.91	Q6,201.91
Recuperación de la inversión	Q29,210.50	Q23,008.59	Q10,604.76	Q4,402.84	Q1,799.07	Q8,000.99	Q14,202.90

VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En este trabajo se realizó el diseño de una unidad de recuperación de éter diisopropílico que consta de una unidad de destilación por lotes. La unidad consta de balones de 5 litros para la solución de alimentación y la solución destilada, una manta de calentamiento eléctrica con carcasa de aluminio, una columna de destilación de vidrio empacada, empaque, uniones, un condensador y soportería para sostener el sistema completo. La razón de utilizar una torre empacada en este caso, en vez de una torre de platos, es debido a que la altura calculada no supera 1m de altura, se tiene una baja caída de presión, el diámetro no supera los 762mm, porque se requiere una alta recuperación de un compuesto volátil en una operación por lotes, el material debe ser susceptible a ser mojado sin sufrir corrosión debido a los vapores de ácido y en este caso puede utilizarse cerámica, vidrio o plástico, y por último porque en este tipo de torre se espera un tiempo de residencia más corto, debido a que las torres empacadas no detienen por mucho tiempo al líquido.

Para determinar el diseño de este equipo, se realizó un experimento de destilación fraccionada a pequeña escala y se obtuvo valores de datos teóricos de las sustancias a utilizar. Como se mencionó en la justificación del trabajo; el éter, proveniente de prácticas de laboratorio de extracción líquido-líquido en el laboratorio de Operaciones Unitarias, como el extracto de dichas prácticas, se encuentra en una solución junto al ácido acético y el agua. Se determinó que la composición inicial de esta solución es: 0.95kg éter/kg solución, 0.016kg agua/kg solución y 0.034kg ácido acético/kg solución. Es importante notar que únicamente se destilará la solución proveniente del extracto de las prácticas de extracción líquido-líquido, ya que destilar la solución que se encuentra en el refinado, se incurriría en un gasto innecesario, debido a la pequeña cantidad de éter que se encuentra presente en él, aproximadamente un 0.15% (p/p), por lo que la cantidad que podría recuperarse sería mínima, un máximo de 0.02kg por lote de destilación del refinado (un lote de refinado contiene 13.51kg aproximadamente) y se necesitaría la misma cantidad de energía que se necesita para destilar el extracto. El diseño aquí presentado, está basado entonces únicamente en las condiciones del extracto.

De acuerdo a estas condiciones del extracto mencionadas, se estableció el equilibrio para la destilación, el cual fue obtenido mediante las volatilidades relativas de los compuestos y sus composiciones. De acuerdo a ello se determinó que en el destilado, se tendrá la siguiente composición: 0.00072 kg agua/kg solución, 0.000578 kg ácido acético/kg solución y 0.998702 kg éter diisopropílico/kg solución. Es importante notar que la cantidad de agua en la solución del destilado proviene de la formación de un azeótropo del éter diisopropílico y el agua a 62.2°C y 1 atm con una composición de 95.5%(p/p) de éter y 4.5%(p/p) de agua (a la condición de presión en el laboratorio, el azeótropo se forma a 57 °C). Debido a esta cantidad de agua, se recomienda utilizar agente secante, como por ejemplo sulfato de sodio, en alguna sección previa a la recepción del destilado. Para este propósito puede colocarse una maya con agente secante en la superficie, en la sección que tiene un acople que se encuentra antes del condensador, de esta forma al desarmar el sistema, es posible extraer el agente secante cuando este se

agote. Con estos valores se determinó las composiciones del destilado y con ello se procedió a calcular la altura de la torre de destilación. Para ello fue necesario inicialmente establecer el diagrama de operación, el cual se determina de la misma forma que en el caso de torres de platos, utilizando el método de Ponchon-Savarit o las suposiciones simplificadoras de McCabe-Thiele. Luego se determinó la cantidad de unidades globales de transferencia y la altura de una unidad de transferencia a través de valores teóricos y algunos expresados en tablas de los proveedores, como el área específica de transferencia por unidad de volumen. Además para el cálculo de la altura fue necesario establecer el diámetro de la columna, el cual fue fijado en 0.037m, debido a que la columna que más se ajusta a este sistema que se ofrece en el mercado, posee este diámetro. Finalmente con estos parámetros, se determinó la altura empacada para los tres distintos empaques seleccionados, los cuales fueron: silletas rectangulares de cerámica de 25mm, empaque cerámico estructurado 160Y y anillos de Rasching de 20mm, la razón de esta selección se debió a su tamaño, área específica de transferencia de masa por unidad de volumen y disponibilidad en el caso de los anillos de Rasching. Las diferentes alturas para los empaques fueron las siguientes: en el caso de las silletas rectangulares de cerámica de 25mm se obtuvo una altura final de 0.44m, para el empaque estructurado cerámico 160Y se obtuvo una altura de 0.54m y para el empaque de vidrio Rasching de 20mm se obtuvo una altura de 0.49m. Se puede observar que estos parámetros están dentro de las recomendaciones teóricas para columnas empacadas de destilación, ya que para columnas empacadas que utilizan empaques de 25mm de diámetro, se recomienda una altura teórica del empaque de 0.46m.

Otro parámetro de diseño que fue necesario fijar, fue la caída de presión, la cual se teóricamente se recomienda en un rango de 32 a 63mm H₂O/m empaque para destilación a presión media y alta, y de 8 a 16mm H₂O /m empaque para destilación al vacío. En este caso se eligió una caída de presión de 42mm H₂O/m de empaque, debido a que esta destilación se realizará a una presión moderada, a la presión atmosférica en el laboratorio (623mm Hg). Cabe resaltar que para esta operación, no se utilizará vacío, ya que con una destilación a presión normal, se obtiene una separación lo suficientemente alta, 99.87%(p/p), además de que la utilización de un vacío implicaría un difícil manejo del material y pueden producirse evaporaciones instantáneas.

Para calentar la solución y evaporar la fracción esperada, se necesita una cantidad de energía mínima de 415W. Es por ello que se recomienda utilizar la manta de calentamiento Glas-Col de carcasa de aluminio de 600W y de 5 litros. En este caso la selección de dicha manta está en función de su tamaño, su capacidad que excede los 415W, la estabilidad de la temperatura y la carcasa de aluminio que permite una transferencia uniforme de calor, lo cual es una ventaja comparativa frente a mantas hemisféricas de calentamiento de la misma capacidad. Es importante recalcar, que con esta potencia para el calentamiento, se espera un tiempo de operación de 0.76 horas, lo que representa un gasto eléctrico de 0.456 kWh por lote de destilación. El tiempo de operación se estimó con base a la práctica de laboratorio a pequeña escala y a los datos teóricos de calores específicos y de vaporización de los componentes de la solución a esa composición específica.

En cuanto al condensador necesario se determinó que este deberá tener un área mínima de 0.0024m^2 , y es por ello que se optó por el condensador Chem Glass de alta eficiencia, el cual tiene una longitud de encahetado de 0.6m y un serpentín interno para provocar una transferencia de calor más eficiente.

El sistema utilizará recipientes para el contenido de la solución a destilar y para la solución destilada. En este caso se seleccionó un balón de 5 litros, de 3 bocas marca Chem Glas con una boca central esmerilada tamaño 45/50, esto con el propósito de eliminar las fugas entre el balón y la columna empacada. En cuanto al recipiente que recibirá al producto destilado, se consideró un balón de 5 litros, debido a que se espera una cantidad de 4.35 litros como producto de la destilación, además para asegurarse que no haya fugas en este punto, la conexión entre el condensador y este balón está esmerilada.

La columna para la destilación, en la cual se colocará el empaque, es de 0.9m de altura, con extremos esmerilados de tamaño 45/50. Esta columna fue seleccionada gracias a que en ella se tiene la suficiente altura para llenar la altura del empaque, posee un diámetro adecuado para la operación (37mm), y sobre todo porque los extremos esmerilados evitan las fugas de material.

La soportería del equipo consta de barras metálicas que se utilizan para sostener al sistema, el cual consta de dos balones, uno para la solución inicial o alimentación y otro para el destilado, una columna de vidrio empacada de rectificación, dos acoples de vidrio, uno para la columna y otro para el condensador, una sección curva de vidrio para unir la columna de rectificación con el condensador a la cual están unidos los acoples, una manta de calentamiento y un termómetro; esto se puede apreciar más claramente en la sección del Diagrama del Equipo. Las barras están colocadas de tal forma que puedan sostener a los balones con pinzas móviles para el desmontaje del sistema. Ya que para realizar la carga y descarga, será necesario desarmar y armar el equipo. La soportería consta de dos secciones, una en la que se encuentra el balón que contiene a la solución a destilar y la otra, en la que se encuentra el balón que contiene la solución destilada. Las barras horizontales frontales y traseras, son necesariamente de la misma longitud (0.82m) debido al diámetro de la manta de calentamiento. Las barras verticales que sostienen a la soportería miden 1.78m debido al diámetro del balón, el ancho de la manta, la longitud de la columna, el acople y la sección curva de vidrio de unión. Finalmente, las barras laterales son más anchas en la sección donde se tiene al balón con la solución de alimentación (0.44m) debido al espacio que ocupa la manta de aluminio. En la sección en la que se tiene al balón con la solución destilada, al no ocuparse ese espacio, se necesita únicamente de 0.38m de ancho y de esta forma las pinzas para sostener al balón no deberán ser tan largas como si el ancho fuese el mismo en las dos secciones.

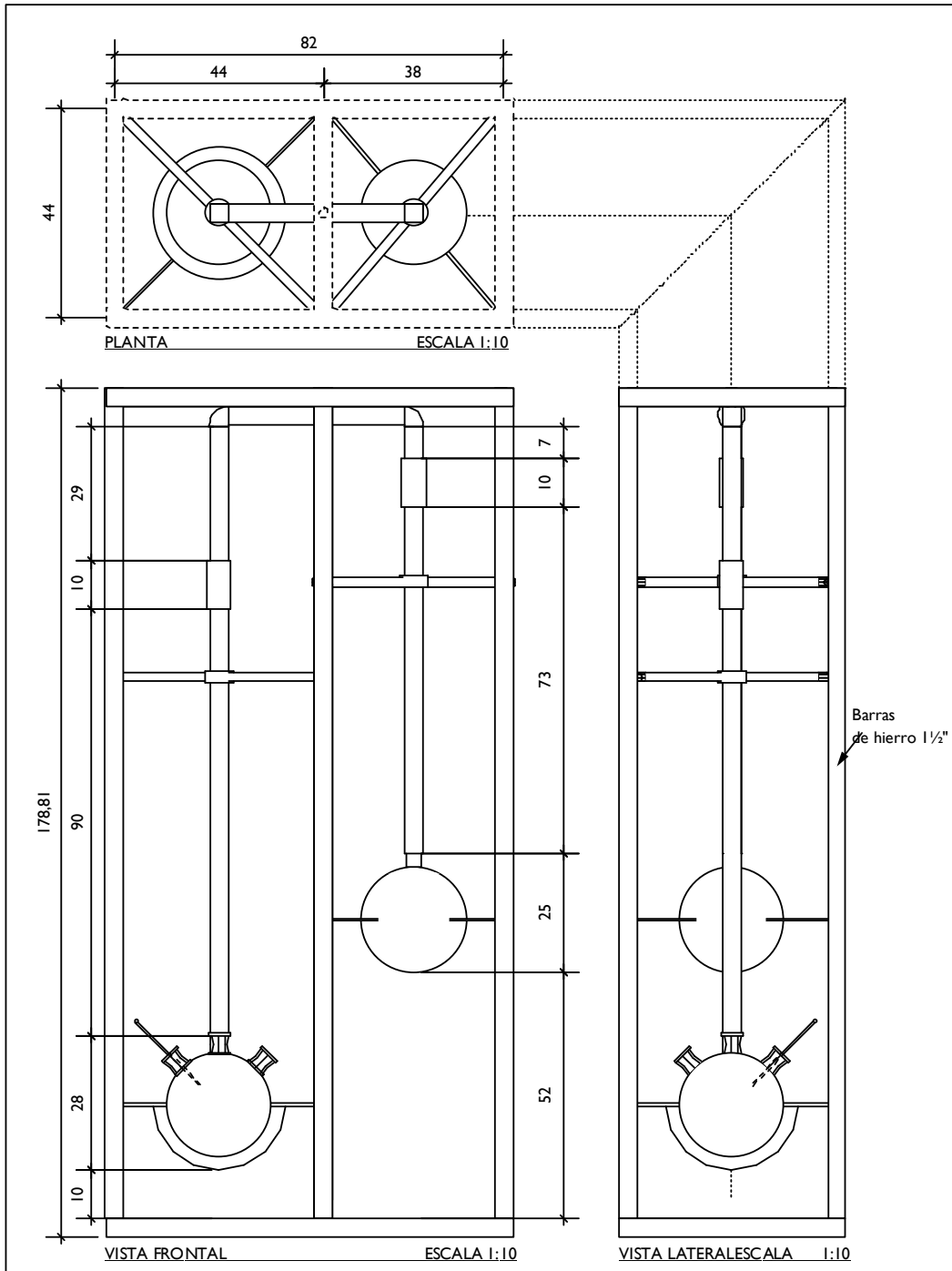
De acuerdo al análisis económico realizado, se puede observar 3 sistemas cotizados para la recuperación del éter diisopropílico: el sistema 1, que consta de equipo comprado y equipo disponible en el laboratorio, específicamente el empaque de anillos Rasching de 20mm y el recipiente para recibir la solución destilada; el sistema 2, que consta de todo el equipo comprado, pero el sistema aún debe armarse en el laboratorio; y el sistema 3, que consta de un equipo totalmente armado marca Kimble-Kontes. Los

tiempos de recuperación de la inversión están basados en la cantidad de éter que puede recuperarse, lo cual se determinó debido a la cantidad total destilada y a la pureza del destilado, esto resultó en un total de 86.22% de recuperación. En este caso, se recomienda utilizar el sistema 1, debido a su precio, efectividad esperada y disponibilidad de equipo. En la sección de análisis económico, tabla 14, puede observarse el sistema 1, como un valor agregado al equipo del laboratorio, de acuerdo a ello la recuperación de la inversión tiene un plazo de 10 años, pero el lapso se recompensa con el valor incrementado que tiene el laboratorio en general. En la tabla 16, se muestra el mismo caso pero visto desde la perspectiva de un ahorro, para lo cual se tiene un tiempo de recuperación de la inversión de 5 años, en este análisis, no se toman en cuenta las depreciaciones ni los pagos de impuesto de dicho equipo, por lo que no se toma como un valor agregado, pero se ve el beneficio de la implementación del sistema en un lapso más corto. En cualquiera de los casos, se muestra que la instalación de esta unidad de recuperación, representa un beneficio tanto económico, como ambiental y de valor agregado para el Laboratorio.

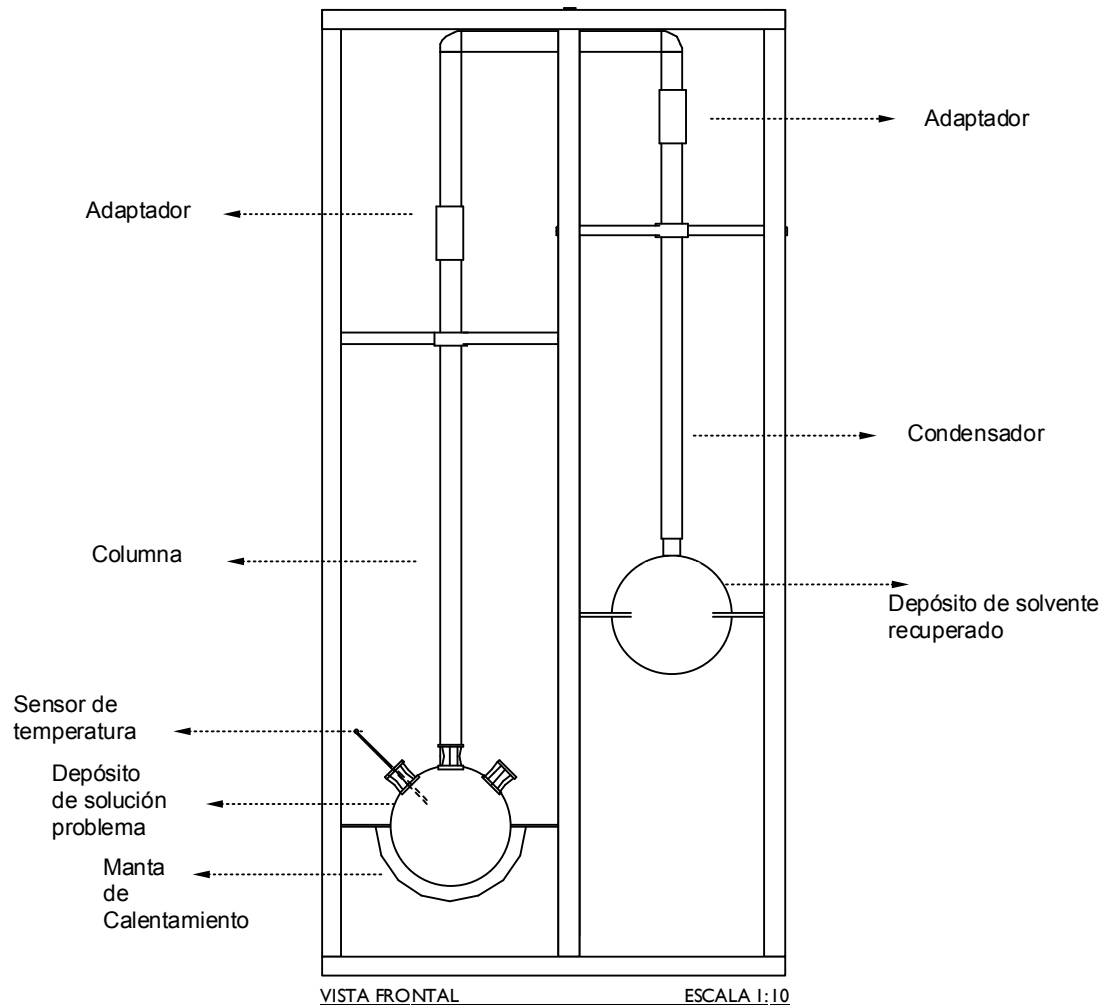
IX. DIAGRAMA DE EQUIPO (LAYOUT) DE LA UNIDAD.

A. Planos de la unidad.

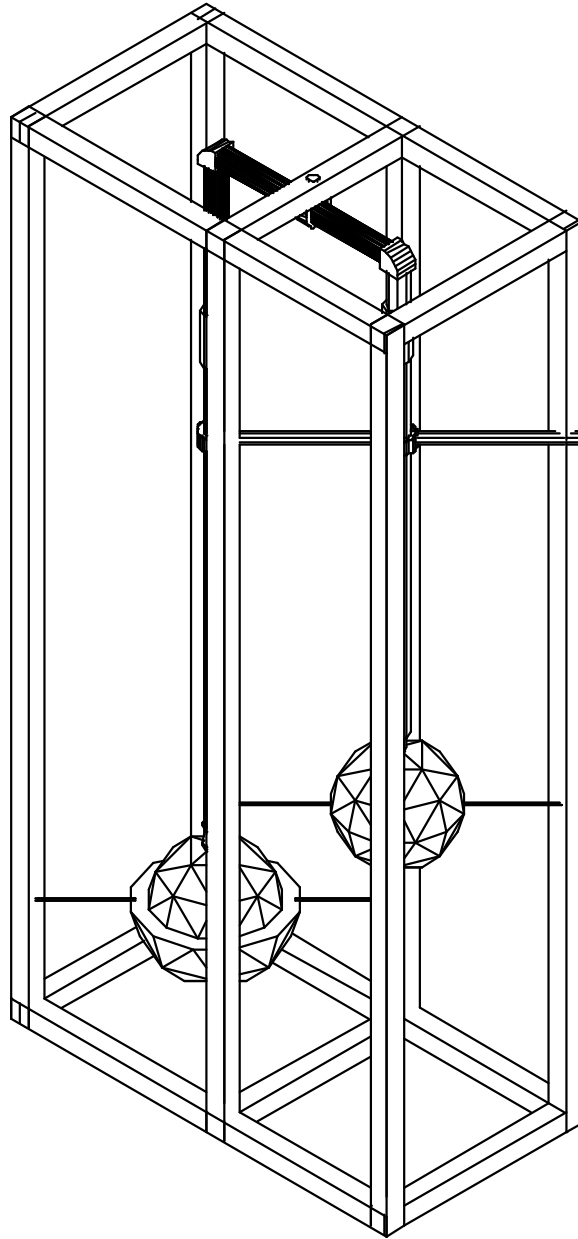
Nota: Las unidades están en centímetros



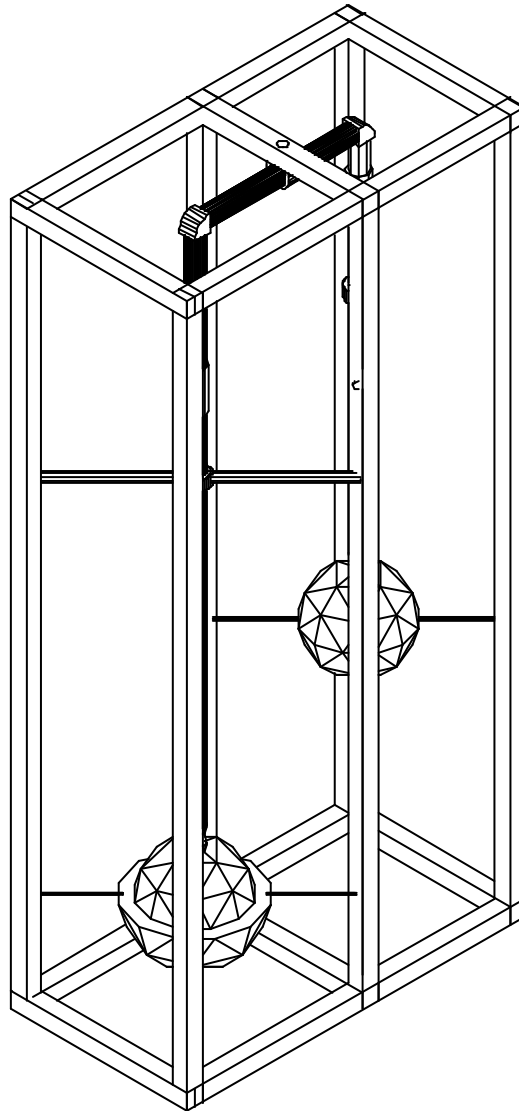
B. Equipos de la unidad



C. Isométrico visto desde la derecha



D. Isométrico visto desde la izquierda



E. Diseño tridimensional



X. MANUAL DE OPERACIONES

A. Procedimientos de operación

1. Carga del material: Como procedimiento inicial debe recolectarse la solución proveniente del extracto de las prácticas de extracción líquido-líquido. Éste deberá cargarse en el balón de alimentación de tres bocas, este procedimiento puede ser realizado con una bomba haciendo la inyección por el orificio de carga, o bien manualmente, con extremo cuidado de no derramar la solución, puesto que puede resultar peligroso. Posteriormente el balón deberá ser ajustado en el sistema con las pinzas.

2. Inicio de operación. Cuando el material se encuentra cargado, se inicia la operación con la conexión de la manta de calentamiento. Deberá ajustarse el nivel de la resistencia hasta que se alcance una temperatura entre 57°C y 63°C. Debe controlarse el nivel de la temperatura para no excederlo por mucho, ya que eso resultaría en una separación menos eficiente.

3. Recolección y Descarga. Una vez se ha recolectado todo el destilado, se debe retirar el balón de descarga del sistema a través del desarmado de las pinzas que lo sostienen. El material recuperado deberá recolectarse en otro recipiente que pueda ser cerrado debido a la alta volatilidad de la solución destilada. Es importante realizar esta operación rápidamente para no perder mucho material.

4. Reinstalación del sistema: Una vez se ha terminado la operación, y el equipo se encuentra limpio, se debe colocar todo el equipo de nuevo en el sistema, en su configuración inicial.

B. Procedimientos de seguridad

1. Puntos de control críticos de la operación y peligros:

a. Carga del material. Durante esta operación debe cuidarse de no derramar el producto y sobre todo de no tener llamas en lugares cercanos, ya que los vapores del éter diisopropílico son altamente volátiles.

b. Calentamiento de la solución alimentada. Durante esta operación debe cuidarse de no sobrepasar la temperatura establecida para la ebullición, ya que puede provocar separaciones menos

c. eficientes. El éter diisopropílico tiene una temperatura de autoignición de 405°C, por lo que no debe permitirse nunca, ser calentado hasta esa temperatura.

d. Descarga del material. En este caso deben tomarse las mismas precauciones que en el caso de la carga del material, ya que puede perderse material por la alta volatilidad y puede ser peligroso tener llamas en un lugar cercano, por ser un producto inflamable. Por ello debe asegurarse que no haya cualquier fuente de inflamabilidad cuando se esté realizando esta operación.

2. Tablas de propiedades físicas y de seguridad de los materiales

a. Seguridad del Éter Diisopropílico

Tabla 16. Procedimientos de seguridad y prevención con Éter Diisopropílico

TABLA DE SEGURIDAD Y PREVENCIÓN			
Tipos de peligro/ exposición	Peligro	Prevención	Primeros auxilios/Procedimientos de apagado de fuego
Fuego	Altamente inflamable	No se deben usar llamas abiertas, ni chispas ni se debe fumar.	Use AFFF, polvo, espuma resistente al alcohol, agua, dióxido de carbono
Explosión	Mezclas de vapor/aire son explosivas	Sistema cerrado, ventilación, uso de equipo eléctrico a prueba de explosiones y rayos, Se debe prevenir cargas electrostáticas (por ejemplo con tierras)	En caso de fuego, mantenga el equipo frío con agua.
Exposición			
Inhalación	Tos, mareo, dolor de garganta	Ventilación, protección de respiración	Aire fresco, descanso, Búsqueda de atención médica.
Piel	Piel reseca, enrojecimiento	Guantes protectores	Remueva la ropa contaminada, lave la piel con suficiente agua o ducha.
Ojos	Enrojecimiento	Lentes protectores	Primero lave con suficiente agua por varios minutos (remueva los lentes de contacto si es posible), y luego busque atención médica.
Ingestión	Vea inhalación	No coma, tome o fume mientras se opera	

Tabla 17. Datos de seguridad y manejo del Éter Diisopropílico

DATOS DE SEGURIDAD			
Flash point (Abel)	°C	IP170	-24
Límite inferior de explosividad en el aire	% v/v		1.4
Límite superior de explosividad en el aire	% v/v		22
Temperatura de autoignición	°C	ASTM E659	405
Concentración de vapor saturada a 20°C	g/m3	calculada	666
Transporte	ADR/RID clase/item/etiqueta		3/3(b)/3
	IMO UN número/etiqueta		1159/3
	clase/grupo de empaque		3.1/II
Etiqueta de usuario EC:			F Símbolo
Frases de riesgo			11,19,66,67
Frases de seguridad			9,16,29,33

b. Propiedades físicas

Tabla 18. Propiedades físicas del Éter Diisopropílico

Éter Isopropílico, Éter Diisopropílico, 2-isopropoxipropano				
Propiedad	Unidad	Método de Prueba	Valor	
Flash point (Abel)	°C	IP170	-24	
Índice de refracción		ASTM D1218	1.368	
Presión de vapor a 20° C		kPa	15.9	
Presión de vapor a 50°C		kPa	54	
Constantes de Antoine:				
Constante de Antoine A			5.97678	
Constante de Antoine B			1143.07	
Constante de Antoine C			219.34	
Límites de temperatura para la ecuación de Antoine	°C		-20 a 70	
Pour point	°C	ASTM D97	-85	
Coeficiente de expansión cúbica	10 ⁻⁴ /°C		14.5	
Calor específico	kJ/kg/°C		2.15	
Calor latente de vaporización	kJ/kg		285	
Calor de combustión	kJ/kg		29104	
Conductividad eléctrica	pS/m	ASTM D4308	2.00E+04	
Constante dieléctrica a 20°C			3.9	
Tensión superficial		mN/m	17.5	
Viscosidad dinámica	mPa.s	ASTM D445	0.32	
Peso molecular			102	
Solubilidad en agua en EIP	EIP en agua	agua	%m/m	1.1
			%m/m	0.5

Azeótropo con agua			
Punto de ebullición	°C		62.2
Contenido EIP	%m/m		95.5
Difusividad del vapor en aire	m ² /s		7.78E-06

Tabla 19. Propiedades Físicas de la solución y componentes.

Propiedades físicas de la solución y los componentes						
	unidades	Agua	ácido acético	éter	Solución de Alimentación	S destilada
Cp	kJ/kg°C	4.184	2.061	2.15	2.179476467	2
Calor de vap	kJ/kg	228	395	285	287.8793333	.
Peso molecular	g/mol	18	60	102	99.2084	1
Densidad molar	mol/m ³				7358.24789	
Densidad Relativa					0.73	0

XI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Se recomienda utilizar el Sistema 1 mostrado en la sección del análisis económico, debido a su precio, efectividad y disponibilidad.
- Se recomienda utilizar el empaque Rasching de 20mm de vidrio, debido a su efectividad esperada y disponibilidad.
- Al implementar la unidad de recuperación de éter diisopropílico, se espera recuperar la inversión en un lapso de cinco años.
- La unidad tiene una capacidad de recuperación del éter de un 86.22%
- Se recomienda utilizar agente secante en la sección previa de condensación para eliminar la mayor cantidad posible de agua.
- Se recomienda destilar únicamente la solución obtenida del extracto de las prácticas de Laboratorio de Operaciones unitarias de extracción líquido-líquido.
- El sistema utilizará para el calentamiento y evaporación de la solución, una manta de calentamiento Glas-Col, con capacidad para 5 litros, 600W y carcasa de aluminio.
- Se utilizarán para contener a la solución del destilado y la solución de alimentación, balones esmerilados de 5 litros para evitar fugas.
- La columna tendrá una altura de empaque comprendida entre los 0.44m y los 0.54m.
- Se recomienda utilizar la altura de empaque de 0.49m, que es la que le corresponde al empaque de anillos Rasching de 20mm.
- Se recomienda instalar una campana de extracción en la torre de extracción líquido-líquido, para evitar que se pierdan los vapores del éter al ambiente.
- Se recomienda en todo momento seguir los procedimientos de seguridad, y verificar los procedimientos de primeros auxilios y apagado de fuego previo a la utilización del equipo.

XII. BIBLIOGRAFÍA

- Arenas, Nicolás. 1973. <<Destilación>>. *Latinoamericana de Ingeniería*. [México]. 35 (49): 6-37.
- Coker, A.K., 1991. <<Understand the Basics of Packed-Column Design>>. *Chemical Engineering Progress*. [Estados Unidos]. 38 (59):93-99.
- Kister, Henry, 2007. <<Realistically Predict Capacity and Pressure Drop for Packed Columns>>. *Chemical Engineering Progress*. [Estados Unidos]. 74 (93):28-38.
- Krishnamurthy Ramachandran, 1985. <<Simulation of Packed Distillation and Absorption Columns>>. *Industrial Chemical Engineering Process*. [Estados Unidos]. 24 (36):513-524.
- Lanny Robbins, 1991. <<Improve Pressure-Drop Prediction with a New Correlation>>. *Chemical Engineering Progress*. [Estados Unidos]. 34 (53):87-91.
- McCabe, Warren; J. Smith y P. Harriot. 2003. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 5ª edición. México D.F., Mc Graw-Hill. 1199 páginas.
- Perry, Robert; D. Green y J. Maloney. 1999. *Chemical Engineers' Handbook*. 7ª edición. New York, Mc Graw-Hill. 3450 páginas.
- Treybal, Robert. 2004. *Operaciones de transferencia de masa*. 8ª edición. García Amelia. México D.F., McGraw-Hill. 864 páginas.
- Van Winkle, Peter. 1985. *Distillation*. 3ª edición. Chicago, Editorial. 702 páginas.

XIII. APÉNDICE

A. Cálculos de la muestra

1. Determinación de cantidades medidas en volumen

$$m = V * \rho \quad (\text{Ecuación 10})$$

Donde m= masa, V= volumen, ρ= densidad

Ejemplo:

$$m = 5L * 0.73kg/L = 3.65kg$$

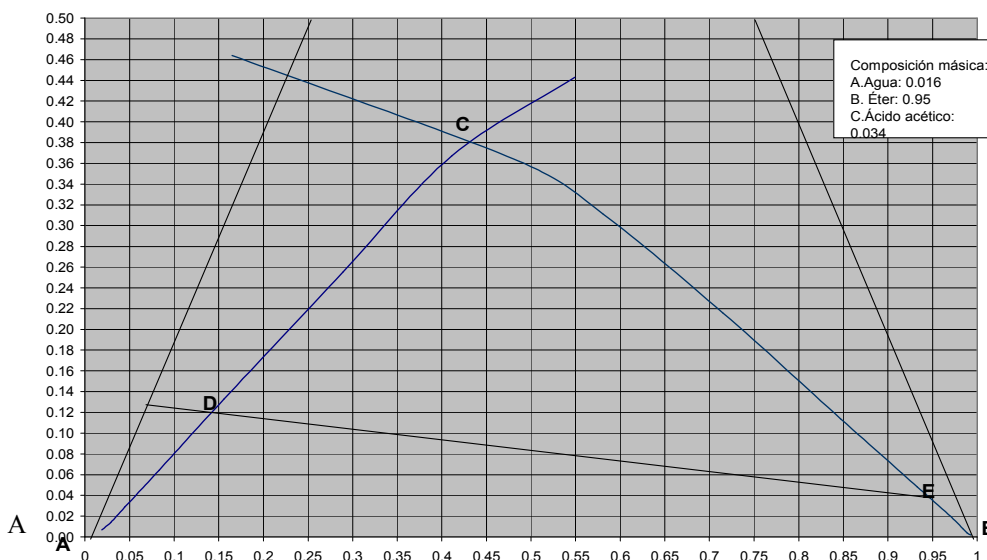
2. Determinación de composiciones del extracto

a. Fracción másica de ácido en la solución inicial: Estas fracciones fueron obtenidas de datos de prácticas realizadas previamente en el laboratorio, con el propósito de contar con una mayor cantidad de datos. Para obtener estos datos, durante dichas prácticas, se realizaron titulaciones ácido-base para determinar la cantidad de ácido acético en esa solución.

b. Fracciones másicas de agua y éter en la solución inicial: Estas fracciones se obtuvieron de los valores de las prácticas de extracción líquido-líquido, debido al proceso realizado de limpieza de ácido acético de una solución agua-ácido acético. Al conocer la composición inicial y final de ácido en las soluciones, se utilizó el sistema de equilibrio ternario líquido, para determinar las composiciones de los otros dos compuestos; de la siguiente forma:

Gráficos 5. Concentración del extracto

Coordenadas triangulares para el sistema agua -ácido acético-éter isopropílico



l trazar

la línea DE, correspondiente al proceso de extracción de ácido en la solución inicial de agua ácido

acético, se establece la concentración de agua y éter diisopropílico con el método de las coordenadas triangulares.

3. Determinación de fracciones molares

Fracción másica del ácido acético = 0.0282, Peso molecular del ácido acético = 60g/mol

Fracción másica del éter = 1-0.0282, Peso molecular del ácido acético

=102g/mol

Ejemplo:

$$x_f = \frac{\frac{0.0282 \text{ g ácido / g solución}}{60 \text{ g / mol}}}{\left(\frac{0.0282 \text{ g ácido / g solución}}{60 \text{ g / mol}}\right) + \left(\frac{0.9718 \text{ g éter / g solución}}{102 \text{ g / mol}}\right)} = 0.047 \text{ mol ácido / mol solución}$$

4. Balance de masa de la destilación

a. El balance general de la destilación está dado por

$$F = D + W \quad (\text{Ecuación 11})$$

$$F = 1.909 \text{ mol/h}$$

$$D = 1.602 \text{ mol/h}$$

$$W = 1.909 \text{ mol/h} - 1.602 \text{ mol/h} = 0.306 \text{ mol/h}$$

b. El balance de las composiciones de la destilación

$$Fx_f = Dx_d + Wx_w$$

$$F = 1.909 \text{ mol/h}, \quad x_f = 0.8641 \text{ mol éter/mol solución}$$

$$D = 1.602 \text{ mol/h}, \quad x_d = 0.9816 \text{ mol éter/mol solución}$$

$$W = 0.306 \text{ mol/h}, \quad x_w = ?$$

$$x_w = \frac{(1.909 \text{ mol/h} * 0.8641 \text{ mol éter / mol solución}) - (1.602 \text{ mol/h} * 0.9816 \text{ mol éter / mol solución})}{0.306 \text{ mol/h}}$$

5. Determinación de la fracción de destilación obtenida.

$$\text{Fracción de destilación} = (D/F) * 100 \quad (\text{Ecuación 12})$$

$$\text{Cantidad destilada (D)} = 0.315 \text{ kg}$$

$$\text{Cantidad alimentada (F)} = 0.365 \text{ kg}$$

$$\text{Fracción de destilación} = (0.315 \text{ kg} / 0.365 \text{ kg}) * 100 = 86.33\%$$

6. Composiciones y pureza del destilado

a. Fracción de agua :

Obtenida a través de la composición del azeótropo que se forma a 62.2 ° C y 760 mmHg¹ (En la ciudad de Guatemala, la condición es 623 mmHg y 57°C).

Composición másica del azeótropo:

Éter Diisopropílico = 95.5%

Agua= 4.5%

Cantidad original de agua = 0.016 kg agua/kg solución

$$x_{agua} = 4.5\% * 0.016 \text{ kg agua/kg solución} = 0.00072 \text{ kg agua/kg solución destilada}$$

b. Fracción de ácido acético:

Obtenida a través de la titulación de la solución destilada, con una solución de NaOH.

Volumen alícuota = 10ml

Volumen de NaOH = 0.7ml

Concentración de la solución NaOH = 0.1 M

Densidad de la solución destilada = 0.7269 g/ml

$$x_{ácido} = \frac{0.7 \text{ ml sol. NaOH}}{10 \text{ ml sol. destilada}} \cdot \frac{1 \text{ l}}{1000 \text{ ml}} \cdot \frac{0.1 \text{ mol NaOH}}{1} \cdot \frac{1 \text{ mol Ácido Ac.}}{1 \text{ mol NaOH}} \cdot \frac{60 \text{ g}}{1 \text{ mol ácido ac.}}$$

$$\cdot \frac{1 \text{ ml sol. destilada}}{0.7269 \text{ g}} = 5.78 \times 10^{-4} \text{ g ácido / g solución}$$

c. Fracción de Éter diisopropílico (pureza del destilado):

Obtenido a través de la diferencia de fracciones:

$$x_{agua} = 0.00072$$

$$x_{ácido} = 0.000578$$

$$x_{éter} = x_d = 1 - x_{agua} - x_{ácido}$$

$$= 1 - 0.00072 - 0.000578 = 0.9987 \text{ kg éter/kg solución}$$

7. Curva de equilibrio

a. La abscisa y ordenada de la curva de equilibrio se obtienen mediante la siguientes relaciones:

$$x = \text{Abscisa} = \frac{L/D - (L/D)_{\min}}{L/D + 1}, \quad y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad (\text{Ecuación 13})$$

¹ Obtenido de *Shell Chemicals Data Sheet IS 3.5.1^a, Isopropyl ether*

En donde L/D_{\min} = La razón externa de reflujo al cual la separación especificada alcanza un número infinito de etapas, L/D se inicia con un valor de prueba que usualmente es un factor de L/D_{\min} , N = número de etapas teóricas y N_{\min} es el número mínimo de etapas.

Ejemplo:

$$L/D = 0.29, L/D_{\min} = 0.26, N = 5, N_{\min} = 4.58$$

$$x = \text{Abscisa} = \frac{0.29 - 0.26}{0.26 + 1} = 0.02, \quad y = \frac{5 - 4.58}{5 + 1} = 0.07$$

1) Obtención de L/D_{\min} :

$$(L/D)_{\min} = L_{\min} / D \quad (\text{Ecuación 14})$$

L_{\min} = Flujo mínimo del líquido

D = Flujo del destilado

Ejemplo:

$$L_{\min} = 2.38 \text{ mol/h} \text{ y } D = 8.94 \text{ mol/h}$$

$$(L/D)_{\min} = 2.38 \text{ mol/h} / 8.94 \text{ mol/h} = 0.26$$

i. Obtención de L_{\min} :

$$L_{\min} = V_{\min} - D \quad (\text{Ecuación 15})$$

Ejemplo:

$$V_{\min} = 11.33 \text{ mol/h}, \quad D = 8.94 \text{ mol/h}$$

$$L_{\min} = 11.33 \text{ mol/h} - 8.94 \text{ mol/h} = 2.39 \text{ mol/h}$$

ii. Obtención de V_{\min} :

$$V_{\min} = \sum_i \frac{\alpha_i D x_{i, \text{DIST}}}{\alpha_i - \phi} \quad (\text{Ecuación 16})$$

Ejemplo

$$\alpha_{AB} = 7.26, \alpha_{AA} = 1, D = 9 \text{ mol/h}, x = 0.992,$$

$\phi = 1.54$ (valor obtenido mediante iteraciones)

$$\begin{aligned} V_{\min} &= \frac{7.26 * 9 \text{ mol/h} * 0.992}{7.26 - 1.54} + \frac{1 * 9 \text{ mol/h} * (1 - 0.992)}{7.26 - 1.54} = \\ &= 11.33 \text{ mol/h} \end{aligned}$$

2) Obtención del N_{\min}

$$N_{\min} = \frac{\ln \left\{ \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_{\text{DIST}} / \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_{\text{BOT}} \right\}}{\ln \alpha_{AB}} \quad (\text{Ecuación 17})$$

Ejemplo:

$$x_{A,dest} = 0.9726, \quad x_{B,fondo} = 0.9946, \quad \alpha_{AB} = 7.26$$

$$N_{min} = \frac{\ln \left\{ \left(\frac{0.9726}{1 - 0.9726} \right)_{DIST} \left/ \left(\frac{1 - 0.9946}{0.9946} \right)_{BOT} \right. \right\}}{\ln 7.26} = 4.58$$

3) Obtención de las volatilidades relativas.

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} \approx \frac{P_A^*/P}{P_B^*/P} = \frac{P_A^*}{P_B^*} \quad (\text{Ecuación 17})$$

En donde α_{AB} = la volatilidad relativa de A respecto a B, y_A = fracción molar del componente A en la fase gaseosa, x_A = fracción molar en el equilibrio del componente A en la fase líquida, y_B = fracción molar del componente B en la fase gaseosa, x_B = fracción molar en el equilibrio del componente B en la fase líquida, P_A^* = Presión de vapor del componente A en el equilibrio y P_B^* = Presión de vapor del componente B en el equilibrio.

Ejemplo:

$$P_A^* = 1574.682 \text{ mmHg}, \quad P_B^* = 145.985 \text{ mmHg}$$

$$\alpha_{AB} = \frac{1574.682 \text{ mmHg}}{145.985 \text{ mmHg}} = 7.2636$$

b) Obtención de P^* . La presión de vapor se puede obtener a través de la ecuación de Antoine:

$$P^* = 10^{\left(\frac{A - B}{T + C} \right)} \quad (\text{Ecuación 18})$$

En donde A, B y C son constantes de la ecuación de Antoine, T es la temperatura en °C y P^* está dada en mmHg.

Ejemplo:

$$A = 7.3782, \quad B = 1533.313, \quad C = 222.309, \quad T = 57^\circ\text{C}$$

$$P^* = 10^{\left(\frac{7.3782 - \frac{1533.313}{57 + 222.309}}{1} \right)} = 145.986 \text{ mmHg}$$

8. Curvas de operación

a. Obtención de relación R:

$$R = \text{reflujo} / \text{destilado} \quad (\text{Ecuación 19})$$

Ejemplo:

$$\text{Reflujo} = 2.60 \text{ mol/h}, \quad \text{Destilado} = 3.98 \text{ mol/h}$$

$$R = 2.60 / 3.98 = 0.65$$

b. Obtención de línea q :

$$\text{Línea } q = q/(q-1)$$

Ejemplo:

$$q = 1.1627$$

$$\text{Línea } q = 1.1627/(1.1627-1) = 7.14$$

1) Obtención de q

$$q = \frac{H_g - H_f}{H_g - H_L} \quad (\text{Ecuación 20})$$

Ejemplo:

$$H_g = 65,371.39 \text{ kJ}, H_f = 0, \quad H_L = 9,081.34 \text{ kJ}$$

$$q = \frac{65371.39 \text{ kJ} - 0}{65371.39 \text{ kJ} - 9081.34 \text{ kJ}} = 1.16$$

Donde H_G es la entalpía de vapor saturado y H_L la entalpía de la solución de líquido.

a) Cálculo de H_G :

$$H_G = y [C_{L,A} M_A (t_G - t_0) + \lambda_A M_A] + (1-y) [C_{L,B} M_B (t_G - t_0) + \lambda_B M_B]$$

(Ecuación 21)

Ejemplo:

$$H_G = \frac{[0.86 * \{2.15 \text{ J/g} * 102 \text{ g/mol} * (62^\circ \text{C} - 20^\circ \text{C})\} + \{285 \text{ J/g} * 102 \text{ g/mol}\}] + [0.082 * \{4.184 \text{ J/g} * 18 \text{ g/mol} * (62^\circ \text{C} - 20^\circ \text{C})\} + \{228 \text{ J/g} * 18 \text{ g/mol}\}] + [0.053 * \{2.061 \text{ J/g} * 60 \text{ g/mol} * (62^\circ \text{C} - 20^\circ \text{C})\} + \{395 \text{ J/g} * 60 \text{ g/mol}\}]}{65,371.39 \text{ J}}$$

En donde y es la fracción molar del componente 1, C_L es la energía calorífica de los líquidos puros, M es el peso molecular y λ es el calor latente de vaporización.

b) Cálculo del H_L

$$H_L = C_L (t_L - t_0) M_{av} + \Delta H_S \quad (\text{Ecuación 22})$$

En donde C_L es la capacidad calorífica de la solución, M_{av} es el peso molecular promedio de la solución, t_L es el punto de formación de burbuja y t_0 es la temperatura de referencia a la cual se hace la solución.

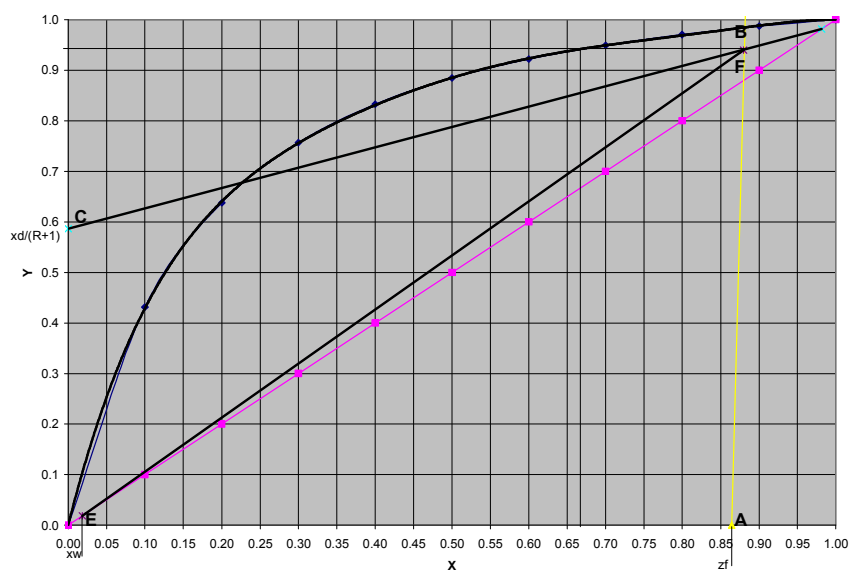
Ejemplo:

$$H_L = 2.18 \text{ J/g} * 99.2084 \text{ g/mol} * (62^\circ \text{C} - 20^\circ \text{C}) = 9081.34 \text{ J}$$

c. Trazado de líneas de operación

- 1) línea de intersección 1. Se traza una línea en el diagrama de la curva de equilibrio desde (x_f, y_0) hacia x_d con pendiente línea q . Obsérvese en la figura 5 la línea AB.
- 2) Línea sección agotamiento. Se traza una línea desde $(x=0, y=xd/R+1)$ hasta $(x_f, y=x_f)$. Obsérvese en la figura 5 la línea CD.
- 3) Línea sección enriquecimiento: Se traza una línea desde $(x_w, y=x_w)$ hasta intersectar la intersección de la línea 1 con la línea sección agotamiento, la línea se debe continuar hasta el final. Obsérvese en la figura 5 la línea EF.

Gráficos 6. Equilibrio y operación

9. Cálculo de G' .

$$G' = G / A \quad (\text{Ecuación 23})$$

Donde G = flujo gaseoso, A = área transversal de la columna

Ejemplo:

$G = 0.00045 \text{ kg/s}$, diámetro = 0.037 m

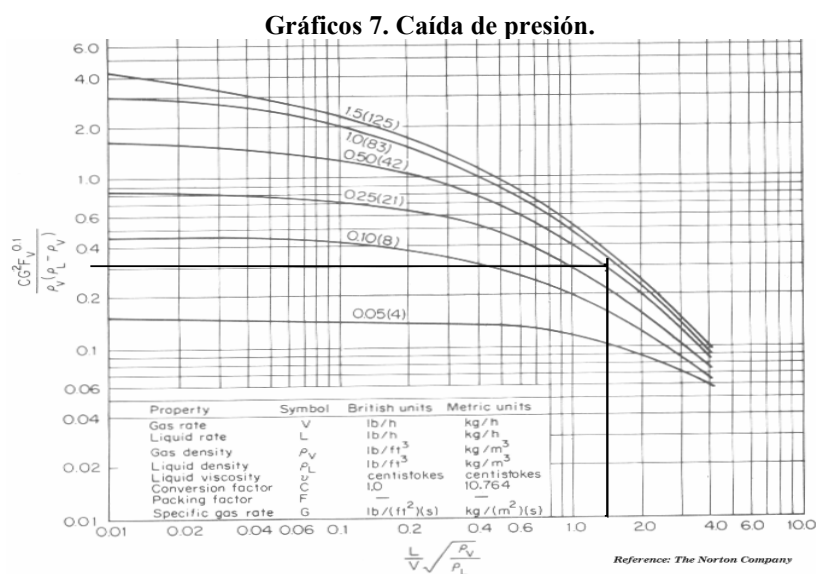
$$G' = \frac{0.00045 \text{ kg/s}}{(0.037 \text{ m})^2 \times \pi / 4}$$

10. Factor de empaque teórico. Se estimó un factor de empaque teórico como parámetro de comparación para la selección del mismo. Para ello, se utilizó la curva de caída de presión que relaciona a este factor. La relación está dada por las siguientes expresiones:

$$y = \frac{CGFv^{0.1}}{\rho_v * (\rho_v - \rho_L)}, \quad x = \frac{L}{V} \times \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Ecuación 24})$$

En donde C es un factor de conversión igual a 10.74, G es el flujo del gas, v es la viscosidad cinemática, ρ_v es la densidad del vapor, ρ_L es la densidad del líquido, L es el flujo líquido.

Para ello debe establecerse el valor de x de la ecuación en el diagrama de la caída de presión:



$$L/V * (\rho_v / \rho_L)^{1/2} = 5.26 \times 10^{-4} \text{kg/s} / 4.53 \times 10^{-4} \text{kg/s} * (730 \text{kg/m}^3 / 4.088 \text{kg/m}^3)^{1/2} = 15.51$$

Luego con este valor, se traza una línea recta hasta intersectar la curva de caída de presión seleccionada, después se traza una línea horizontal para obtener un valor de y e igualarlo a la relación. Al determinar $y=0.3$, se obtiene el siguiente resultado:

$$F = \frac{0.3 * 4.088 \text{kg/m}^3 * (730 \text{kg/m}^3 - 4.088 \text{kg/m}^3)}{10.74 * (0.4219 \text{kg/m}^2 \text{s})^2 * 1.2328 \text{cSt}} = 456$$

11. Calculo de la altura

$$Z = H_{tG} * N_{tG} \quad (\text{Ecuación 25})$$

Donde H_{tG} es la altura de una unidad de transferencia en metros, y N_{tG} es el número de unidades de transferencia.

Ejemplo

$$H_{tG} = 0.12 \text{m}, \quad N_{tG} = 3.587$$

$$Z = 0.12 \text{m} * 3.587 = 0.43 \text{m}$$

a. Cálculo del N_{tG} :

$$N_{tG} = \int_{y_a}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} \quad (\text{Ecuación 26})$$

Donde:

y^* es el valor de la concentración del vapor en el equilibrio.

y es el valor de la concentración del vapor en la línea de operación, puede ser en la sección de enriquecimiento o agotamiento.

Este cálculo se realizó a través de una regresión polinomial aproximante para la curva de equilibrio y regresiones lineales de las curvas de operación en la sección de agotamiento y enriquecimiento.

Ejemplo:

Regresión para el equilibrio:

$$z = -11.757y^6 + 42.625y^5 - 62.521y^4 + 48.198y^3 - 21.568y^2 + 6.022y + 0.0004$$

Regresión para la sección de enriquecimiento:

$$z = 1.0696y - 0.0013$$

$$\begin{aligned} \therefore N_{tG} &= \int_{0.018}^{0.8641} \frac{dy}{(-11.757y^6 + 42.625y^5 - 62.521y^4 + 48.198y^3 - 21.568y^2 + 6.022y + 0.0004) - (1.0696y - 0.0013)} \\ &= 3.497 \end{aligned}$$

b. Cálculo del H_{tG} .

$$H_{tG} = G/ky^*a \quad (\text{Ecuación 27})$$

Donde G está dado en $\text{mol}/\text{m}^2\text{s}$, ky en $\text{mol}/\text{m}^2\text{s}$, y a en m^2/m^3

Ejemplo:

$$\begin{aligned} H_{tG} &= 4.14 \text{ mol}/\text{m}^2\text{s} / ky^*a \\ H_{tG} &= \frac{4.14 \text{ mol}/\text{m}^2\text{s}}{0.23605 \text{ mol}/\text{m}^2\text{s} * 200 \text{ m}^2/\text{m}^3} = 0.09 \text{ m} \end{aligned}$$

1) Cálculo de coeficiente de transferencia de masa k_y .

$$k_y = \frac{G}{Sc^{0.66}} \times 1.195 \times \frac{dsG'}{\mu_g * (1 - \varepsilon_{10})^{-0.36}} \quad (\text{Ecuación 28})$$

Donde G es el flujo gaseoso, Sc es el número adimensional de Schmidt, ds es el diámetro de una esfera con la misma superficie que una única partícula de empaque, μ_g es la viscosidad del gas, y ε_{10} es el espacio vacío de operación.

Ejemplo:

$$k_y = \frac{4.14}{0.3912^{0.66}} \times 1.195 \times \frac{0.3162 * 0.4218}{1.24 \times 10^{-5} * (1 - 0.59)^{-0.36}} = 0.236 \text{ mol}/\text{m}^2\text{s}$$

a) Cálculo del número de Schmidt.

$$Sc = \mu/(\rho * D) \quad (\text{Ecuación 29})$$

Donde μ es la viscosidad del gas, ρ es la densidad del gas y D es la difusividad del gas.

Ejemplo:

$$Sc = \frac{1.24 \times 10^5 \text{ kg} / \text{m} \cdot \text{s}}{4.088 \text{ kg} / \text{m}^3 * 7.78 \times 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{s}} = 0.3912$$

b) Cálculo del espacio vacío de operación.

$$\varepsilon lo = \varepsilon - \phi Lt \quad (\text{Ecuación 30})$$

Donde ε es una característica del empaque, y ϕLt es un factor de retención de líquido en torres empacadas.

Ejemplo:

$$\varepsilon lo = 0.63 - 0.0399 = 0.5901$$

12. Cálculo de la energía necesaria para la destilación.

$$\text{Energía de vaporización} = [\Delta T * (\sum_i x_i * Cp_i)] + [\sum_i x_i \lambda_i] \quad (\text{Ecuación 31})$$

Donde ΔT es la diferencia de temperaturas, x_i es la fracción másica del componente i , y λ_i es el calor latente de vaporización del componente i .

Ejemplo:

$$\begin{aligned} E_{vap} = & [0.95 * \{(2.15 \text{ kJ} / \text{kg}^\circ \text{C} * (57^\circ \text{C} - 20^\circ \text{C})) + (285 \text{ kJ} / \text{kg})\}] \\ & [0.016 * \{(4.184 \text{ kJ} / \text{kg}^\circ \text{C} * (57^\circ \text{C} - 20^\circ \text{C})) + 228 \text{ kJ} / \text{kg}\}] \\ & + [0.034 * \{(2.061 \text{ kJ} / \text{kg}^\circ \text{C} * (57^\circ \text{C} - 20^\circ \text{C})) + 395 \text{ kJ} / \text{kg}\}] \\ \hline & 368.52 \text{ kJ} / \text{kg} \end{aligned}$$

Energía necesaria para la destilación:

$$E_{des} = \dot{m} \times E_{vap} \quad (\text{Ecuación 32})$$

Ejemplo:

$$E_{des} = 0.001126 \text{ kg} / \text{s} \times 368.52 \text{ kJ} / \text{kg} = 0.415 \text{ kW}$$

13. Cálculo del área necesaria de condensación.

$$A = \frac{q \times \Delta x}{\Delta T \times k} \quad (\text{Ecuación 33})$$

Donde q es el la transferencia de calor (en W), Δx es la longitud de transferencia por conducción (en m), k la conductividad térmica (en $W / m^2^\circ C$), y ΔT es el cambio de temperatura, que en este caso es prácticamente nulo.

Ejemplo:

$$A = \frac{0.32107 \text{ kW} \times 0.6 \text{ m}}{(57^\circ \text{C} - 56.9^\circ \text{C}) \times 8 \times 10^2 \text{ kW} / \text{m}^\circ \text{C}} = 2.4 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

B. Cotizaciones del Equipo

1. Cotización del empaque(correo electrónico del día 29 de octubre de 2007):

De: **business_yq** (business@saturngz.com)

Enviado:

lunes, 29 de octubre de 2007 06:38:24 a.m.

Para:

'Rodolfo Monterroso' (rodolfo_monterroso@hotmail.com)

Dear Sir:

The price of ceramic 25mm Rectangle Saddle Ring:

FOB Huangpu port, China **500** USD/stere

CIF Guatemala port **700** USD/stere

The price of ceramic structured 160Y packing:

FOB Huangpu port, China **960** USD/stere

CIF Guatemala port **1160** USD/stere

The least amount of order: 5 stere each.

In order to producing, you must tell me the ceramic structured packing's

holistic

diameter and thickness.

Wait for your reply.

Regards. Happy all saints' day.

Source YQ

Product Manager

Saturn Products, Import & Export Trade Co.,Ltd

TEL: +86-020-82293435

FAX: +86-020-82293477

MSN: source_yq@hotmail.com

Email: source.q.yuan@saturngz.com

Website: www.saturngz.com

Address: Room505, Building 6, He An Bao Business Center, 303#, Gang Qian Road, HuangPu

District, GuangZhou, China

Zip Code: 510700

2. Cotizaciones de columnas, balones, manta de calentamiento, condensador, acoples y sistema completo.



Centro de Negocios KRON
Residenciales San Gaspar No. 13 San Gaspar II, Santa Rosita zona 16
Guatemala 01016, Centroamérica
Teléfono: (502) 2385-3912, (502) 2385-3913
Telefax: (502) 2384-1195
Mail: kronsa@intelnet.net.gt

científica e industrial

Materias Primas Para Las Industrias Farmacéuticas y Cosméticas * Libros Científicos * Reactivos * Cristalería * Equipos de Laboratorio * Cepas * Prueba de Endotoxina * Medios De Cultivos * Albet Papel y Membranas de Filtración

GUATEMALA 26 DE SEPTIEMBRE DE 2007

SR. RODOLFO MONTERROSO

PROFORMA No. 12337

ESTIMADO SEÑOR MONTERROSO:
DE ACUERDO A SU AMABLE SOLICITUD COTIZAMOS LOS SIGUIENTES PRODUCTOS:

ITEM	CANT	DESCRIPCION	PRECIO	
			UNITARIO	TOTAL
1	1	MANTA DE CALENTAMIENTO 22L CARCASA DE ALUMINIO	Q11,148.00	Q11,148.00
2	1	MANTA DE CALENTAMIENTO 72L CARCASA DE ALUMINIO	Q20,580.00	Q20,580.00
3	1	BALON PYREX 5L	Q 1,150.00	Q 1,150.00
4	1	BALON PYREX 5L PAQUETE DE 4 BOCA 45/50	Q 8,120.00	Q 8,120.00
5	1	MANTA DE CALENTAMIENTO 5L CARCASA DE ALUMINIO	Q 5,650.00	Q 5,650.00
6	1	MANTA DE CALENTAMIENTO HEMISFÉRICA 5L	Q 3,510.00	Q 3,510.00

PRECIO INCLUYE 12% IVA
ENTREGA: 4-6 SEMANAS
FORMA DE PAGO: CONTADO
VALIDEZ DE LA OFERTA: 30 DÍAS

ESPERAMOS QUE NUESTROS PRECIOS SEAN DE SU CONVENIENCIA Y QUEDAMOS CON EL DESEO DE SERVIRLE EN TODO LO QUE A EQUIPO, CRISTALERÍA Y ACCESORIOS DE LABORATORIO SE REFIERE.

ATENTAMENTE,

JUAN DIEGO AROCHA
KRON, S.A.



Centro de Negocios KRON
Residenciales San Gaspar No. 13 San Gaspar II, Santa Rosita zona 18
Guatemala 01016, Centroamérica
Teléfono: (502) 2365-3912, (502) 2365-3913
Telefax: (502) 2364-1195
Mail: kronsa@intelnet.net.gt

científica e industrial

Materias Primas Para Las Industrias Farmacéuticas y Cosméticas * Libros Científicos * Reactivos * Cristalería * Equipos de Laboratorio * Cepas * Prueba de Endotoxina * Medios De Cultivos * Albet Papel y Membranas de Filtración

MANTA DE CALENTAMIENTO GLAS-COL®



Manta de calentamiento construida de aluminio y fibras de vidrio en el interior que protegen a las paredes de los frascos del choque térmico.

Límite de temperatura interior de operación: 450° C. Cable de alimentación de 1.2m, 3 espigas desprendible. Alimentación de 115V. El modelo de 72L se provee únicamente con alimentación de 230V

Para frascos con capacidad, mL	Potencia (Watts)	Voltaje, V
5000	600	115
22,000	2-770	115
72,000	2-2000	230

MANTA DE CALENTAMIENTO HEMISFÉRICA GLAS-COL®



Mantas hemisféricas, cubren la mitad inferior de los frascos, permitiendo así la visión completa de los contenidos. Construida de materiales flexibles. Límite de temperatura interior de operación: 450° C. Cable de alimentación de 1.2m, 2 espigas desprendible. Alimentación de 115V.

Para frascos con capacidad, mL	Potencia (Watts)	Voltaje, V
5000	600	115



Centro de Negocios KRON
Residenciales San Gaspar No. 13 San Gaspar II, Santa Rosita zona 16
Guatemala 01016, Centroamérica
Teléfono: (502) 2385-3912, (502) 2385-3913
Telefax: (502) 2384-1195
Mail: kronsa@intelnet.net.gt

científica e industrial

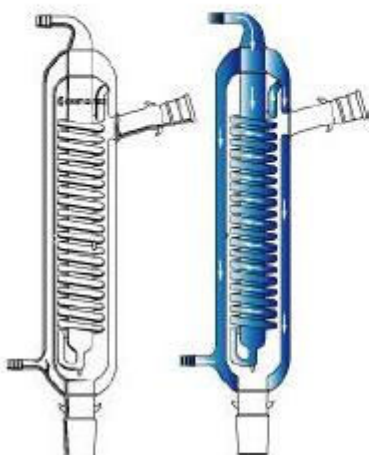
Materias Primas Para Las Industrias Farmacéuticas y Cosméticas * Libros Científicos * Reactivos * Cristalería * Equipos de Laboratorio * Cepas * Prueba de Endotoxina * Medios De Cultivos * Albet * Papel y Membranas de Filtración

GUATEMALA 22 DE OCTUBRE DE 2007

RODOLFO MONTERROSO

PROFORMA No. 12677

ESTIMADO SR. MONTERROSO:
DE ACUERDO A SU AMABLE SOLICITUD COTIZAMOS LOS SIGUIENTES PRODUCTOS:



Condenser, High Efficiency

This unique design combines some of the best features for refluxing in a single condenser. Coolant, introduced into the upper hose connection, fills a large cold finger that is wrapped with coils. After the coolant travels through the coils, it enters the water jacket to maximize cooling surface along the vapor path. Angled take off joint is a standard taper 24/40, and the angled take off joint for the 45/50 size is a standard taper 29/42. Hose connections for the 24/40 size condenser are 10mm at the largest serration. Hose connections for the 45/50 size are 15mm at the largest serration. Condenser, High Efficiency, 730mm, 45/50 Joint, 600mm Jacket Length

PRECIO UNITARIO: Q 16,512.00



Column consists of a plain tube with full length inner joint at bottom and a outer joint of the same size at top. Near the bottom there is a row of indentations to support random type packing material.

Column I.D. mm	Length for Packing Material mm	Joint
37	900	45/50

PRECIO UNITARIO: Q 1,050.00



Centro de Negocios KRON
Residenciales San Gaspar No. 13 San Gaspar II, Santa Rosita zona 18
Guatemala 01016, Centroamérica
Teléfono: (502) 2385-3912, (502) 2385-3913
Telefax: (502) 2384-1195
Mail: kronsa@intelnet.net.gt

científica e industrial

Materias Primas Para Las Industrias Farmacéuticas y Cosméticas * Libros Científicos * Reactivos * Cristalería * Equipos de Laboratorio * Cepas * Prueba de Endotoxina * Medios De Cultivos * Albet Papel y Membranas de Filtración



Flask, Heavy Wall, Round Bottom, 3-Neck

Round bottom, HEAVY WALL three neck flask with standard taper outer joints on the center neck and vertical side necks. Flasks with 29/26 center necks have a groove tooled just below the grind to aid in clamping of the flask. Flasks with joint sizes other than those listed are available.
5000mL 3-Neck RBF, 1-CN 45/50 Outer, 2-SN 24/40 Outer

PRECIO UNITARIO: Q 2955.00

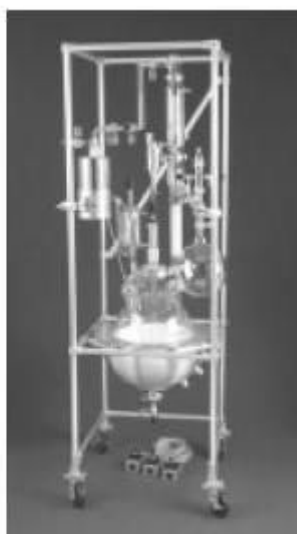


Ground Joint, Inner, With Drip Tip

Full or medium length standard taper inner joint having a drip tip. Joints are available uncut or with the drip tip being cut at a 45° angle. Tooled on the same tubing sizes as the CG-100 inner joints.

45/50 Inner Joint, Cut Drip, on 41mm OD x 2mm W tubing

PRECIO UNITARIO: Q 465.00



Apparatus, Modular Solvent Still, 22 L

- New and Improved Design
- Easy Access to Components
- Greaseless Beaded Pipe and O-ring Grooved Ball and Socket Joints
- Convenient Mobile Support

Our Modular Still is recommended for applications where the processing of large volumes of organic solvents is required. These include steam distillation, reflux with addition, fractional distillation, reduced pressure distillation, organic synthesis and recovery of evaporative concentration solvents.

Order as modular components or complete systems that consist of all of the modules including the mobile support.

The Basic Still Assembly and the Stirring Assembly are different for each size still. The Column Assembly and the Vacuum Assembly accommodate all still sizes.

PRECIO UNITARIO: \$ 6,500.00



Centro de Negocios KRON
Residenciales San Gaspar No. 13 San Gaspar II, Santa Rosita zona 16
Guatemala 01016, Centroamérica
Teléfono: (502) 2365-3912, (502) 2365-3913
Telefax: (502) 2364-1196
Mail: kronsa@intelnet.net.gt

científica e industrial

Materias Primas Para Las Industrias Farmacéuticas y Cosméticas * Libros Científicos * Reactivos * Cristalería * Equipos de Laboratorio * Cepas * Prueba de Endotoxina * Medios De Cultivos * Albet Papel y Membranas de Filtración

PRECIOS INCLUYEN 12% IVA
ENTREGA: 4 – 6 SEMANAS
FORMA DE PAGO: 15 DÍAS
VALIDEZ DE LA OFERTA: 30 DÍAS

ESPERAMOS QUE NUESTROS PRECIOS SEAN DE SU CONVENIENCIA Y QUEDAMOS CON EL DESEO DE SERVIRLES.

ATENTAMENTE,

JUAN DIEGO AROCHA
KRON, S.A.

C. Hojas de Seguridad Industrial del Material a utilizar.



Shell Chemicals






Data Sheet

IS 3.5.1A

Issued July 2001, 5th Edition

Product name	Isopropyl ether			
Description	<p>Isopropyl ether is a colourless, volatile liquid. It is an excellent solvent for animal, vegetable and mineral oils, fats, waxes and some natural resins. Isopropyl ether is not generally considered a solvent for synthetic resins although it does dissolve ethyl cellulose, and in the presence of low molecular weight alcohols, it will dissolve nitrocellulose. IPE is inhibited with hydroquinone or IONOL.</p> <p>2,2'-oxybis-propane, 2-isopropoxypropane, diisopropyl ether, IPE</p> <p>CAS Registry Number 108-20-3</p>			
Typical physical properties	Property	Unit	Test method	Value
	Flash point (Abel)	°C	IP 170	-24
	Refractive index		ASTM D1218	1.368
	Vapour pressure at 20 °C	kPa		15.9
	Vapour pressure at 50 °C	kPa		54
	Antoine constant A ⁽¹⁾			5.97678
	Antoine constant B			1143.07
	Antoine constant C			219.34
	Temperature limits for the Antoine equation	°C		-20 to +70
	Pour point	°C	ASTM D97	-85
	Coefficient of cubic expansion	10 ⁻⁴ /°C		14.5
	Specific heat	kJ/kg/°C		2.15
	Latent heat of evaporation	kJ/kg		285
	Heat of combustion	kJ/kg		29104
	Electrical conductivity	pS/m	ASTM D4308	2x10 ⁴
	Dielectric constant at 20°C			3.9
	Surface tension	mN/m		17.5
	Dynamic viscosity	mPa.s	ASTM D445	0.32
	Molecular weight			102
	Miscibility with water			
	IPE in water	%m/m		1.1
	Water in IPE	%m/m		0.5
	Azeotrope with water			
	Boiling point	°C		62.2
	IPE content	%m/m		95.5
	All properties at 20°C unless otherwise stated.			
	¹⁾ The vapour pressure, between the specific temperature limits, can be calculated using the Antoine equation:			
	$\log_{10}P+A - \frac{B}{T+C}$ where P is the vapour pressure in kPa and T is the temperature in °C.			

Solvent properties	Property		Test method	Value
	Hildebrand solubility parameter		(cal/cm ³) ^{1/2}	7.0
	Hydrogen bonding index			14.0
	Fractional polarity			0.013
	Relative evaporation rate (nBuAc=1)		ASTM D3539	8.2
	Relative evaporation rate (ether=1)		DIN 53170	1.4
Safety data	Property	Unit	Test method	Value
	Flash point (Abel)	°C	IP170	-24
	Lower explosive limit in air	% v/v		1.4
	Upper explosive limit in air	% v/v		22
	Autoignition temperature	°C	ASTM E659	405
	Saturated vapour concentration at 20 °C	g/m ³	calculated	666
	Transport: ADR/RID class/item/label			3/3(b)/3
	IMO UN number/label			1159/3
	class/packing group			3.1/II
	EC user label: Symbol			F
	Risk phrases			11,19,66,67
	Safety phrases			9,16,29,33
Test methods	ASTM methods are published by the American Society for Testing and Materials, 1916 Race Street, Philadelphia, PA 19103, USA, and are available in Europe from ASTM European Office, 27/29 Knowl Piece, Wilbury Way, Hitchin, Herts, SG4 OSX, UK.			
	DIN methods are published by Beuth Verlag GmbH., Burggrafenstrasse 4-7, D1000, Berlin, Germany.			
	IP methods are published by the Institute of Petroleum, 61 New Cavendish Street, London W1M 8AR, UK.			
Composition	Isopropyl ether is manufactured to the highest standards. It does not contain detectable quantities of heavy metals, chlorinated compounds or polycyclic aromatic hydrocarbons. Isopropyl ether contains an inhibitor (either hydroquinone or IONOL) to reduce peroxide formation.			
Applications	Isopropyl ether is used as an extractant in pharmaceutical and fine chemical manufacture. It is used as a replacement for diethyl ether where a solvent with lower volatility is desired.			
Storage and handling	Provided proper storage and handling precautions are taken we would expect acetone to be stable for at least 6 months. Advice on storage and handling may be obtained from your local Shell Chemicals company. Isopropyl is available from Shell in bulk and drums; details available on request.			

DIISOPROPYL ETHER		0906 March 1996	
CAS No: 108-20-3 RTECS No: TZ5425000 UN No: 1159 EC No: 603-045-00-X		Isopropyl ether 2,2'-Oxybispropane 2-Isopropoxypropane $C_9H_{14}O / (CH_3)_2CHOCH(CH_3)_2$ Molecular mass: 102.18	
TYPES OF HAZARD/ EXPOSURE	ACUTE HAZARDS/SYMPTOMS	PREVENTION	FIRST AID/FIRE FIGHTING
FIRE	Highly flammable.	NO open flames, NO sparks, and NO smoking.	AFFF, powder, alcohol-resistant foam, water spray, carbon dioxide.
EXPLOSION	Vapour/air mixtures are explosive.	Closed system, ventilation, explosion-proof electrical equipment and lighting. Prevent build-up of electrostatic charges (e.g., by grounding).	In case of fire: keep drums, etc., cool by spraying with water.
EXPOSURE			
Inhalation	Cough. Drowsiness. Sore throat.	Ventilation, local exhaust, or breathing protection.	Fresh air, rest. Refer for medical attention.
Skin	Dry skin. Redness.	Protective gloves.	Remove contaminated clothes. Rinse skin with plenty of water or shower.
Eyes	Redness.	Safety spectacles.	First rinse with plenty of water for several minutes (remove contact lenses if easily possible), then take to a doctor.
Ingestion	(Further see Inhalation).	Do not eat, drink, or smoke during work.	Rinse mouth. Rest. Refer for medical attention.
SPILLAGE DISPOSAL		PACKAGING & LABELLING	
Evacuate danger area! Consult an expert! Ventilation. Collect leaking and spilled liquid in sealable metal containers as far as possible. Absorb remaining liquid in sand or inert absorbent and remove to safe place. Do NOT wash away into sewer. Personal protection: self-contained breathing apparatus.		F Symbol R: 11-19-66-67 S: (2)-9-16-29-33 Note: C UN Hazard Class: 3 UN Pack Group: II	
EMERGENCY RESPONSE		SAFE STORAGE	
Transport Emergency Card: TEC (R)-30S1159 NFPA Code: H1; F3; R1		Fireproof. Cool. Keep in the dark. Keep in a well-ventilated room. Store only if stabilized.	
    			
Prepared in the context of cooperation between the International Programme on Chemical Safety and the European Commission © IPCS 2004 SEE IMPORTANT INFORMATION ON THE BACK.			

0906		DIISOPROPYL ETHER	
IMPORTANT DATA			
Physical State; Appearance COLOURLESS LIQUID, WITH CHARACTERISTIC ODOUR.		Routes of exposure The substance can be absorbed into the body by inhalation of its vapour.	
Physical dangers The vapour is heavier than air and may travel along the ground; distant ignition possible. As a result of flow, agitation, etc., electrostatic charges can be generated.		Inhalation risk A harmful contamination of the air can be reached rather quickly on evaporation of this substance at 20-C.	
Chemical dangers The substance can readily form explosive peroxides if unstabilized and explode on shaking.		Effects of short-term exposure The substance is irritating to the eyes, the skin and the respiratory tract. The substance may cause effects on the central nervous system. Exposure above the OEL could cause lowering of consciousness.	
Occupational exposure limits TLV: 250 ppm as TWA; 310 ppm as STEL; (ACGIH 2004). MAK: 200 ppm, 850 mg/m ³ ; Peak limitation category: I(2); Pregnancy risk group: D; (DFG 2004).		Effects of long-term or repeated exposure Repeated or prolonged contact with skin may cause dermatitis.	
PHYSICAL PROPERTIES			
Boiling point: 69-C Melting point: -60-C Relative density (water = 1): 0.7 Solubility in water: poor Vapour pressure, kPa at 20-C: 15.9		Relative vapour density (air = 1): 3.5 Relative density of the vapour/air-mixture at 20-C (air = 1): 1.5 Flash point: -28-C Auto-ignition temperature: 443-C Explosive limits, vol% in air: 1.4-7.9	
ENVIRONMENTAL DATA			
NOTES			
Usually contains p-benzylaminophenol as stabilizer. An added stabilizer or inhibitor can influence the toxicological properties of this substance, consult an expert. Check for peroxides prior to distillation; eliminate if found. Card has been partly updated in October 2004. See sections Occupational Exposure Limits, EU classification, Emergency Response.			
ADDITIONAL INFORMATION			