

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL ALTIPLANO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**OPTIMIZACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE  
RELLENO – BACH (AISLAMIENTO TÉRMICO)**

**EXAMEN DE SUFICIENCIA PROFESIONAL**

**PRESENTADA POR:**

**EDGAR VILCA CARTA**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PUNO – PERÚ**

**2009**

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL ALTIPLANO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**OPTIMIZACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE  
RELLENO – BACH (AISLAMIENTO TÉRMICO)**

**EXAMEN DE SUFICIENCIA PROFESIONAL**

**PRESENTADA POR:**

**EDGAR VILCA CARTA**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**



**APROBADA POR:**

**PRESIDENTE:**



Ing. M.Sc. ROGER HUANQUI PÉREZ

**PRIMER MIEMBRO:**



Ing. M.Sc. LIDIA ENSUEÑO ROMERO IRURI

**SEGUNDO MIEMBRO:**



Ing. M.Sc. MARÍA RODRIGUEZ MELO

**ÁREA: Industria de Procesos**

**TEMA: Ingeniería de Procesos**

**LÍNEA: Optimización de la Columna de Destilación**

**FECHA DE SUSTENTACIÓN: 06 de Febrero 2009**

## DEDICATORIA

*Dedico este trabajo a mis padres por ser los principales promotores de mis sueños, gracias a ellos por cada día confiar y creer en mí y en mis expectativas, gracias a mi madre Eusebia Carta de Vilca por estar dispuesta a acompañarme cada larga y agotadora noche de estudio, agotadoras noches en las que su compañía y la llegada de sus cafés era para mí como agua en el desierto; gracias a mi padre que en vida fue Emiliano Vilca Quispe por siempre desear y anhelar siempre lo mejor para mí vida, gracias por cada consejo y por cada una de sus palabras que me guiaron durante mi vida; a mis hermanos Percy Vilca Carta y John Vilca Carta y de manera especial a mi esposa Zonia Puma Corimanya, por su constante apoyo y a mis hijos Fernando, Darwin y Joel por el profundo amor que me tienen.*

## AGRADECIMIENTOS

*Gracias a Dios por la vida de mis padres, también porque cada día bendice mi vida con la hermosa oportunidad de estar y disfrutar al lado de las personas que sé que más me aman, y a las que yo sé que más amo en mi vida, , gracias a mis maestros de la facultad de ingeniería química que supieron inculcarme sabiduría para la realización de este trabajo; a mis amigos de la facultad de ingeniería química por regalarme su amistad, a todas las buenas personas que estuvieron conmigo durante mis estudios.*

**INDICE GENERAL**

INDICE DE TABLAS .....	6
INDICE DE FIGURAS .....	7
RESUMEN .....	8
ABSTRACT .....	9
I. INTRODUCCIÓN .....	10
1.1. OBJETIVOS .....	11
II. FUNDAMENTO TEORICO .....	12
2.1. DESTILACIÓN .....	12
2.2. TIPOS DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN .....	14
2.3. COLUMNAS BATCH RECTIFICACIÓN DISCONTINUA .....	15
III. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO .....	17
3.1. BALANCE DE MASA .....	17
3.2. BALANCE DE ENERGÍA .....	18
3.3. REHERVIDORES Y VAPORIZADORES .....	19
3.4. PARTE EXPERIMENTAL: .....	21
3.5. MATERIALES E INSTRUMENTOS DEL PROCESO OPERATIVO .....	21
IV. ANALISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS .....	25
4.1. ZONA DE RECTIFICACIÓN: .....	25
4.2. TENSIÓN SUPERFICIAL DEL LÍQUIDO (6): .....	27
4.3. MÉTODO DE SOLUCIÓN .....	30
V. CONCLUSIONES .....	41
VI. RECOMENDACIONES .....	42
VII. REFERENCIAS .....	43
VIII. ANEXOS .....	44

**INDICE DE TABLAS**

Tabla 1. Propiedades físicas etanol - agua .....	25
Tabla 2. Datos tomados en el laboratorio de operaciones de la una puno en una columna de destilación con relleno batch sin aislamiento térmico .....	31
Tabla 3. Datos tomados en el laboratorio de operaciones de la una puno en una columna de destilación con relleno batch con aislamiento térmico .....	34
Tabla 4. Variación del costo total .....	40

**INDICE DE FIGURAS**

Figura 1. Componentes principales de un destilador .....	13
Figura 2. Zona de despojamiento o inferior de un destilador .....	13
Figura 3. Zona tope un destilador .....	14
Figura 4. Columna de destilación Batch .....	17
Figura 5. Rehervidor con circulación forzada .....	20
Figura 6. Rehervidor termosifón horizontal .....	20
Figura 7. Rehervidor tipo calderín .....	20
Figura 8. Rehervidor interno.....	21
Figura 9. Columna de destilación Batch .....	29

## RESUMEN

La influencia de la calidad de destilado en el equipo, en función del nivel de alimentación que fue del 12 % (w/w) obteniéndose un producto de destilado con una concentración de 94% (w/w), a una presión de 486 mmHg. Los cálculos sobre operaciones de destilado en función de la cantidad de muestra y consumo de energía total para el equipo. Alimentación del compuesto binario al 12 % (16 L), obteniéndose etanol rectificado 2 L con una concentración ( $X_D= 94\%$  (w/w)). La eficiencia del equipo sin modificación fue inicialmente de 82.7 % L. Morales, (2006). Con la implementación que se realizó y los cambios en el sistema de destilación con rectificación Batch se determinó una eficiencia del 85%, en función de la alimentación y el producto final. La eficiencia determinada, se basa en las condiciones de operación a través de reflujo.

### Palabras claves:

Destilación, alcohol, energía

**ABSTRACT**

The influence of the quality of distillate in the equipment, depending on the level of feeding that was 12% (w / w) obtaining a distillate product with a concentration of 94% (w / w), at a pressure of 486 mmHg . The calculations on distillation operations based on the amount of sample and total energy consumption for the equipment. Feeding the binary compound at 12% (16 L), obtaining rectified ethanol 2 L with a concentration ( $XD = 94\%$  (w / w)). The efficiency of the equipment without modification was initially 82.7% L. Morales, (2006). With the implementation that was made and the changes in the distillation system with Batch rectification, an efficiency of 85% was determined, depending on the feed and the final product. The determined efficiency is based on the operating conditions through reflux.

**Keywords:**

Distillation, alcohol, energy

## I. INTRODUCCIÓN

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

En las separaciones por lotes no hay estado estable y la composición de la carga inicial cambia con el tiempo. Esto trae consigo un incremento en la temperatura del recipiente y decremento en la cantidad de los componentes menos volátiles a medida que avanza la destilación. La destilación por lotes se utiliza en los siguientes casos:

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

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

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

El equipo más sencillo para una destilación por lote consiste en un tanque con sistema de calentamiento, un condensador y uno o más tanques de almacenamiento para el producto. El material se carga al tanque y su contenido se hace hervir. Los vapores son condensados y almacenados en un tanque colector. La velocidad de evaporación algunas veces se controla para evitar la sobrecarga del condensador, pero prácticamente no se requiere de ningún otro tipo de control. Este es el motivo por el cual algunos autores denominan a este proceso como destilación diferencial.

Existen varios criterios para analizar cuando se enfrenta el problema de optimizar columnas de destilación. Por otro lado, además de las variables a considerar, existen factores tales como la incertidumbre, factor de recupero de capital, etc.,

Aunque la mayoría de las personas tiene una idea de lo que es "destilación", los aspectos importantes que suelen ser pasados por alto desde un punto de vista industrial son los siguientes:

La destilación es la técnica de separación más utilizada consume enormes cantidades de energía, tanto para calentamiento como para enfriamiento puede contribuir hasta en más del 50% de los costos de operación de una planta

La mejor manera de reducir el costo de operación de las unidades existentes, es mejorar su eficiencia y operación mediante la optimización y el control del proceso. Para lograr esta mejora, es esencial comprender en profundidad los principios de la destilación y cómo se diseñan los sistemas de destilación.

### 1.1. OBJETIVOS

- Calcular la eficiencia térmica de una columna de destilación con relleno Batch
- Comprender el mecanismo físico de la conducción, convección y radiación en una columna de destilación relleno Batch.
- Calcular la pérdida de calor en el rehervidor de una columna de destilación relleno Batch Realizar el balance de materia y energía una columna de destilación relleno Batch.
- El propósito de ésta práctica es que el alumno se familiarice con las variables que impactan en una destilación discontinua y pueda describirla con algún modelo que la represente.

## II. FUNDAMENTO TEORICO

### 2.1. DESTILACIÓN

Es la más utilizada en ingeniería química y consiste en separar 2 o más componentes de una mezcla líquida aprovechando sus diferencias en cuanto a la presión de vapor. Supongo una sustancia líquida a una determinada temperatura. Parte de las moléculas de esta sustancia debido a que no todas tienen la misma velocidad, rompen la atracción de las moléculas del líquido y pueden pasar a la fase gaseosa. En la fase gas no todas las moléculas van a tener la misma energía. Aquellas moléculas de la fase gaseosa con menor energía podrán ser atrapadas por el líquido y tendremos una situación de equilibrio entre el líquido y el gas. El manómetro no va a variar e indica la cantidad máxima de moléculas del líquido que podemos tener en la fase de vapor. Existe la misma velocidad en las moléculas de líquido a vapor como de vapor a líquido.

La presión de vapor depende de la temperatura a que trabaje, de la naturaleza de la sustancia. Las sustancias con menor tendencia a pasar a gas son menos volátiles. La cantidad máxima de moléculas en fase gas viene dada por la presión de vapor

### COMPONENTES PRINCIPALES DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

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

Un **recipiente** vertical donde tiene lugar la separación de los componentes líquidos  
Interiores de columna tales como **platos** o **relleno** que se utilizan para incrementar el contacto entre líquido y vapor

Un **rehervidor** o **reboiler** para vaporizar el producto de fondo

Un **condensador** para enfriar y condensar el vapor que sale por la parte superior de la columna

Un tambor de **reflujo** para recibir el vapor condensado del tope de la columna para que el líquido (reflujo) pueda reciclarse a la columna

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

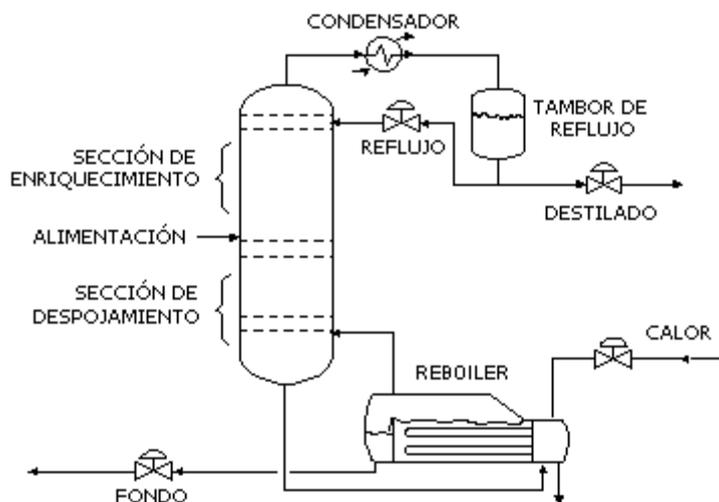


Figura 1. Componentes principales de un destilador

### OPERACIÓN BÁSICA Y TERMINOLOGÍA

La mezcla líquida que se va a procesar se conoce como alimentación y se introduce generalmente en un punto situado en la parte media de la columna en un plato que se conoce como plato de alimentación. El plato de alimentación divide a la columna en una sección superior (de enriquecimiento o rectificación) y una inferior (despojamiento). La alimentación circula hacia la parte inferior de la columna donde es dirigida al rehervidor (o reboiler).

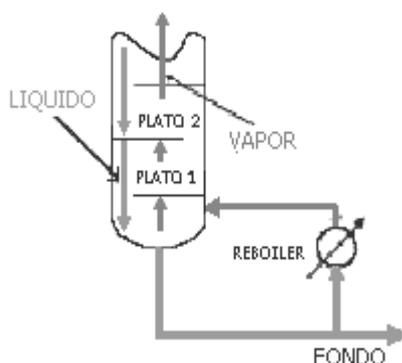


Figura 2. Zona de despojamiento o inferior de un destilador

Se suministra calor al rehervidor para generar vapor. La fuente de calor puede ser cualquier fluido adecuado, aunque en la mayoría de las plantas químicas se utiliza vapor de agua. En las refinерías, las fuentes de calor pueden ser corrientes de salida de otras columnas. El vapor generado en el rehervidor se introduce nuevamente en la columna en

la parte inferior. El líquido que se extrae del rehervidor se llama producto de fondo o simplemente, fondo.

El vapor se mueve hacia la parte superior de la columna, y al salir por la parte superior, es enfriado por un condensador. El líquido condensado es retenido en un recipiente denominado tambor de reflujo. Parte de este líquido es reciclado a la parte superior de la columna y se llama reflujo. El líquido condensado que se saca del sistema se llama destilado o producto de tope.

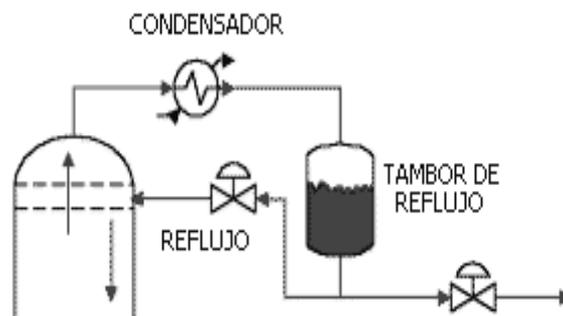


Figura 3. Zona tope un destilador

## 2.2. TIPOS DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Existen muchos tipos de columnas de destilación, diseñadas para llevar a cabo tipos de separaciones específicas, y cada diseño difiere en términos de complejidad.

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

Continuas. y

Columnas batch (por lotes)

### COLUMNAS CONTINUAS

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

### TIPOS DE COLUMNAS CONTINUAS

Las columnas continuas pueden clasificarse a su vez por:

- **La naturaleza de la alimentación que están procesando**
  - **Columna binaria.**- La alimentación contiene solamente dos componentes
  - **Columna multicomponente.**- La alimentación contiene más de dos componentes

- **La cantidad de corrientes de producto que tenga**
  - o **Columna multi-producto.-** la columna tiene más de dos corrientes de producto
- **Por el lugar de salida de alimentaciones adicionales para ayudar a la separación**
  - o **Destilación extractiva.-** La destilación extractiva es una técnica utilizada para separar mezclas binarias azeotrópicas, en la que se adiciona un agente de separación o solvente, cuya característica principal es que no presenta la formación de azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla a separar.
  - o **Destilación azeotrópica.-** La destilación azeotrópica consistente en la adición de un tercer componente a la mezcla etanol-agua que forma nuevos azeótropos que facilitan la separación en esquemas tecnológicos que involucran dos o tres columnas de destilación.
- **El tipo de interiores de columna**
  - o **Columna de platos.-** Cuando se utilizan platos de distintos diseños para retener el líquido y proveer un mejor contacto entre éste y el vapor, y por lo tanto mejor separación.
  - o **Columna rellena.-** Cuando en lugar de platos, se utilizan rellenos de distinto tipo para mejorar el contacto entre líquido y vapor.

### 2.3. COLUMNAS BATCH RECTIFICACIÓN DISCONTINUA

Un gran porcentaje de separaciones industriales se realiza en columnas de destilación tipo Batch. La razón de esta técnica de separación de la mezcla líquida es que la operación Batch es muy adecuado para tratar pequeñas cantidades de alimentación o cuando en forma ocasional se requiere obtener un producto puro a partir de diferentes cargas de alimentación con composición variable. La destilación Batch generalmente se lleva a cabo en una columna de relleno por la facilidad de construcción y menor costo.

En la rectificación discontinua o por cargas, la mezcla a rectificar se carga una sola vez en el rehervidor, y a medida que transcurre el proceso de destilación la composición de la carga se modifica continuamente al ir separando del sistema un

destilado más rico en componente más volátil que la carga inicial. la composición de todas las corrientes y la mezcla en el rehervidor en general cambia con el tiempo.

La rectificación puede llevarse a cabo por dos métodos diferentes:

Rectificación a reflujo constante

Rectificación a producto constante

**Rectificación a reflujo constante**

En este tipo de operación, al permanecer constante la relación de reflujo la composición del destilado varia a medida que se modifique la composición de la mezcla contenida en el rehervidor. Una vez fijada el reflujo y el número de etapas, se determina la composición del destilado en función de la composición del residuo.

### III. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

#### 3.1. BALANCE DE MASA

Para resolver el problema, primeramente se plantea los balances de masa para el sistema mostrado en la figura 4

Descripción	Balace de materia global	Balace de materia componente más volátil
Moles de entrada	0	0
Moles de salida	$dD$	$(X_D - dX_D)dD$
Acumulación	$dW$	$d(W X_w)$

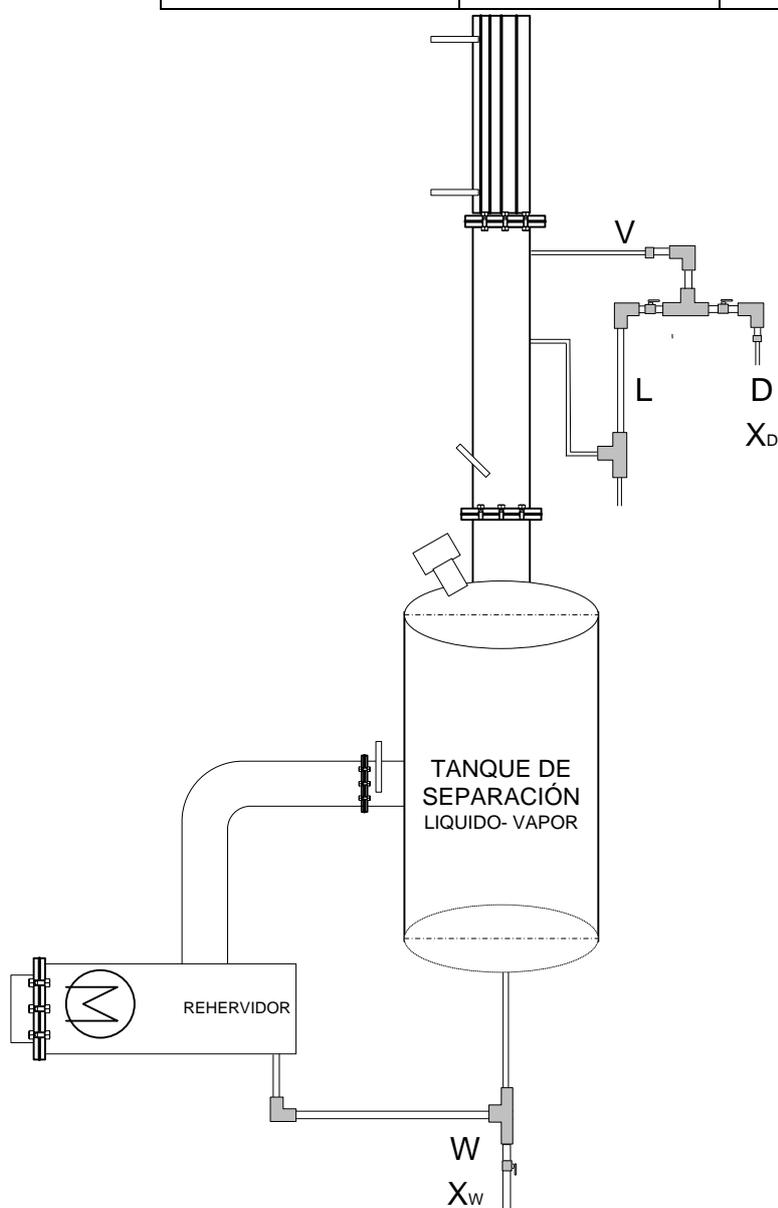


Figura 4. Columna de destilación Batch

Acumulación = Entrada- Salida

$$dW = - dD \quad (1)$$

$$dW = - (X_D - dX_D)dD \quad (2)$$

Resolviendo estas dos expresiones se obtiene

$$\int_{W_2}^{W_1} \frac{dw}{w} = \int_{X_{W_2}}^{X_{W_1}} \frac{dx_w}{x_D - x_w} \quad (3)$$

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \int_{X_{W_2}}^{X_{W_1}} \frac{dx_w}{x_D - x_w} \quad (4)$$

Donde:  $W_1$  y  $W_2$  son las cantidades de sustancias inicial y residual ,  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$  las composiciones inicial y final en el rehervidor.

Para integrar el segundo miembro es necesario representar  $\frac{1}{x_D - x_w}$  versus  $X$ ; el área limitada por la curva, el eje de las abscisas y las ordenadas extremas  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$  da el valor de la integral.

### MÉTODO DE SOLUCIÓN

Dado el número de etapas, relación de reflujo,  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$

Suponer un valor inicial de  $X_D$  y ubicar en el diagonal  $x=y$  y del diagrama de equilibrio el punto A( $X_D$ ;  $X_D$ )

Trazar la línea de operación a través de los puntos A( $X_D$ ;  $X_D$ ) y B(0;  $X_D/(R+1)$ ).

Trazar el número de etapas a partir del punto  $X_D$  y determinar el valor de  $X_{w1}$  correspondiente al último escalón para un valor supuesto de  $X_D$ .

Continuar la determinación de  $X_w$  para diferentes valores de  $X_D$  supuesto hasta que  $X_w \approx X_{w2}$  . las líneas de operación son paralelas entre si para diferentes valores de  $X_D$ .

Una vez obtenida diferentes valores de  $X_D$  y  $X_w$  determinar  $\frac{1}{x_D - x_w}$  y graficar frente  $X_w$  y luego calcular el área del integral correspondiente a los valores límites de  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$

### 3.2. BALANCE DE ENERGÍA

Aplicando el balance de energía al sistema mostrado en la fig. 4 y a partir de las temperaturas de ebullición del líquido en el rehervidor, se determina que.

$$qr = qc = qc_D + qc_R \quad (5)$$

Donde:

$qr$  = Calor suministrado al rehervidor a partir de temperatura de ebullición de la carga inicial

$qc$  = Cantidad de calor retirado del condensador

$qc_D$  Cantidad de calor cedido en el condensador para el producto retirado como destilado

$qc_R$  = Cantidad de calor cedido en el condensador para el líquido que retorna como reflujo

Por tanto, el calor cedido en cada caso es:

DESTILADO

$$qc_D = \bar{\lambda} \cdot D \quad (6)$$

REFLUJO

$$qc_R = \bar{\lambda} \cdot L \quad (7)$$

Como:

$$R = \frac{L}{D}; \text{Entonces } L = RD \quad (8)$$

$$qc_R = \bar{\lambda} \cdot RD \quad (9)$$

$$\therefore qr = qc = qc_D + qc_R = \bar{\lambda} \cdot D + \bar{\lambda} \cdot RD \quad (10)$$

$$qr = (1 + R)\bar{\lambda} \cdot D \quad (11)$$

Para una mezcla binaria se puede calcular el calor latente molar de vaporización promedio  $\bar{\lambda}$ , aplicando la siguiente relación:

$$\bar{\lambda} = \bar{X}_d \cdot \lambda_A \cdot M_A + (1 - \bar{X}_d) \lambda_B \cdot M_B \quad (12)$$

Donde:

$\lambda_A$  y  $\lambda_B$  se calcula a la temperatura de rocío.

Otra forma de determinar el calor suministrado al rehervidor es a partir de la condensación de vapores producidos en la columna, por medio del balance de energía en el agua de refrigeración:

$$qr = qc = m_{H2O} \cdot Cp_{H2O} \cdot (t_2 - t_1) \theta$$

$\theta$  = tiempo que dura la destilación desde el momento que empieza la condensación

### 3.3. REHERVIDORES Y VAPORIZADORES

Los rehervidores son usados con columnas de destilación para vaporizar una fracción de los productos del fondo, mientras que en un vaporizador eventualmente toda la alimentación es vaporizada.

Los principales tipos de rehervidores son:

Circulación forzada

Termosifón con circulación natural.

Tipo calderín.

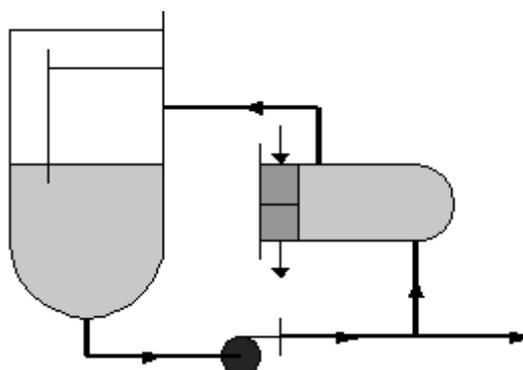


Figura 5. Rehervidor con circulación forzada

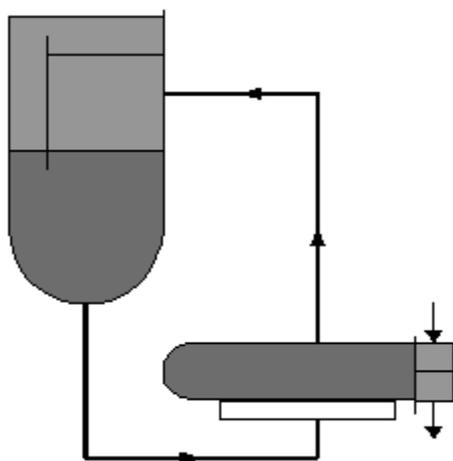


Figura 6. Rehervidor termosifón horizontal

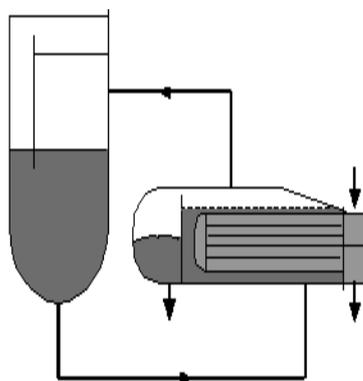


Figura 7. Rehervidor tipo calderín

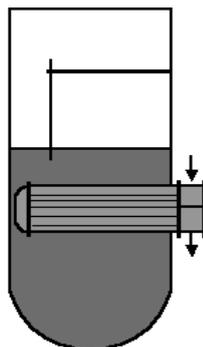


Figura 8. Rehervidor interno

### 3.4. PARTE EXPERIMENTAL:

#### DESCRIPCIÓN BÁSICA DEL EQUIPO DESTILACIÓN DE RELLENO-BACH:

El equipo está constituido por cuatro unidades principales:

La columna de destilación propiamente dicha con relleno de anillos Rasching donde tiene lugar la separación de los componentes líquidos donde los anillos se utilizan para incrementar el contacto entre líquido y vapor

Un rehervidor o reboiler para vaporizar el producto de fondo

Un condensador para enfriar y condensar el vapor que sale por la parte superior de la columna

Un tambor de reflujo para recibir el vapor condensado del tope de la columna para que el líquido (reflujo) pueda reciclarse a la columna

Así como también cuenta con 3 resistencias eléctricas de inmersión de diferentes potencias para así poder realizar un estudio de optimización del proceso unitario; dos de 1500W y uno de 500W haciendo una potencia total de 3500 W.

La columna de destilación está diseñado para operar en un sistema diferencial o discontinuo a reflujo constante.

### 3.5. MATERIALES E INSTRUMENTOS DEL PROCESO OPERATIVO

Para operar y monitorear los datos experimentales en el equipo de la columna de destilación de relleno Batch, es necesario tener a disposición los siguientes materiales e instrumentos de laboratorio.

Rectificador de alcohol (columna de destilación de relleno Batch)

Alcoholímetro de Gay – Lussac  
Alcohol etílico comercial  
Termocuplas y Termómetros digitales (Escala de 0-150°C)  
Refractómetro industrial  
Balanza analítica  
Probetas graduadas de 50, 100; 250 y 1000ml  
Picnómetro  
Cronómetro  
Tubos de ensayo para el muestreo  
Recipientes para recoger el destilado  
agua destilada  
Fluido refrigerante (agua de caño)  
Suministro de energía de 220 Voltios  
Papel higiénico (blanco)

### **INSTRUCCIONES PARA EL PROCEDIMIENTO OPERATIVO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN DE RELLENO- BACH**

Para operar una columna de destilación Batch, es necesario:

- Preparar una solución de 20 litros (capacidad operativa óptima) de alcohol entre el 10 y 40% (w/w) para su carga inicial (mínimo 10 litros)
- Preparar la curva de calibración de índice de refracción contra porcentaje de volumen.
- Hacer todas las mediciones necesarias de la columna de rectificación
- Instalar las tuberías por donde circulará el agua de enfriamiento con su respectivo rotámetro para medir el caudal del refrigerante.
- Verificar que la válvula de purga este cerrada
- Determinar la concentración inicial de la mezcla binaria ETANOL –AGUA con el alcoholímetro y medir su índice de refracción con el refractómetro e indicar su temperatura.
- Alimentar en el tanque separador la solución preparada y cerrar herméticamente.
- Encender las resistencias del calderín y registrar el tiempo de inicio
- Abrir el flujo de agua del condensador registrando luego la temperatura de ingreso

y salida cada 10 minutos.

- Con la termocupla portátil monitorear datos en diferentes puntos de la columna.
- La válvula del destilado debe permanecer abierta y la válvula de reflujo debe permanecer cerrada. La finalidad de ello es para retirar unos 20ml de destilado inicial (Componentes orgánicos más volátiles dañinos)
- Inmediatamente después y en forma simultánea abrir las válvulas de reflujo y la válvula de destilado dejar que la columna se estabilice por unos 10 minutos
- Observar detenidamente el comportamiento de la columna, pérdida de calor
- Establecer la relación de reflujo en función al tiempo
- tomar muestras en el destilado como en las colas (residuo) cada 10 min, y leer el índice de refracción de cada muestra.
- Cada 250ml, determinar la concentración del alcohol, con el alcoholímetro y termómetro y medir su índice de refracción
- seguir registrando la temperatura de la mezcla cada 5 minutos.
- Cuando en la mezcla, prácticamente ya quede solamente agua, terminar el experimento, primero apagando las resistencias del calderín, desconectar de la fuente eléctrica y luego cerrar el circuito del agua de refrigeración.
- Una vez que la temperatura de la mezcla sobrante haya enfriado lo suficiente, descargar y medir el volumen y la concentración de alcohol
- Realizar la limpieza necesaria y dejar el equipo.

#### **HOJA DE DATOS OPERATIVOS EXPERIMENTALES.**

- Operación unitaria: Destilación Binaria
- Equipo: columna de destilación de relleno- Batch.
- Sistema : Etanol – Agua
- Volumen de solución: 12 litros
- Concentración de la mezcla: de 32% en volumen
- Velocidad de vaporización: .....
- Flujo del agua de refrigeración :7.5 L/min= 0.125L/s
- Temperatura inicial de la solución:
- Temperatura de ingreso del agua de refrigeración
- Temperatura de salida del agua de refrigeración

- Temperatura del destilado:
- Concentración del destilado: 90% ( en volumen)

**IV. ANALISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS**

**PROPIEDADES FÍSICAS Y DE TRANSPORTE PARA EL SISTEMA  
AGUA – ATANOL:**

**DATOS:**

Tabla 1. Propiedades físicas etanol - agua

COMPOSICIÓN	TEMPERATURA
$X_D = 90\%$ (w/w)	$T_V = T_L = 78.3^\circ\text{C}$ (TOPE)
$X_w = 0.50\%$ (w/w)	$(T_w)_L = 98.9^\circ\text{C}$ (FONDO)
	$(T_w)_V = 99.9^\circ\text{C}$ (FONDO)

**4.1. ZONA DE RECTIFICACIÓN:**

**Densidad de vapor.**

**Fracción molar:**

$$y_D = \frac{90/46}{\frac{90}{46} + \frac{10}{18}} \cong 0.78$$

$$y_D \cong 0.78$$

**Masa molecular promedio**

$$\bar{M} = 0.78 \times 46 + (1 - 0.78) \times 18 = 39.84 \frac{\text{Kg}}{\text{mol} - \text{Kg}}$$

$$\bar{\rho}_v = \frac{\bar{M} \times T_0}{22.4 \times T_V}$$

$$\bar{\rho}_v = \frac{39.84 \times 273.15}{22.4 \times (78.3 + 273.15)}$$

$$\bar{\rho}_v = 1.3832 \frac{\text{Kg}}{\text{mol} - \text{Kg}}$$

**Densidad de líquido, T<sub>L</sub>=78.3°C**

**Etanol:**

**Correlación:**

$$\rho_{ETOH} = Ax B^{-(1-T_r)^{2/7}}$$

A	B	T <sub>C</sub>
0.2903	0.2765	243.1

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{78.3 + 273.15}{243.1 + 273.15} = 0.68077$$

$$\rho_{ETOH} = 0.2903 \times 0.2765^{-(1-0.68077)^{2/7}}$$

$$\rho_{ETOH} = 0.73368 \frac{g}{cm^3} = 733.68 \frac{Kg}{m^3}$$

**Agua:**

**De tabla a T=78.3°C**

$$\rho_{H2O} = 972 \frac{Kg}{m^3}$$

**Densidad de la mezcla líquida;  $\bar{\rho}_L$**

$$Volumen_{ETOH} = \frac{0.90 \times 1000}{733.68} = 1.2266 m^3$$

$$Volumen_{H2O} = \frac{0.10 \times 1000}{972} = 0.1029 m^3$$

$$Volumen_{TOTAL} = 1.2266 + 0.1029 = 1.3295 m^3$$

$$\bar{\rho}_L = \frac{1000}{1.3295} = 752.16 \frac{Kg}{m^3}$$

**Viscosidad de líquido, T<sub>L</sub>=78.3°C**

De monogramas Perry/Chilton (6)

Compuesto	Viscosidad $\mu$
Etanol	$0.45 \times 10^{-3} \text{ Kg/mxs}$
H <sub>2</sub> O	$0.38 \times 10^{-3} \text{ Kg/mxs}$

Viscosidad promedio de la mezcla,  $\bar{\mu}_m$  (9)

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{w_1}{\mu_{ETOH}} + \frac{w_2}{\mu_{H_2O}}$$

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{0.90}{0.45 \times 10^{-3}} + \frac{0.10}{0.38 \times 10^{-3}}$$

$$\bar{\mu}_m = 0.4418 \times 10^{-3} \frac{Kg}{m.s} = 4.418 \times 10^{-4} \frac{Kg}{m.s}$$

### Viscosidad de Vapor, $T_v = 78.3^\circ C$

De monogramas Perry/Chilton (6)

Compuesto	Viscosidad $\mu$
Etanol	$0.0104 \times 10^{-3} \text{ Kg/mxs}$
H <sub>2</sub> O	$0.0116 \times 10^{-3} \text{ Kg/mxs}$

Como el de mayor concentración es el etanol, podemos aproximar la viscosidad medio del vapor como promedio.

$$\therefore \bar{\mu}_V = 0.0116 \times 10^{-3} \frac{Kg}{m.s} = 1.16 \times 10^{-5} \frac{Kg}{m.s}$$

Para mayor precisión, utilizar la correlación de Wilke Chang para calcular la viscosidad promedio de gases o vapores .(Reid/ herwood).

### 4.2.TENSIÓN SUPERFICIAL DEL LÍQUIDO (6): CORRELACIÓN

$$\sigma = \sigma_1 \left[ \frac{T_c - T}{T_c - T_1} \right]^n$$

Unidades de la correlación

$$\sigma_1 = \text{dynas/cm}$$

$$T_c = K$$

$$T = K$$

n = parámetro de correlación.

$$1 \text{dyna} = 10^{-5} \text{ N}$$

Componente	$\sigma_1$ (dyna/cm )	$T_1$ °C	$T_1$ K	$T_c$ °C	$T_c$ K	n
Etanol	22.8	20	393.15	243.1	516.25	0.8760
Agua	71.97	25	298.15	274.2	647.35	0.8105

(\*) Rango de temperatura 0-100°C

**Zona de rectificación  $T=78.3^\circ\text{C} = 351.45\text{K}$**

**Para el etanol**

$$\sigma_{ETOH} = 22.8 \left[ \frac{516.25 - 351.45}{516.25 - 293.15} \right]^{0.8760}$$

$$\sigma_{ETOH} = 17.4865 \frac{\text{dyn}}{\text{cm}} \times \frac{10^{-5} \text{N}}{\text{dyn}} \times \frac{100 \text{ cm}}{\text{m}}$$

$$\sigma_{ETOH} = 17.4865 \times 10^{-3} \frac{\text{N}}{\text{m}}$$

**Para el agua**

$$\sigma_{H2O} = 71.97 \left[ \frac{647.35 - 351.45}{647.35 - 298.15} \right]^{0.8105}$$

$$\sigma_{H2O} = 62.9292 \frac{\text{dyn}}{\text{cm}} \times \frac{10^{-5} \text{N}}{\text{dyn}} \times \frac{100 \text{ cm}}{\text{m}}$$

$$\sigma_{H2O} = 62.9292 \times 10^{-3} \frac{\text{N}}{\text{m}}$$

**De la mezcla**

$$\bar{\sigma}_m = [(0.90) \times 17.4865 \times 10^{-3} + (0.10) \times 62.9292 \times 10^{-3}] \frac{\text{N}}{\text{m}}$$

$$\bar{\sigma}_m = 22.03077 \times 10^{-3} \frac{\text{N}}{\text{m}}$$

**BALANCE DE MATERIA**

Para resolver el problema, primeramente se plantea los balances de masa para el sistema mostrado en la figura 4

Descripción	Balace de materia global	Balace de materia componente más volátil
Moles de entrada	0	0
Moles de salida	dD	$(X_D - dX_D)dD$
Acumulación	dW	$d(W X_w)$

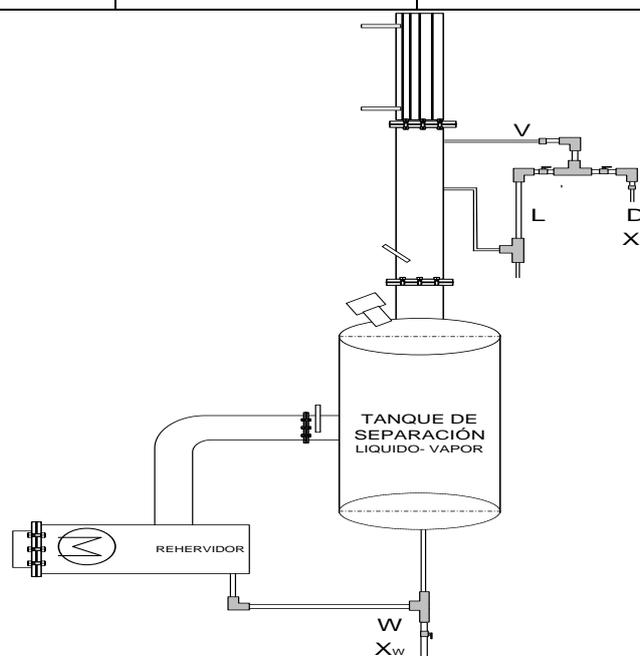


Figura 9. Columna de destilación Batch

Acumulación = Entrada- Salida

$$dW = - dD \tag{1}$$

$$dW = - (X_D - dX_D)dD \tag{2}$$

Resolviendo estas dos expresiones se obtiene

$$\int_{W_2}^{W_1} \frac{dW}{W} = \int_{X_{W_2}}^{X_{W_1}} \frac{dx_w}{x_D - x_w} \quad (3)$$

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \int_{X_{W_2}}^{X_{W_1}} \frac{dx_w}{x_D - x_w} \quad (4)$$

Donde:  $W_1$  y  $W_2$  son las cantidades de sustancias inicial y residual,  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$ , las composiciones inicial y final en el rehervidor.

Para integrar el segundo miembro es necesario representar  $\frac{1}{x_D - x_w}$  versus  $X$ ; el área limitada por la curva, el eje de las abscisas y las ordenadas extremas  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$  da el valor de la integral.

### 4.3.MÉTODO DE SOLUCIÓN

Dado el número de etapas, relación de reflujo,  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$

- 1 Suponer un valor inicial de  $X_D$  y ubicar en el diagonal  $x = y$  del diagrama de equilibrio el punto  $A(X_D; X_D)$
- 2 Trazar la línea de operación a través de los puntos  $A(X_D; X_D)$  y  $B(0; X_D/(R+1))$ .
- 3 Trazar el número de etapas a partir del punto  $X_D$  y determinar el valor de  $X_{W_1}$  correspondiente al último escalón para un valor supuesto de  $X_D$ .
- 4 Continuar la determinación de  $X_w$  para diferentes valores de  $X_D$  supuesto hasta que  $X_w \approx X_{W_2}$ . las líneas de operación son paralelas entre si para diferentes valores de  $X_D$ .
- 5 Una vez obtenida diferentes valores de  $X_D$  y  $X_w$  determinar  $\frac{1}{x_D - x_w}$  y graficar frente  $X_w$  y luego calcular el área del integral correspondiente a los valores límites de  $X_{W_1}$  y  $X_{W_2}$

Tabla 2. Datos tomados en el laboratorio de operaciones de la una puno en una columna de destilación con relleno batch sin aislamiento térmico

f	Tiempo (minutos)	X <sub>D</sub>	X <sub>w</sub>	X <sub>D</sub> -X <sub>w</sub>	1/(X <sub>D</sub> -X <sub>w</sub> )	N(1/(X <sub>D</sub> -X <sub>w</sub> ))
f0	10	0.863	0.4921	0.371	2.69787644	2.516930819
f1	20	0.859	0.4755	0.383	2.60937671	10.43750686
f2	30	0.829	0.4755	0.354	2.82659322	5.653186438
f3	40	0.824	0.4584	0.365	2.7387705	10.95508198
f4	50	0.818	0.4408	0.377	2.65250955	5.305019092
f5	60	0.812	0.4227	0.389	2.56788582	10.27154327
f6	70	0.807	0.4153	0.391	2.55627648	5.112552963
f7	80	0.795	0.4041	0.391	2.55533855	10.22135419
f8	90	0.774	0.3850	0.389	2.57171289	5.143425788
f9	100	0.763	0.3282	0.435	2.29862292	9.194491666
f10	110	0.763	0.3449	0.418	2.39045489	2.390454893
					sumatoria	77.20154796



Integrando numéricamente la ecuación de acuerdo a la tabla y tomando como referencia el grafico

$$\ln \frac{w_1}{w_2} = \int_{x_{w_2}}^{x_{w_1}} \frac{dx_w}{x_D - x_w} \quad (4)$$

Por la regla extendida de Simpson 1/3 tenemos

$$\text{Área} = \frac{h}{3} [f_0 + 4f_1 + 2f_2 + 4f_3 \dots f_n]$$

$$\text{Entonces } h = \frac{0.4921 - 0.03449}{10} = 0.01472$$

$$\text{Área} = \frac{0.01472}{3} * 77.201 = 0.379$$

$$\ln \frac{w_1}{w_2} = 0.379 = Q = \int_{x_{w_2}}^{x_{w_1}} \frac{dx_w}{x_D - x_w}$$

$$\frac{w_1}{w_2} = 1.4608$$

$$W_2 = \frac{w_1}{1.4608}$$

### CALCULO el número de moles al ingreso W1

componente	Volumen (ml)	Densidad (26°C)	Peso molecular	Número de moles
etanol	3840	6.78934 g/ml	46 g/mol-g	566.76 moles
agua	8160	6.99823 g/ml	18 g/mol-g	3172.53 moles
<b>total</b>	<b>12000</b>			<b>3739.29 moles</b>

$$W_2 = \frac{3739.29}{1.4608} = 2559.75 \text{ moles} = 2.55975 \text{Kmol}$$

### Cálculo del reflujo mínimo

El reflujo de interno mínimo se representa mediante la pendiente de la línea DF.

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{(y_D - y_{pt})}{(x_D - x_{pt})}$$

Donde L es el flujo de líquido y V es el flujo de vapor, los dos valores en moles/h. Puesto que:  $V = L + D$  (donde D es el flujo de destilado) y la relación de reflujo externo R se define como  $R = L/D$ , se tiene

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} \text{ o bien}$$

$$R_{min} = \frac{\left(\frac{L}{V}\right)_{min}}{1 - \left(\frac{L}{V}\right)_{min}}$$

Por lo común, la relación de reflujo operacional es de 1.5 a 10 veces el mínimo. Al utilizar la curva de equilibrio de etanol agua, extendiéndolo a un punto de convergencia para facilitar la lectura:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{(0.800 - 0.695)}{(0.800 - 0.600)} = 0.52$$

$$R_{min} = \frac{0.52}{1 - 0.52} = 1.083$$

Tiempo en horas para la destilación se puede determinar por medio de la siguiente ecuación.

$$\theta = (R + 1) \frac{W_1(e^{\theta} - 1)}{V e^{\theta}}$$

$$\theta = (1.083 + 1) \frac{3739.29(e^{0.379} - 1)}{250 e^{0.379}} = 9.82h$$

Otra ecuación alterna es

$$\theta = \frac{(R + 1)}{V} (W_1 - W_2)$$

$$\theta = \frac{(1.083 + 1)}{250} (3739.29 - 2559.75)$$

$$\theta = 9.82h$$

Combinado las ecuaciones obtenemos los valores de:

$$R = L/D$$

$$V = L + D$$

$$D = 120 \text{ mol/h}$$

$$L = 130 \text{ mol/h}$$

$$V = 250 \text{ mol/h}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = 0.52$$

$$R_{min} = 1.083$$

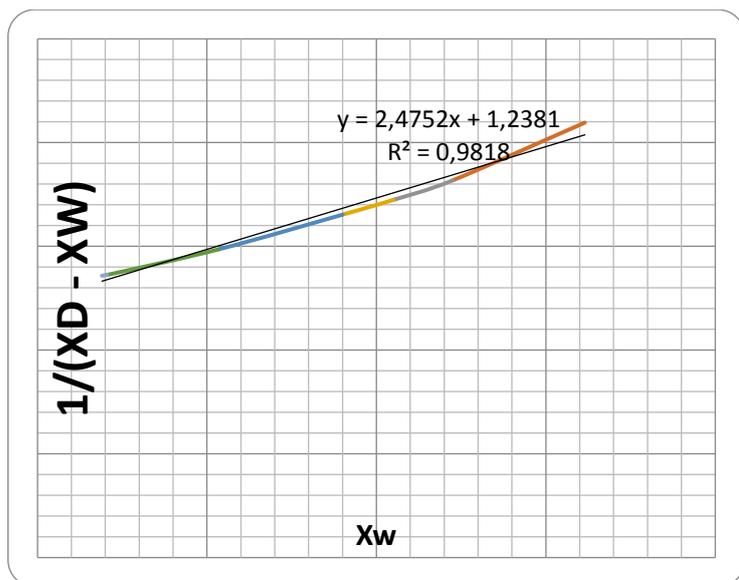
Tabla 3. Datos tomados en el laboratorio de operaciones de la una puno en una columna de destilación con relleno batch con aislamiento térmico

f	Tiempo (minutos)	X <sub>D</sub>	X <sub>w</sub>	X <sub>D</sub> -X <sub>w</sub>	1/(X <sub>D</sub> -X <sub>w</sub> )		h
							0.0475
f0	20	0.800	0.323	0.477	2.0964361	2.0964361	
f1	30	0.795	0.245	0.550	1.8181818	7.2727273	
f2	40	0.790	0.210	0.580	1.7241379	3.4482759	
f3	50	0.785	0.180	0.605	1.6528926	6.6115702	
f4	60	0.780	0.107	0.673	1.4858841	2.9717682	
f5	70	0.775	0.041	0.734	1.3623978	5.4495913	
f6	80	0.774	0.038	0.736	1.3586957	0.038	

sumatoria 27.8884

área 0.4415658

FUENTE: Elaboración propia



**BALANCE DE ENERGIA**

DATOS

DESCRIPCIÓN	SIMBOLO	ETANOL	AGUA	UNIDADES
Capacidad calorífica vapor	C <sub>pV</sub>	1.607	1.888	KJ/Kg °C
Capacidad calorífica líquido	C <sub>pL</sub>	2.800	4.190	KJ/Kg °C
Entalpia de Ebullición	λ	840	2256	KJ/Kg
Temperatura de Ebullición	T <sub>eb</sub>	78.4	100	°C

Aplicando el balance de energía al sistema mostrado en la fig. 4 y a partir de las temperaturas de ebullición del líquido en el rehervidor, se determina que.

$$qr = qc = qc_D + qc_R \tag{5}$$

Donde:

$qr$  = Calor suministrado al rehervidor a partir de temperatura de ebullición de la carga inicial

$qc$  = Cantidad de calor retirado del condensador

$qc_D$  Cantidad de calor cedido en el condensador para el producto retirado como destilado

$qc_R$  = Cantidad de calor cedido en el condensador para el líquido que retorna como reflujo

Por tanto, el calor cedido en cada caso es:

DESTILADO

$$qc_D = \bar{\lambda} \cdot D \quad (6)$$

REFLUJO

$$qc_R = \bar{\lambda} \cdot L \quad (7)$$

Como:

$$R = \frac{L}{D}; \text{Entonces } L = RD \quad (8)$$

$$qc_R = \bar{\lambda} \cdot RD \quad (9)$$

$$\therefore qr = qc = qc_D + qc_R = \bar{\lambda} \cdot D + \bar{\lambda} \cdot RD \quad (10)$$

$$qr = (1 + R)\bar{\lambda} \cdot D \quad (11)$$

Para una mezcla binaria se puede calcular el calor latente molar de vaporización promedio  $\bar{\lambda}$ , aplicando la siguiente relación:

$$\bar{\lambda} = \bar{X}_d \cdot \lambda_A \cdot M_A + (1 - \bar{X}_d) \lambda_B \cdot M_B \quad (12)$$

Donde:

$\lambda_A$  y  $\lambda_B$ . Se calcula a la temperatura de rocío.

Otra forma de determinar el calor suministrado al rehervidor es a partir de la condensación de vapores producidos en la columna, por medio del balance de energía en el agua de refrigeración:

$$qr = qc = m_{H2O} \cdot Cp_{H2O} \cdot (t_2 - t_1) \theta$$

$\theta$  = tiempo que dura la destilación desde el momento que empieza la condensación

### Cálculo del calor molar de vaporización en

$$\bar{\lambda} = \bar{X}_d \cdot \lambda_{ETOH} \cdot M_{ETOH} + (1 - \bar{X}_d) \lambda_{H2O} \cdot M_{H2O} \quad (12)$$

$$\bar{\lambda} = 0.90 \times 840 \times 46 + (1 - 0.90) 2256 \times 18$$

$$\bar{\lambda} = 38836.8 \frac{KJ}{Kmol}$$

**Cálculo calor suministrado al rehervidor**

$$qr = (1 + R)\bar{\lambda}.D \tag{11}$$

$$qr = (1 + 1.083)x38836.8 \frac{KJ}{Kmol} x0.120 \frac{Kmol}{h}$$

$$qr = 9707.64 \frac{KJ}{h}$$

$$qr = 9707.64 \frac{KJ}{h} x \frac{1h}{3600s} x = 2.6965KW = 2696.5W$$

$$qr = 2696.5W$$

**Cantidad de calor retirado del condensador**

$$qc = qr = 2696.5W$$

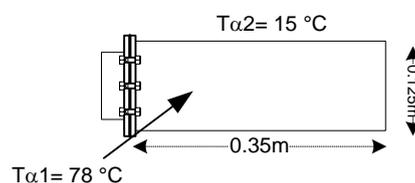
Vapor generado en el rehervidor

$$m_v = \frac{qr}{\bar{\lambda}}$$

$$m_v = \frac{9707.64 \frac{KJ}{h}}{2248. \frac{KJ}{Kg}}$$

$$m_v = 0.2499 \frac{Kmol}{h}$$

**PÉRDIDA DE CALOR EN EL REHERVIDOR**



$$qr = \frac{T_{\alpha1} - T_{\alpha2}}{R_{total}} = \frac{T_{\alpha1} - T_{\alpha2}}{R_1 + R_2 + R_3} = \frac{T_{\alpha1} - T_{\alpha2}}{R_{conv1} + R_{tub2} + R_{conv3}}$$

$$qr = \frac{T_{\alpha 1} - T_{\alpha 2}}{\frac{1}{h_1 A_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_2 A_2}}$$

Como

$$qr = 2696.5W$$

$$\theta = 9.82h$$

$$R_{total} = \frac{T_{\alpha 1} - T_{\alpha 2}}{qr}$$

$$R_{total} = \frac{78 - 15}{2696.5} = 0.0233 \frac{^{\circ}C}{w}$$

**El área superficial expuesta del rehervidor es.**

$$A_s = 2A_{base} + 2A_{lado}$$

$$A_s = 2\pi r^2 + 2\pi r L$$

$$A_s = 2\pi \times 0.0625^2 + 2\pi \times 0.0625 \times 0.35 = 0.1619m^2$$

**Razón de la pérdida del rehervidor antes que se instale el aislamiento.**

$$Q = h_0 A_s (T_s - T_{\alpha})$$

$$\dot{Q} = 12.6704 \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C} \times 0.1619m^2 \times (78 - 15)^{\circ}C = 129.23W$$

Puesto que el destilador opera 9.82h/Lote

Cantidad total de calor

$$Q = \dot{Q}t = 129.23W \times 8horas = 1033.874Wh$$

Considerando una eficiencia del 80%

Por tanto, para generar esta cantidad de calor, el rehervidor debe consumir energía a razón de:

$$Q_{ent} = Q/n_{rehervidor} = \frac{1033.874Wh}{0.80} = 1292.34Wh$$

$$Q_{ent} = 1292.34Wh$$

Entonces el costo de energía de este rehervidor, antes de instalar el aislamiento, queda

$$\text{Costo por Lote} = Q_{ent} \times \text{costo unitario}$$

$$\text{Costo por Lote} = 1292.34Wh \times \frac{0.2168soles}{1000Wh} = 0.2801soles$$

Es decir, las pérdidas de calor desde las superficies expuestas del rehervidor en la actualidad le están costando a la planta 0.2001 soles.

Cuando se instala el aislamiento, la razón de transferencia de calor desde el hervidor se puede determinar a partir de.

$$Q_{aisl} = \frac{T_s - T_\alpha}{R_{total}} = \frac{T_s - T_\alpha}{R_{aisl} + R_{conv}} = As \frac{(T_s - T_\alpha)}{\frac{t_{aisl}}{k_{ais}} + \frac{1}{h_0}}$$

Se espera que, cuando se instale el aislamiento, la temperatura superficial del rehervidor se incremente y que el coeficiente de transferencia de calor disminuya algo. Se supone que estos dos efectos se contraponen entre si. Entonces la relación antes dada, para aislamiento de 3.75cm de espesor, da que la razón de la pérdida de calor es:

$$Q_{aisl} = \frac{As(T_s - T_\alpha)}{\frac{t_{aisl}}{k_{ais}} + \frac{1}{h_0}} = \frac{0.1619m^2(78 - 15)^\circ C}{\frac{0.00375m}{\frac{0.03634 W}{m^\circ C}} + \frac{1}{12.6704 \frac{W}{m^2^\circ C}}} = 56.00W$$

Puesto que el destilador opera 9.82h/Lote

Cantidad total de calor

$$Q = Q\dot{\Delta}t = 56.00W \times 8horas = 448.05Wh$$

Considerando una eficiencia del 80%

Por tanto, para generar esta cantidad de calor, el rehervidor debe consumir energía a razón de:

$$Q_{ent} = Q/n_{rehervidor} = \frac{448.05Wh}{0.80} = 560.06Wh$$

$$Q_{ent} = 560.06Wh$$

Entonces el costo de energía de este rehervidor, al instalar el aislamiento, queda

$$Costo\ por\ Lote = Q_{ent} \times costo\ unitario$$

$$Costo\ por\ Lote = 560.06Wh \times \frac{0.2168soles}{1000Wh} = 0.121soles$$

Ahorro por lote = gasto sin enchaquetar -gasto con enchaquetado

$$Ahorro\ por\ lote = 0.2801soles - 0.121soles$$

$$Ahorro\ por\ lote = 0.2801soles - 0.121soles = 0.159soles$$

$$\% \text{ de ahorro} = \frac{0.159 \times 100}{0.2801} = 56.76\%$$

Tabla 4. VARIACIÓN DEL COSTO TOTAL

	SIN AISLANTE	CON AISLANTE	AHORRO DE ENERGÍA
Perdida de calor	1292.34Wh	560.06Wh	732.28Wh
Ahorro por lote en soles	0.2801soles -	0.121soles	0.159soles

## V. CONCLUSIONES

- En las separaciones por lotes no hay estado estable y la composición de la carga inicial cambia con el tiempo. Esto trae consigo un incremento en la temperatura del recipiente y decremento en la cantidad de los componentes menos volátiles a medida que avanza la destilación.
- El equipo más sencillo para una destilación por lote consiste en un tanque con sistema de calentamiento, un condensador y uno o más tanques de almacenamiento para el producto. El material se carga al tanque y su contenido se hace hervir. Los vapores son condensados y almacenados en un tanque colector. La velocidad de evaporación algunas veces se controla para evitar la sobrecarga del condensador, pero prácticamente no se requiere de ningún otro tipo de control. Este es el motivo por el cual algunos autores denominan a este proceso como destilación diferencial.
- En general si aumento el reflujo, el flujo de calor en el rehervidor y condensador aumenta, lo que implica que aumente el costo operativo.
- Por otro lado, el número de etapas necesarias decrece, se hace más corto, pero el diámetro aumenta (más flujo de líquido y vapor internos). Cerca del reflujo mínimo, pequeños incrementos del reflujo acortan considerablemente la columna, pero tienen poco efecto sobre el diámetro. En el extremo opuesto, sucede lo contrario con los incrementos. En ambos casos, el costo de capital decrece.
- La destilación intermitente se utiliza también cuando la mezcla a separar tiene un alto contenido de sólidos. El uso de una unidad por lotes puede mantener a los sólidos separados y permitir que se remuevan fácilmente al final del proceso.
- Los aislantes térmicos hacen que no se pierda calor en el proceso de la destilación y por ende se ahorre casi en un 50% dinero del capital fijado.

## VI. RECOMENDACIONES

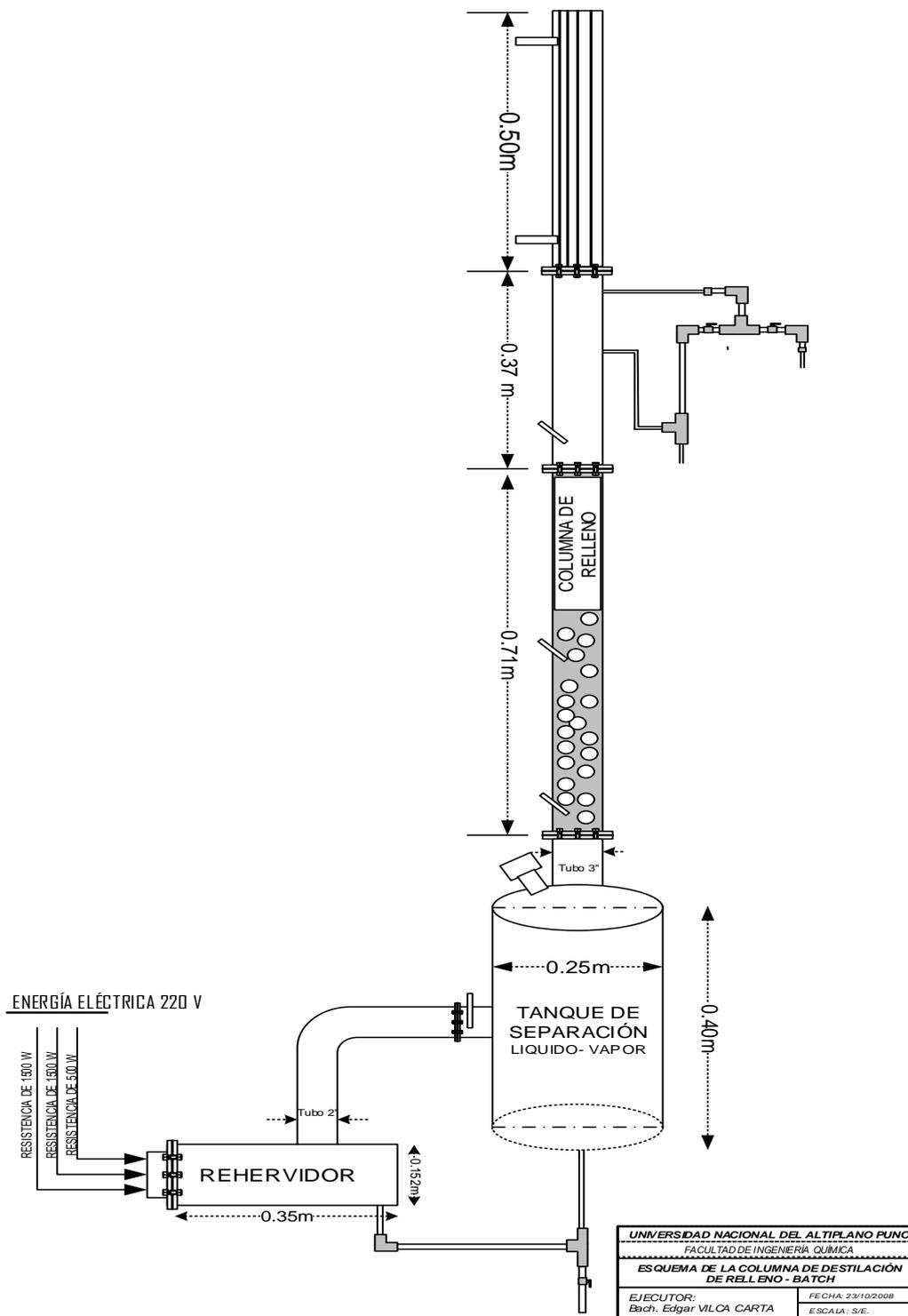
- Utilice concentraciones de alcohol entre el 20 y 50 % peso para su carga inicial.
- Medir la concentración de destilado a la salida del condensador y no del que esta en la probeta.
- Registre la presión atmosférica el día de la práctica.
- No deje para el final las mediciones de índice de refracción.

**VII. REFERENCIAS**

- Foust, A.S., et.al.; "Principles of Unit Operations"; 2da. edición; John Wiley & Sons; New York(1980); pp 108-111.
- Treybal, R.; "Mass Transfer Operations"; 3ra. edición; McGraw-Hill; New York (1980) pp 367-371.
- Geankoplis, C.; "Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias"; CECSA; México (1982) pp 558-559.
- McCabe, W.L., J.C. Smith y P. Harriot; "Unit Operations of Chemical Engineering"; 5a. edición; McGraw-Hill; New York (1993) pp 576-580.
- Wankat, P.C.; "Equilibrium Staged Separations"; Elsevier; New York (1988) pp 343-362.
- Perry, R.H. y C.H. Chilton (Eds); "Chemical Engineers Handbook"; 5ta. edición; McGraw-Hill; New York (1973) pp 13-50 a 13-55.
- Yunus A. Cengel; "Transferencia de Calor y Masa" 3ra edición México (2007) pp 395-451
- Ker Q. Donald; "Procesos de transferencia de calor" 1ra edición 1995 México pp14 -41
- <http://plantdesign.iespana.es/Simulacion/s46.htm>

VIII. ANEXOS

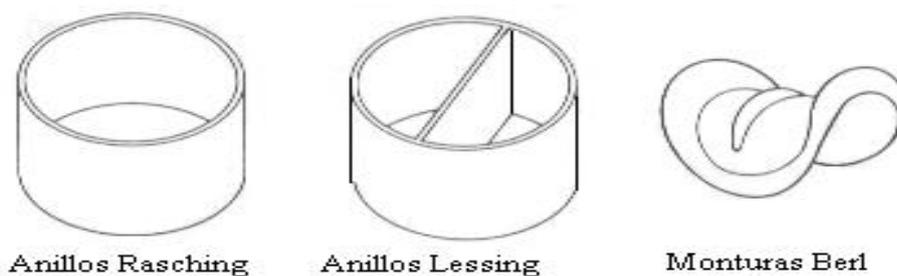
Anexo 1. esquema de la columna de destilación de relleno batch



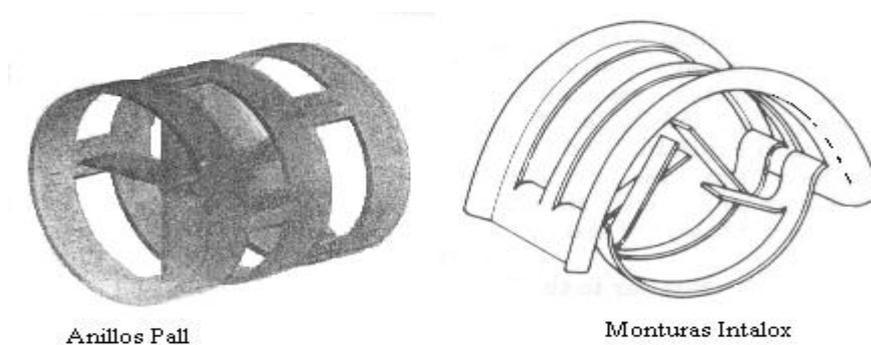
Anexo 2. Datos tomados en el laboratorio de operaciones de la facultad de ingeniería química

TOMA DE DATOS EXPERIMENTALES EN LA OPERACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACION DE RELLENO BATCH SIN AISLAMIENTO TÉRMICO													
f	Tiempo (min)	ENERGÍA POTENCIA SUMINISTRADA W	PRODUCTO DESTILADO				PRODUCTO DE FONDO				REFRIGERANTE		
			COMPOSICIÓN DEL TOPE (X <sub>oi</sub> )		T °C	COMPOSICIÓN DE FONDOS (X <sub>wi</sub> )		T °C	T ENTRADA	T SALIDA	CAUDAL L/s		
			IND. REFRAC	%VOL		%MOL	IND. REFRAC					%VOL	%MOL
f0	10	3500 W	1,3630	94,140	0,8628	86	1,3380	27,49005	0,492093	15	17,00	0,125	
f1	20	3500 W	1,3625	93,951	0,8587	89	1,3375	26,18285	0,475466	15	17,50	0,125	
f2	30	3500 W	1,3620	92,543	0,8292		1,3375	26,18285	0,475466	15	17,50	0,125	
f3	40	3500 W	1,3619	92,262	0,8235		1,3370	24,87747	0,458374	15	17,50	0,125	
f4	50	3500 W	1,3618	91,981	0,8178		1,3365	23,57390	0,440800	15	17,50	0,125	
f5	60	3500 W	1,3617	91,700	0,8121		1,3360	22,27215	0,422723	15	17,50	0,125	
f6	70	3500 W	1,3616	91,419	0,8065		1,3358	21,75195	0,415345	15	17,50	0,125	
f7	80	3500 W	1,3614	90,858	0,7955		1,3355	20,97219	0,404119	15	17,50	0,125	
f8	90	3500 W	1,3610	89,736	0,7738		1,3350	19,67403	0,384866	15	17,50	0,125	
f9	100	3500 W	1,3608	89,176	0,7632		1,3336	16,04865	0,328199	15	17,50	0,125	
f10	110	3500 W	1,3608	89,176	0,7632		1,3340	17,08305	0,344911	15	17,50	0,125	
		<b>PROMEDIO</b>		<b>91,540</b>	<b>0,810</b>			<b>22,374</b>	<b>0,422</b>				

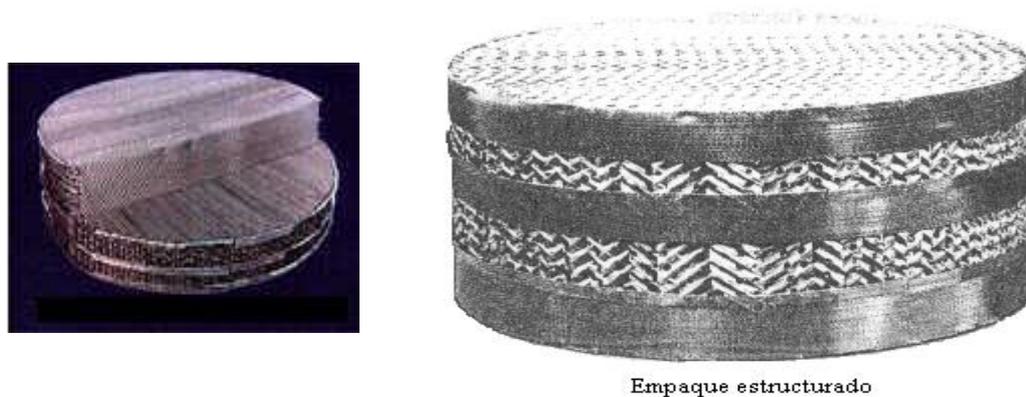
**Anexo 3. Empaques**



**Fig.** Empaques de primera generación



**Fig.** Empaques de segunda generación



**Fig.** Empaque de láminas corrugadas

<b>Diámetro de la columna</b>	<b>Tamaño de empaque a usar</b>
< 0,3 m (1 pie)	< 25 mm (1 pulg.).
0,3 a 0,9 m (1 a 3 pies)	25 a 38 mm (1 a 1,5 pulg.)
> 0,9 m	50 a 75 mm (2 a 3 pulg.)

**Anexo 4. Características de empaque al azar**

Tipo de empaque	Tamaño nominal		Peso aprox. por m <sup>3</sup> , kg (densidad)	Área superficial aprox. m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	Espacio vacío, %	Factor de empaque: F <sub>p</sub> , m <sup>-1</sup>
	mm	pulg				
Monturas Berl , cerámica	6	0,25	900	900	60	900
	13	0,50	865	465	62	240
	25	1,0	720	250	68	110
	38	1,5	640	150	71	65
	51	2,0	625	105	72	45
Monturas Intalox, cerámica	6	0,25	865	625	75	725
	13	0,50	737	480	78	200
	25	1,0	673	255	77	92
	38	1,5	625	195	80	52
	51	2,0	609	118	79	40
	76	3,0	577	92	80	22
Monturas Intalox, metal	(No. 25)				97	41
	(No. 40)				97	25
	(No. 50)				98	15
	(No. 70)				98	13
Monturas intalox, plástico (polipropileno)	25	1,0	76	206	91	32
	51	2,0	64	108	93	21
	76	3,0	60	88	94	15
Anillos Pall, metal	16	0,625		341	92	70
	25	1,0	480	210	94	48
	38	1,5	415	130	95	28
	51	2,0	385	105	96	20
	89	3,5	270	66	97	16
Anillos Pall, plástico (polipropileno)	16	0,625	116	340	87	97
	25	1,0	88	205	90	52
	38	1,5	76	130	91	40
	51	2,0	72	100	92	25
	89	3,5	68	85	92	16
Anillos Rasching, cerámica	6	0,25	960	710	62	1680
	13	0,50	880	370	64	640
	16	0,625	800	240	72	270
	25	1,0	670	190	74	160
	38	1,5	740	120	68	95
	51	2,0	660	92	74	65
	76	3,0	590	62	75	36
	89	3,5	580	46	80	25
Anillos Rasching, acero	13	0,5	1 500	417	80	222
	25	1,0	1 140	207	86	137
	38	1,5	785	130	90	82
	51	2,0	590	102	92	57
	76	3,0	400	72	95	32
Hy-pac (acero)	(No. 1)		300	117	96	43
	(No.2)		225	95	97	18

Anexo 5.tabla alcoholimetrica

APÉNDICE (TABLAS NUMÉRICAS)

599

TABLA 23-7 (continuación)  
Tabla alcoholimétrica \*

Porcentaje C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		Peso específico		Porcentaje C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		Peso específico	
En volumen a 16,56 °C	En peso	25 °C	15,56 °C	En volumen a 16,56 °C	En peso	25 °C	15,56 °C
		a 25 °C	a 16,56 °C			a 25 °C	a 16,56 °C
11	8,86	0,9850	0,9854	11	13,61	0,9818	0,9825
12	9,68	0,9838	0,9843	12	14,83	0,9804	0,9812
13	10,50	0,9826	0,9832	13	16,05	0,9789	0,9799
14	11,32	0,9814	0,9821	14	17,26	0,9776	0,9787
15	12,14	0,9802	0,9810	15	18,47	0,9762	0,9774
16	12,96	0,9790	0,9800	16	19,68	0,9748	0,9763
17	13,79	0,9778	0,9789	17	20,88	0,9734	0,9751
18	14,61	0,9767	0,9779	18	22,08	0,9720	0,9738
19	15,44	0,9756	0,9769	19	23,28	0,9706	0,9726
20	16,27	0,9744	0,9759	20	24,47	0,9692	0,9714
21	17,10	0,9733	0,9749	21	25,66	0,9677	0,9701
22	17,93	0,9721	0,9739	22	26,85	0,9663	0,9688
23	18,77	0,9710	0,9729	23	28,03	0,9648	0,9675
24	19,60	0,9698	0,9719	24	29,21	0,9633	0,9662
25	20,44	0,9685	0,9708	25	30,39	0,9617	0,9648
26	21,29	0,9673	0,9697	26	31,56	0,9601	0,9635
27	22,13	0,9661	0,9687	27	32,72	0,9585	0,9620
28	22,97	0,9648	0,9676	28	33,88	0,9568	0,9605
29	23,82	0,9635	0,9664	29	35,03	0,9551	0,9590
30	24,67	0,9622	0,9653	30	36,18	0,9534	0,9574
31	25,52	0,9609	0,9641	31	37,32	0,9516	0,9558
32	26,38	0,9595	0,9629	32	38,46	0,9498	0,9541
33	27,24	0,9581	0,9617	33	39,59	0,9480	0,9524
34	28,10	0,9567	0,9604	34	40,72	0,9461	0,9506
35	28,97	0,9552	0,9590	35	41,83	0,9442	0,9488
36	29,84	0,9537	0,9576	36	42,94	0,9422	0,9470
37	30,72	0,9521	0,9562	37	44,05	0,9402	0,9451
38	31,60	0,9506	0,9548	38	45,15	0,9382	0,9432
39	32,48	0,9489	0,9533	39	46,24	0,9362	0,9412
40	33,36	0,9473	0,9517	40	47,33	0,9341	0,9392
41	34,25	0,9456	0,9501	41	48,41	0,9320	0,9372
42	35,15	0,9439	0,9485	42	49,48	0,9299	0,9352
43	36,05	0,9421	0,9496	43	50,55	0,9278	0,9331
44	36,96	0,9403	0,9452	44	51,61	0,9256	0,9310
45	37,87	0,9385	0,9434	45	52,66	0,9235	0,9289
46	38,78	0,9366	0,9417	46	53,71	0,9213	0,9268
47	39,70	0,9348	0,9399	47	54,75	0,9191	0,9246
48	40,62	0,9328	0,9380	48	55,78	0,9169	0,9225
49	41,55	0,9309	0,9361	49	56,81	0,9147	0,9203
50	42,49	0,9289	0,9342	50	57,83	0,9124	0,9181
51	43,43	0,9269	0,9322	51	58,84	0,9102	0,9159
52	44,37	0,9248	0,9302	52	59,85	0,9079	0,9137
53	45,33	0,9228	0,9282	53	60,85	0,9056	0,9114
54	46,28	0,9207	0,9262	54	61,85	0,9033	0,9092
55	47,25	0,9185	0,9241	55	62,84	0,9010	0,9069

TABLA 23-6 (continuación)

Cobre (Cu)	Glucosa	Levulosa	Lactosa H <sub>2</sub> O	Azúcar invertido	Azúcar invertido y sacarosa		
					Azúcar total		
					0,3 grs.	0,4 grs.	2,0 grs.
386	206,3	220,7	299,8	213,6	212,9	212,8	208,1
388	207,5	221,9	301,4	214,8	214,1	214,0	209,4
390	208,7	223,2	303,0	216,0	215,4	215,3	210,6
392	209,9	224,4	304,6	217,3	216,6	216,5	211,9
394	211,1	225,7	306,2	218,5	217,8	217,8	213,2
396	212,3	226,9	307,8	219,8	219,1	219,0	214,4
398	213,5	228,2	309,4	221,0	220,3	220,3	215,7
400	214,7	229,4	311,0	222,2	221,5	221,5	217,0
402	215,9	230,7	312,6	223,5	222,8	22,8	218,2
404	217,1	232,0	314,2	224,7	224,0	224,0	219,5
406	218,4	233,2	315,9	226,0	225,3	225,3	220,8
408	219,6	234,5	317,5	227,2	226,6	226,5	222,0
410	220,8	235,8	319,1	228,5	227,8	227,8	223,3
412	222,0	237,1	320,7	229,7	229,1	229,1	224,6
414	223,3	238,4	322,4	231,0	230,4	230,4	225,9
416	224,5	239,7	324,0	232,3	231,6	231,7	227,2
418	225,7	241,0	325,7	233,6	232,9	232,9	228,5
420	227,0	242,2	327,4	234,8	234,2	234,2	229,8
422	228,2	243,6	329,1	236,1	235,5	235,5	231,1
424	229,5	244,9	330,8	237,5	236,8	236,9	232,4
428	232,0	247,8	334,4	238,8	238,2	238,2	233,8
426	230,7	246,3	332,6	240,2	239,5	239,6	235,1
430	233,3	249,2	336,3	241,5	240,9	241,0	236,5
432	234,7	250,8	338,3	243,0	242,4	242,5	238,0
434	236,1	252,7	340,7	244,7	244,1	244,2	239,6

TABLA 23-7  
Tabla alcoholimétrica \*

Porcentaje C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		Peso específico		Porcentaje C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		Peso específico	
En volumen a 16,56 °C	En peso	25 °C	15,56 °C	En volumen a 16,56 °C	En peso	25 °C	15,56 °C
		a	a			a	a
0	0,00	1,0000	1,0000	0	0,00	1,0000	1,0000
1	0,80	0,9985	0,9985	1	1,26	0,9981	0,9981
2	1,59	0,9970	0,9970	2	2,51	0,9963	0,9963
3	2,39	0,9956	0,9956	3	3,76	0,9945	0,9945
4	3,19	0,9941	0,9942	4	5,00	0,9927	0,9928
5	4,00	0,9927	0,9928	5	6,24	0,9911	0,9912
6	4,80	0,9914	0,9915	6	7,48	0,9894	0,9896
7	5,61	0,9901	0,9902	7	8,71	0,9879	0,9881
8	6,42	0,9888	0,9890	8	9,94	0,9863	0,9867
9	7,23	0,9875	0,9878	9	11,17	0,9848	0,9852
10	8,05	0,9862	0,9866	10	12,39	0,9833	0,9839

\* Basada en los datos del National Bureau of Standards Bulletin, 9: 424-5.

TABLA 23-8

Tabla para calcular los porcentajes de alcohol en volúmenes a 15,65 °C (60 °F) <sup>a</sup> en mezclas de alcohol etílico y agua, a partir de las lecturas efectuadas en un refractómetro de inmersión de Zeiss y de los índices de refracción a 17,5-25 °C <sup>a</sup>

LECTURA <sup>b</sup>	ÍNDICE DE REFRACCIÓN	17,5 °C	18 °C	19 °C	20 °C	21 °C	22 °C	23 °C	24 °C	25 °C
13,2	1,33250	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0,00
13,4	3257	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0,18
13,6	3265	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0,14	0,35
13,8	3273	.....	.....	.....	.....	.....	.....	0,10	0,31	0,53
14,0	3281	.....	.....	.....	.....	.....	0,08	0,28	0,49	0,70
14,2	3288	.....	.....	.....	.....	0,21	0,41	0,63	0,84	1,06
14,4	3296	.....	.....	.....	.....	0,21	0,41	0,63	0,84	1,06
14,6	3304	.....	.....	.....	0,16	0,38	0,59	0,80	1,02	1,24
14,8	3312	.....	.....	0,14	0,34	0,55	0,77	0,98	1,19	1,40
15,0	3319	0,00	0,10	0,31	0,52	0,73	0,94	1,16	1,36	1,55
15,2	3327	0,17	0,27	0,48	0,69	0,91	1,12	1,32	1,51	1,71
15,4	335	0,34	0,44	0,65	0,85	1,07	1,29	1,47	1,66	1,86
15,6	3343	0,52	0,60	0,82	1,03	1,24	1,44	1,62	1,82	2,01
15,8	3350	0,68	0,78	0,99	1,21	1,40	1,60	1,77	1,97	2,17
16,0	3358	0,84	0,94	1,17	1,36	1,55	1,75	1,92	2,12	2,33
16,2	3366	1,02	1,12	1,32	1,51	1,70	1,90	2,08	2,27	2,48
16,4	3374	1,18	1,29	1,47	1,66	1,85	2,05	2,24	2,43	2,62
16,6	3381	1,34	1,43	1,62	1,81	2,00	2,20	2,39	2,57	2,77
16,8	3389	1,49	1,57	1,77	1,96	2,15	2,35	2,53	2,72	2,92
17,0	3397	1,63	1,72	1,92	2,11	2,30	2,50	2,69	2,87	3,06
17,2	3405	1,77	1,87	2,06	2,26	2,45	2,65	2,82	3,02	3,21
17,4	3412	1,92	2,01	2,21	2,41	2,59	2,79	2,97	3,17	3,36
17,6	3420	2,07	2,16	2,36	2,56	2,74	2,94	3,12	3,32	3,51
17,8	3428	2,21	2,31	2,51	2,70	2,89	3,09	3,27	3,46	3,66
18,0	3435	2,36	2,45	2,66	2,85	3,04	3,23	3,42	3,61	3,81
18,2	3443	2,50	2,60	2,81	3,00	3,19	3,37	3,57	3,76	3,96
18,4	3451	2,65	2,75	2,96	3,15	3,34	3,52	3,71	3,91	4,11
18,6	3459	2,80	2,90	3,10	3,30	3,48	3,66	3,86	4,06	4,26
18,8	3466	2,95	3,05	3,25	3,45	3,63	3,81	4,01	4,21	4,41
19,0	3474	3,10	3,19	3,40	3,59	3,77	3,96	4,16	4,36	4,56
19,2	3482	3,25	3,34	3,55	3,73	3,92	4,11	4,31	4,51	4,70
19,4	3489	3,39	3,48	3,70	3,88	4,07	4,26	4,46	4,65	4,85
19,6	3497	3,53	3,63	3,84	4,03	4,22	4,41	4,61	4,80	5,00
19,8	3505	3,68	3,78	3,98	4,17	4,37	4,56	4,75	4,95	5,15
20,0	3513	3,83	3,93	4,13	4,32	4,52	4,72	4,90	5,10	5,29
20,2	3520	3,97	4,07	4,27	4,47	4,66	4,87	5,05	5,24	5,44
20,4	3528	4,12	4,22	4,42	4,61	4,82	5,01	5,20	5,38	5,58
20,6	3536	4,26	4,36	4,56	4,75	4,96	5,15	5,34	5,52	5,72

<sup>a</sup> Datos recogidos de la tabla de B. H. St. John, basada en los valores de Doroschevskii y Dovrzhanichik, *J. Russ. Phys. chem. Soc.* 40:101 (1908). Lecturas de la escala convertidas en índices de refracción por medio de la fórmula

$$n_p = 1,327338 + 0,00039347X - 0,00000020446X^2$$

<sup>b</sup> Las lecturas de la escala se refieren a las unidades arbitrarias propuestas por Pulfrich, *Z. Angew. chem.*, pág. 1.168 (1899). De acuerdo con esta escala 14,5 = 1,33300, 50,0 = 1,346500 y 100,00 = 1,36464. Si se utiliza un refractómetro de inmersión de escala calibrada, en otras unidades arbitrarias, se necesita antes de usar la tabla para calcular el porcentaje de alcohol, convertir la lectura en índice de refracción.

**TABLA 23-7 (continuación)**  
**Tabla alcoholimétrica \***

Porcentaje C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		Peso específico		Porcentaje C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		Peso específico	
En volumen a 16,56 °C	En peso	a 25 °C	a 15,56 °C	En volumen a 16,56 °C	En peso	a 25 °C	a 15,56 °C
		25 °C	16,56 °C			25 °C	16,56 °C
56	48,21	0,9164	0,9220	56	63,82	0,8987	0,9046
57	49,19	0,9142	0,9199	57	64,80	0,8964	0,9024
58	50,17	0,9120	0,9117	58	65,77	0,8941	0,9001
59	51,15	0,9098	0,9155	59	66,73	0,8918	0,8978
60	52,15	0,9076	0,9133	60	67,69	0,8895	0,8955
61	53,15	0,9053	0,9111	61	68,64	0,8871	0,8932
62	54,15	0,9030	0,9088	62	69,59	0,8848	0,8909
63	55,17	0,9006	0,9065	63	70,52	0,8824	0,8886
64	56,18	0,8983	0,9042	64	71,46	0,8801	0,8862
65	57,21	0,8959	0,9091	65	72,38	0,8777	0,8839
66	58,24	0,8936	0,8995	66	73,30	0,8753	0,8815
67	59,28	0,8911	0,8972	67	74,21	0,8729	0,8792
68	60,33	0,8887	0,8948	68	75,12	0,8706	0,8768
69	62,44	0,8837	0,8899	69	76,02	0,8682	0,8745
70	62,44	0,8837	0,8899	70	76,91	0,8658	0,8721
71	63,51	0,8812	0,8874	71	77,79	0,8634	0,8697
72	64,59	0,8787	0,8848	72	78,67	0,8609	0,8673
73	65,67	0,8761	0,8823	73	79,54	0,8585	0,8649
74	66,77	0,8735	0,8797	74	80,41	0,8561	0,8625
75	67,87	0,8709	0,8771	75	81,27	0,8537	0,8601
76	68,98	0,8682	0,8745	76	82,12	0,8512	0,8576
77	70,10	0,8655	0,8718	77	82,97	0,8488	0,8552
78	71,23	0,8628	0,8691	78	83,81	0,8463	0,8528
79	72,38	0,8600	0,8664	79	84,64	0,8439	0,8503
80	73,53	0,8572	0,8636	80	85,46	0,8414	0,8479
81	74,69	0,8544	0,8606	81	86,28	0,8389	0,8454
82	75,86	0,8516	0,8580	82	87,08	0,8364	0,8429
83	77,04	0,8487	0,8551	83	87,89	0,8339	0,8404
84	78,23	0,8458	0,8522	84	88,68	0,8314	0,8379
85	79,44	0,8428	0,8493	85	89,46	0,8288	0,8353
86	80,66	0,8397	0,8462	86	90,24	0,8263	0,8328
87	81,90	0,8367	0,8432	87	91,01	0,8237	0,8303
88	83,14	0,8335	0,8401	88	91,77	0,8211	0,8276
89	84,41	0,8303	0,8369	89	92,52	0,8184	0,8250
90	85,69	0,8271	0,8336	90	93,25	0,8158	0,8224
91	86,99	0,8237	0,8303	91	93,98	0,8131	0,8197
92	88,31	0,8202	0,8268	92	94,70	0,8104	0,8170
93	89,65	0,8167	0,8233	93	95,41	0,8076	0,8142
94	91,03	0,8130	0,8196	94	96,10	0,8048	0,8114
95	92,42	0,8092	0,8158	95	96,79	0,8020	0,8086
96	93,85	0,8053	0,8118	96	97,46	0,7992	0,8057
97	95,32	0,8011	0,8077	97	98,12	0,7962	0,8028
98	96,82	0,7968	0,8033	98	98,76	0,7932	0,7988
99	98,38	0,7921	0,7986	99	99,39	0,7902	0,7967
100	100,00	0,7871	0,7936	100	100,00	0,7871	0,7936

**TABLA 23-8 (continuación)**

LECTURA	ÍNDICE DE REFRACCIÓN	17,5 °C	18 °C	19 °C	20 °C	21 °C	22 °C	23 °C	24 °C	25 °C
31,0	1,33934	11,41	11,51	11,71	11,91	12,12	12,32	12,54	12,75	12,97
31,2	3942	11,54	11,64	11,84	12,04	12,25	12,46	12,67	12,89	13,11
31,4	3949	11,66	11,77	11,97	12,17	12,38	12,59	12,81	13,02	13,24
31,6	3957	11,79	11,90	12,10	12,30	12,51	12,72	12,94	13,15	13,37
31,8	3964	11,92	12,03	12,23	12,43	12,64	12,85	13,07	13,29	13,51
32,0	3972	12,05	12,15	12,36	12,57	12,78	12,99	13,20	13,42	13,64
32,2	3980	12,18	12,28	12,49	12,70	12,91	13,12	13,34	13,55	13,77
32,4	3987	12,31	12,40	12,62	12,83	13,04	13,25	13,47	13,69	13,91
32,6	3995	12,43	12,54	12,75	12,96	13,17	13,38	13,60	13,82	14,04
32,8	4002	12,56	12,67	12,88	13,09	13,30	13,51	13,73	13,95	14,17
33,0	4010	12,69	12,79	13,01	13,22	13,43	13,64	13,86	14,09	14,31
33,2	4018	12,82	12,92	13,13	13,35	13,56	13,78	13,99	14,22	14,44
33,4	4025	12,95	13,05	13,26	13,48	13,69	13,91	14,13	14,35	14,58
33,6	4033	13,08	13,18	13,39	13,61	13,82	14,04	14,26	14,48	14,71
33,8	4040	13,20	13,30	13,52	13,74	13,95	14,17	14,39	14,62	14,85
34,0	4048	13,33	13,43	13,64	13,86	14,08	14,30	14,52	14,75	14,98
34,2	4056	13,45	13,56	13,77	13,99	14,21	14,43	14,65	14,88	15,11
34,4	4063	13,58	13,68	13,90	14,12	14,34	14,57	14,78	15,01	15,25
34,6	4071	13,70	13,81	14,02	14,25	14,47	14,70	14,91	15,14	15,38
34,8	4078	13,83	13,94	14,14	14,37	14,59	14,83	15,05	15,28	15,51
35,0	4086	13,96	14,06	14,27	14,50	14,72	14,96	15,18	15,41	15,65
35,2	4094	14,08	14,19	14,39	14,62	14,85	15,09	15,31	15,54	15,78
35,4	4101	14,21	14,31	14,52	14,75	14,97	15,22	15,44	15,67	15,91
35,6	4109	14,33	14,44	14,65	14,87	15,10	15,34	15,56	15,80	16,05
35,8	4116	14,46	14,56	14,78	15,00	15,23	15,47	15,69	15,93	16,18
36,0	4124	14,58	14,69	14,90	15,13	15,35	15,59	15,82	16,06	16,31
36,2	4131	14,71	14,81	15,03	15,25	15,48	15,72	15,95	16,19	16,44
36,4	4139	14,83	14,94	15,16	15,38	15,61	15,85	16,08	16,32	16,56
36,6	4146	14,96	15,06	15,28	15,51	15,73	15,97	16,21	16,45	16,69
36,8	4154	15,08	15,19	15,41	15,63	15,86	16,10	16,34	16,58	16,82
37,0	4162	15,20	15,31	15,53	15,76	15,99	16,23	16,47	16,71	16,95
37,2	4169	15,33	15,44	15,66	15,89	16,11	16,35	16,60	16,84	17,08
37,4	4177	15,45	15,56	15,79	16,01	16,24	16,48	16,72	16,97	17,21
37,6	4184	15,57	15,69	15,91	16,14	16,37	16,61	16,85	17,09	17,34
37,8	4192	15,70	15,81	16,04	16,26	16,49	16,73	16,98	17,22	17,46
38,0	4199	15,82	15,94	16,16	16,39	16,62	16,86	17,11	17,35	17,59
38,2	4207	15,94	16,06	16,29	16,51	16,75	16,99	17,23	17,47	17,72
38,4	4215	16,07	16,18	16,41	16,64	16,87	17,11	17,36	17,60	17,85
38,6	4222	16,19	16,31	16,53	16,76	17,00	17,24	17,48	17,73	17,97
39,8	4230	16,31	16,43	16,66	16,89	17,13	17,36	17,61	17,85	18,10
39,0	4237	16,44	16,55	16,78	17,01	17,25	17,49	17,74	17,98	18,23
39,2	4245	16,56	16,67	16,91	17,14	17,38	17,62	17,86	18,11	18,35
39,4	4252	16,68	16,80	17,03	17,26	17,50	17,74	17,99	18,23	18,48
39,6	4260	16,80	16,92	17,15	17,39	17,63	17,87	18,11	18,36	18,61
39,8	4267	16,93	17,04	17,28	17,51	17,75	17,99	18,24	18,48	18,73
40,0	1,34275	17,05	17,16	17,40	17,63	17,88	18,12	18,36	18,61	18,86
40,2	4282	17,17	17,29	17,52	17,76	18,00	18,24	18,49	18,74	18,99
40,4	4290	17,29	17,41	17,64	17,88	18,12	18,37	18,61	18,86	19,11
40,6	4298	17,41	17,53	17,77	18,01	18,25	18,49	18,74	18,99	19,24
40,8	4305	17,54	17,65	17,89	18,13	18,37	18,61	18,86	19,11	19,37
41,0	4313	17,66	17,77	18,01	18,25	18,49	18,74	18,99	19,24	19,49

TABLA 23-8 (continuación)

LECTURA	ÍNDICE DE REFRACCIÓN	TEMPERATURAS								
		17,5 °C	18 °C	19 °C	20 °C	21 °C	22 °C	23 °C	24 °C	25 °C
20,8	3543	4,41	4,51	4,70	4,90	5,10	5,29	5,48	5,67	5,87
21,0	3551	4,56	4,65	4,85	5,04	5,24	5,44	5,62	5,82	6,02
21,2	3559	4,70	4,80	4,99	5,19	5,39	5,58	5,77	5,96	6,16
21,4	3566	4,84	4,94	5,14	5,33	5,53	5,72	5,91	6,11	6,30
21,6	3574	4,99	5,09	5,28	5,47	5,67	5,87	6,06	6,25	6,44
21,8	3582	5,13	5,23	5,43	5,61	5,82	6,01	6,20	6,39	6,59
22,0	1,33590	5,27	5,37	5,57	5,76	5,96	6,15	6,34	6,54	6,73
22,2	3597	5,41	5,51	5,71	5,90	6,11	6,29	6,49	6,68	6,87
22,4	3605	5,56	5,65	5,85	6,05	6,25	6,43	6,63	6,82	7,01
22,6	3613	5,70	5,80	6,00	6,19	6,39	6,57	6,77	6,96	7,16
22,8	3620	5,85	5,94	6,14	6,33	6,53	6,71	6,91	7,10	7,31
23,0	3628	5,99	6,08	6,28	6,47	6,67	6,86	7,06	7,24	7,45
23,2	3636	6,13	6,22	6,42	6,61	6,81	7,00	7,20	7,39	7,59
23,4	3643	6,27	6,36	6,56	6,75	6,95	7,14	7,34	7,53	7,73
23,6	3651	6,41	6,50	6,70	6,90	7,09	7,28	7,48	7,67	7,87
23,8	3659	6,55	6,64	6,85	7,04	7,23	7,42	7,62	7,81	8,00
24,0	3666	6,69	6,78	6,99	7,18	7,38	7,56	7,76	7,95	8,14
24,2	3674	6,83	6,93	7,13	7,32	7,52	7,70	7,90	8,09	8,28
24,4	3682	6,97	7,06	7,27	7,46	7,66	7,84	8,04	8,23	8,42
24,6	3689	7,11	7,20	7,41	7,60	7,80	7,98	8,17	8,37	8,55
24,8	3697	7,25	7,35	7,55	7,74	7,93	8,12	8,31	8,51	8,69
25,0	3705	7,39	7,49	7,68	7,88	8,06	8,26	8,45	8,64	8,84
25,2	3712	7,53	7,63	7,82	8,01	8,20	8,40	8,59	8,78	8,98
25,4	3720	7,66	7,76	7,95	8,14	8,34	8,54	8,73	8,92	9,12
25,6	3728	7,80	7,90	8,09	8,28	8,48	8,68	8,86	9,06	9,26
25,8	3735	7,94	8,03	8,22	8,42	8,62	8,82	9,00	9,20	9,39
26,0	3743	8,07	8,16	8,36	8,55	8,75	8,95	9,14	9,34	9,53
26,2	3751	8,21	8,30	8,50	8,69	8,89	9,09	9,28	9,48	9,67
26,4	3758	8,34	8,44	8,63	8,82	9,03	9,22	9,42	9,61	9,81
26,6	3766	8,48	8,57	8,77	8,96	9,16	9,36	9,55	9,75	9,95
26,8	3774	8,62	8,71	8,91	9,10	9,30	9,49	9,69	9,89	10,09
27,0	3781	8,75	8,85	9,05	9,23	9,44	9,63	9,98	10,03	10,23
27,2	3789	8,89	8,98	9,18	9,37	9,58	9,76	9,97	10,17	10,37
27,4	3796	9,02	9,12	9,32	9,51	9,71	9,90	10,10	10,31	10,51
27,6	3804	9,16	9,26	9,45	9,65	9,85	10,03	10,24	10,45	10,65
27,8	3812	9,29	9,39	9,59	9,79	9,98	10,17	10,38	10,58	10,79
28,0	3820	9,43	9,53	9,72	9,92	10,12	10,31	10,51	10,72	10,93
28,2	3827	9,57	9,66	9,86	10,06	10,25	10,45	10,65	10,86	11,06
28,4	3835	9,70	9,80	9,99	10,19	10,39	10,59	10,79	11,00	11,20
28,6	3842	9,84	9,93	10,13	10,32	10,52	10,72	10,93	11,13	11,33
28,8	3850	9,97	10,07	10,26	10,46	10,66	10,86	11,06	11,27	11,47
29,0	3858	10,10	10,19	10,40	10,59	10,79	11,00	11,20	11,40	11,61
29,2	3865	10,24	10,33	10,52	10,73	10,93	11,13	11,33	11,54	11,75
29,4	3873	10,36	10,46	10,66	10,86	11,06	11,27	11,47	11,67	11,88
29,6	3881	10,50	10,59	10,79	10,99	11,20	11,39	11,60	11,81	12,01
29,8	3888	10,63	10,72	10,93	11,12	11,33	11,53	11,74	11,94	12,15
30,0	3896	10,76	10,86	11,05	11,26	11,46	11,66	11,87	12,08	12,29
30,2	3904	10,89	10,99	11,18	11,38	11,59	11,79	12,00	12,21	12,42
30,4	3911	11,02	11,12	11,31	11,51	11,72	11,93	12,13	12,34	12,56
30,6	3919	11,15	11,25	11,44	11,64	11,85	12,06	12,27	12,48	12,70
30,8	3926	11,28	11,38	11,58	11,78	11,99	12,19	12,40	12,61	12,84