



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN**

***ESTUDIO DE CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA TORRE DE  
DESTILACIÓN DE EMPAQUE AL AZAR DE LA NAVE 1000 DEL  
LEM DE INGENIERÍA QUÍMICA***

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

**INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA:**

**LINARES ROSALES CLAUDIA ELIZABETH**

**ASESORA:**

**I. Q. ELVIA MAYEN SANTOS**

**CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO 2016**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN  
UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR  
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES**

ASUNTO: VOTO APROBATORIO

**M. en C. JORGE ALFREDO CUÉLLAR ORDAZ  
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLÁN  
PRESENTE**

**ATN: I.A. LAURA MARGARITA CORTAZAR FIGUEROA  
Jefa del Departamento de Exámenes Profesionales  
de la FES Cuautitlán.**

Con base en el Reglamento General de Exámenes, y la Dirección de la Facultad, nos permitimos comunicar a usted que revisamos el: Trabajo de Tesis

**Estudio de Condiciones de Operación de la Torre de Destilación de Empaque al Azar de la Nave 1000 del LEM de Ingeniería Química**

Que presenta el pasante: Claudia Elizabeth Linares Rosales  
Con número de cuenta: 309094874 para obtener el Título de la carrera: Ingeniería Química

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

**ATENTAMENTE**  
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"  
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 23 de Septiembre de 2016.

**PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO**

	NOMBRE	FIRMA
<b>PRESIDENTE</b>	Dr. Eligio Pastor Rivero Martínez	
<b>VOCAL</b>	I.Q. Elvia Mayen Santos	
<b>SECRETARIO</b>	I.Q. Miguel Ángel Vázquez Flores	
<b>1er. SUPLENTE</b>	Dr. Martín Rogelio Cruz Díaz	
<b>2do. SUPLENTE</b>	Dra. Francisca Alicia Rodríguez Pérez	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 127).

LMCF/cga\*

## **AGRADECIMIENTOS.**

*A la Universidad Nacional Autónoma de México por ser la base de mi formación como profesionalista, abrir mi mente a nuevas ideas y mostrarme lo maravilloso que es el conocimiento.*

*A mi abuelita y a mi mamá:*

*Por educarme, enseñarme a luchar para conseguir mis metas, a no rendirme a pesar de las dificultades, siempre seguir adelante, hacer y dar las cosas con el corazón. Son mi mejor ejemplo de fortaleza.*

*Mi tía Gregoria, que es como una mamá para mí; siempre estuvo cuidándome y brindándome su sincero cariño.*

*Mi tío Víctor, a pesar de ser hombre de pocas palabras sus acciones me demostraron siempre su cariño y apoyo.*

*Benjamín, que gracias a su apoyo pude alcanzar esta meta.*

*Eduardo, en todo momento está a mi lado apoyándome, alentándome a seguir adelante y regalándome momentos inolvidables. Hemos luchado juntos para lograr esta meta y seguiremos compartiendo sueños tomados de la mano siempre.*

*Prof. Elvia por confiar en mí y aceptar ser mi asesora; gracias por brindarme su apoyo en todo momento para la realización de este trabajo.*

*A todos mis sinodales por el apoyo otorgado, especialmente al Dr. Pastor, quien me ha brindado su paciencia durante sus cursos de transferencia de masa, mi servicio social y tesis.*

*A los profesores que me han compartido sus conocimientos y experiencias, mostrándome lo maravillosa que puede ser la Ingeniería.*

*“Nunca consideres el estudio como una obligación, sino como una oportunidad para penetrar en el bello y maravilloso mundo del saber”*

*“Muchas son las cátedras universitarias, pero escasos los maestros sabios y nobles. Muchas y grandes son las aulas, más no abundan los jóvenes con verdadera sed de verdad y justicia”*

*Albert Einstein.*

<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>1</b>
<b>OBJETIVOS.....</b>	<b>2</b>
GENERAL.....	2
PARTICULARES.....	2
<b>1. GENERALIDADES.....</b>	<b>3</b>
<b>1.1. FUNDAMENTOS DE LA DESTILACIÓN.....</b>	<b>3</b>
<b>1.2. TIPOS DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN .....</b>	<b>3</b>
<b>1.2.1. COLUMNAS DE PLATOS.....</b>	<b>3</b>
<b>1.2.2. COLUMNAS EMPACADAS .....</b>	<b>6</b>
<b>2. CARACTERÍSTICAS Y FUNCIONAMIENTO DE UNA TORRE EMPACADA.....</b>	<b>7</b>
2.1. PARTES INTERNAS QUE CONSTITUYEN UNA TORRE EMPACADA.....	8
2.1.1. DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO DE ALIMENTACIÓN.....	8
2.1.2. REDISTRIBUIDORES DE LÍQUIDO .....	9
2.1.3. PLATOS DE SOPORTE Y DE INYECCIÓN DEL GAS.....	9
2.1.4. PLATOS DE SUJECIÓN .....	10
2.1.5. ELIMINADORES DE ARRASTRE.....	10
2.1.6. EMPAQUES.....	11
2.2. EMPAQUES AL AZAR.....	12
2.2.1. TIPOS DE EMPAQUES AL AZAR .....	12
2.2.1.1. EMPAQUE IR – 15 (SULZER).....	14
2.2.2. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE EMPAQUES AL AZAR.....	16
2.2.3. EFICIENCIA DE EMPAQUES AL AZAR .....	16
2.3. FACTORES QUE INFLUYEN EN EL DESEMPEÑO DE UNA TORRE EMPACADA.....	16
2.3.1. CAÍDA DE PRESION EN COLUMNAS EMPACADAS.....	16
2.3.1.1. CAÍDA DE PRESIÓN EN EMPAQUE SECO .....	17
2.3.1.2. CAÍDA DE PRESIÓN EN EMPAQUE HÚMEDO .....	17
2.3.2. ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO (HETP).....	18
2.3.2.1. MÉTODO DE McCABE -THIELE.....	20
2.3.3. DISTRIBUCIÓN DE LÍQUIDO.....	24
2.3.4. PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN UNA TORRE EMPACADA.....	25
<b>3. CORRELACIONES APLICADAS AL EMPAQUE IR-15.....</b>	<b>27</b>
3.1. CAÍDA DE PRESIÓN.....	27
3.2. COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE MASA .....	29
3.3. COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MASA .....	32
3.4. ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO.....	33
<b>4. METODOLOGÍA PARA ESTABLECER LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EXPERIMENTALES (TORRE DE DESTILACIÓN DE EMPAQUE AL AZAR DE LA NAVE 1000)....</b>	<b>35</b>
4.1. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO.....	35
4.2. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL .....	39
4.2.1. RESULTADOS EXPERIMENTALES.....	40

<b>5. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN BASE A DATOS EXPERIMENTALES.....</b>	<b>42</b>
5.1 CORRECCIÓN DEL REFLUJO.....	42
5.2. CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS DE TRANSFERENCIA DE MASA .....	45
5.2.1. <i>COEFICIENTE INDIVIDUAL VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE MASA DE LA FASE LÍQUIDA</i> .....	45
5.2.2. <i>COEFICIENTE INDIVIDUAL VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE MASA DE LA FASE GAS</i> .....	47
5.2.3. <i>COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MASA DE LA FASE LÍQUIDA Y FASE GAS</i> .....	52
5.3. CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN .....	53
5.4. CÁLCULO DE ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO EXPERIMENTAL (HETP).....	54
5.5. CÁLCULO DE ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO EN BASE A UNA CORRELACIÓN EMPÍRICA (HETP).....	56
<b>6. SIMULACIÓN EN PRO II DE LA TORRE DE DESTILACIÓN DE EMPAQUE AL AZAR PARA DETERMINAR PARÁMETROS DE OPERACIÓN.....</b>	<b>58</b>
<b>6.1 . DESCRIPCIÓN DEL SIMULADOR PRO II .....</b>	<b>58</b>
6.2. ESTIMACIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN (CAÍDA DE PRESIÓN, FLUJOS DE VAPOR Y LÍQUIDO, REFLUJO DE LÍQUIDO) BASADOS EN LA SIMULACIÓN .....	59
6.2.1. <i>SIMULACIÓN DEL MÉTODO CORTO</i> .....	59
6.2.2. <i>SIMULACIÓN DEL MÉTODO RIGUROSO</i> .....	63
6.3. DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LA FASE GAS Y LÍQUIDA EN BASE A CONDICIONES DE OPERACIÓN EXPERIMENTALES .....	74
6.3.1. <i>PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS</i> .....	74
6.3.2. <i>PROPIEDADES FÍSICAS DEL LÍQUIDO</i> .....	75
6.3.3. <i>PROPIEDADES FÍSICAS A LA TEMPERATURA DEL PUNTO DE BURBUJA DEL REFLUJO</i> .....	76
<b>7. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....</b>	<b>77</b>
<b>8. CONCLUSIONES.....</b>	<b>80</b>
<b>SIMBOLOGÍA UTILIZADA.....</b>	<b>82</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>85</b>
<b>ANEXO A:.....</b>	<b>87</b>
<b>ANEXO B: .....</b>	<b>92</b>
<b>ANEXO C:.....</b>	<b>95</b>
<b>ANEXO D:.....</b>	<b>98</b>
<b>ANEXO E: .....</b>	<b>101</b>

## INTRODUCCIÓN

Dentro de la industria se encuentran un gran número de ejemplos de operaciones unitarias en donde se pretende obtener diferentes productos; por ello cada una involucra diferentes fenómenos físicos o químicos, los cuales son un medio para llevar a cabo un cambio dentro del sistema. Las técnicas de separación son uno de los procesos más importantes ya que nos permiten obtener sustancias con cierto grado de pureza. La selección de los métodos de separación depende de las características de las fases, las relaciones de equilibrio, las propiedades químicas de las sustancias, así como factores económicos.

Una de las operaciones unitarias más importantes es la destilación, en la cual se lleva a cabo la transferencia de masas mediante una serie de vaporizaciones y condensaciones repetidas provocando que la composición de las fases cambie, dando como resultado la separación de los componentes. Sus aplicaciones van desde la rectificación de alcohol, hasta el fraccionamiento del petróleo.

Las columnas de separación se utilizan para realizar la destilación, las cuales son de diferentes tipos y se seleccionan de acuerdo a las necesidades del proceso. Un ejemplo son las torres empacadas en donde el componente más importante es el empaque, ya que de estos dependerá el contacto entre las fases, la transferencia de masa y por consiguiente la pureza de los productos resultantes.

Para realizar una buena separación es necesario analizar los factores que determinan las condiciones óptimas de operación. Estos factores se pueden obtener a partir de datos experimentales y la elección de las correlaciones que se ajusten al comportamiento de la columna de destilación.

Además podemos hacer uso de un simulador el cual está basado en diferentes correlaciones; esta herramienta nos brindará una visión general del comportamiento del sistema, así como información que es de suma importancia para comprender los fenómenos que se llevan a cabo en cada punto del proceso de destilación. Otra de las ventajas del uso del simulador es la posibilidad de modificar las variables todas las veces necesarias, hasta obtener las condiciones óptimas de operación y poder realizar una comparación de resultados.

Debido a la importancia de las variables de operación en el proceso de destilación dentro de la industria, se llevará a cabo la determinación y análisis de diferentes factores como caídas de presión, flujo de líquido, flujo de gas, así como coeficientes de transferencia de masa de la columna de destilación de empaque al azar del LEM de ingeniería química, en donde se realizará la separación de una mezcla etanol-agua a tres diferentes valores de retorno de líquido a una condición de reflujo total, y se hará uso de un simulador para poder generar una visión más completa del comportamiento de la misma, para así poder obtener resultados favorables que contribuyan a la elección de las mejores condiciones de operación.



## **OBJETIVOS**

### **GENERAL**

- Determinar las condiciones adecuadas de operación (flujo de líquido y vapor) para la torre de destilación de empaque al azar de la nave 1000 del LEM de Ingeniería Química, y en base a los resultados experimentales realizar la simulación en Pro II, así como calcular caída de presión, coeficientes de transferencia de masa y altura equivalente de un plato teórico, para posteriormente realizar una comparación de resultados.

### **PARTICULARES**

- Llevar a cabo la separación de una mezcla Etanol- Agua en la torre de empaque al azar de la nave 1000 del LEM de Ingeniería Química.
- Realizar la simulación de la torre de destilación de empaque al azar en PRO II tomando en cuenta los valores experimentales de temperatura, composición, presión de operación, así como reflujo de líquido (0.2, 0.4 y 0.6 LPM).
- Comparar los resultados obtenidos experimentalmente con los brindados en la simulación.
- Obtener propiedades físicas de la mezcla Etanol- Agua a las diferentes condiciones experimentales.

# **1. GENERALIDADES**

## **1.1. FUNDAMENTOS DE LA DESTILACIÓN**

La destilación es una operación unitaria dentro de la ingeniería química que se basa en la separación de mezclas de dos o más componentes en solución, permitiendo la purificación de materias primas o productos finales. En este proceso, el movimiento molecular se da a través de una difusión equimolar, donde la transferencia de masa es consecuencia de la existencia de una diferencia de concentraciones, ya que se lleva a cabo el contacto entre dos fases: una líquida y una gaseosa; esta última se origina de la fase líquida por la vaporización en el punto de ebullición debido a la aplicación de calor. Los componentes de la solución se encuentran presentes en ambas fases, además estos deben ser volátiles para poder realizar el proceso de separación <sup>[7]</sup>.

La separación de los componentes se da debido a que hay contacto continuo entre las fases mediante evaporaciones y condensaciones que se repiten, donde los componentes más ligeros tienden a concentrarse en la fase vapor y los más pesados en la fase líquida; así es como se logra que la composición del vapor y el líquido residual difieran de la composición del líquido de alimentación. Esto depende principalmente de las volatilidades relativas de los componentes, la relación de reflujo y el área de contacto <sup>[16][21][22]</sup>.

El área de contacto es un factor importante ya que determina la interacción entre las fases para una buena separación de los componentes en una mezcla; es por esto que existen equipos diseñados para proporcionar grandes superficies que permitan el contacto continuo de las fases, tomando en cuenta la velocidad de transferencia. Estos equipos son las torres de destilación, que pueden ser empacadas o de platos, las cuales se eligen de acuerdo al proceso y la naturaleza de las sustancias, por lo tanto deben diseñarse para realizar la transferencia de masa apropiada con el mínimo gasto de energía e inversión.

## **1.2. TIPOS DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN**

### **1.2.1. COLUMNAS DE PLATOS**

Las columnas de platos son cuerpos cilíndricos, que en su interior contienen varios platos, en los cuales se lleva a cabo el contacto a contracorriente por pasos entre la fase líquida y la fase vapor. El líquido entra en la parte superior y este fluye por cada plato, mientras que el gas pasa a través de los orificios de los platos. Los platos representan una etapa donde los fluidos se ponen en contacto, ocurriendo una difusión interfacial. Cuando estas dos fases se encuentran perfectamente mezcladas y la composición del gas y del líquido que abandonan el plato llega a un equilibrio es cuando se tiene lo que llamamos un plato ideal o teórico, pero realmente en los equipos de contacto, no se da el tiempo necesario para que la mezcla llegue al equilibrio,

por lo tanto se tiene un cambio menor en la composición, teniendo así lo que conocemos como un plato real, el cual es dependiente de la relación de eficiencia del diseño del mismo <sup>[13][21]</sup>.

El número de platos teóricos depende de la dificultad de la separación, del balance de materia y las condiciones de equilibrio. El número de platos reales, así como la eficiencia están determinados por las condiciones de operación, esta eficiencia se puede incrementar cuanto más aumente el tiempo de contacto, para esto la película de líquido sobre cada plato debe ser profunda, pero un tiempo de residencia corto para no llegar al punto de inundación de la columna. El aumento del área interfacial en un plato implica el incremento de la velocidad del gas, pero no demasiado porque esto puede causar arrastre de líquido, lo que lleva a una reducción de la eficiencia del plato <sup>[21]</sup>.

Las torres de platos son utilizadas para manejar altos flujos de gas y líquido, por lo que son diseñadas para diámetros grandes, además son de fácil mantenimiento. Una de sus desventajas es que no se pueden manejar fluidos muy corrosivos ya que el material de construcción de los platos no es tan variado y producen una caída de presión alta, teniendo como consecuencia las inundaciones <sup>[8][17]</sup>.

Existen diferentes formas y tipos de platos, pero los más empleados en destilación son los de flujo cruzado (el líquido fluye a lo largo del plato y el vapor asciende a través del plato), donde los utilizados principalmente son <sup>[8][18][21]</sup>.

- **Platos con borboteadores**

Este es el tipo más antiguo, se han diseñado diferentes formas y tamaños. Los borboteadores constan de un tubo pequeño sujeto al plato por donde pasa el vapor, estos están cubiertos por unas campanas que tienen bordes dentados o ranurados que funcionan como la salida del vapor para poder ponerse en contacto con el líquido, los tamaños de las capuchas comerciales van de 2.54 a 15 cm de diámetro. [Fig.1]



**Figura 1. Platos con borboteadores.**

Plant Desing S.A. (2013). *Platos de campanas* [Fotografía]. Recuperado de: <http://plantdesign-eng.com/servicios.php?num=3>

Las principales ventajas son que para cualquier caudal de vapor, el nivel de líquido se mantiene, además no permite el goteo y se pueden manejar rangos muy amplios de flujos de líquido. Las desventajas son que la eficiencia es menor que los platos perforados o de válvula, son más costosos, son propensos a la corrosión, incrustaciones, taponamiento, y además se generan elevadas caídas de presión debido a los cambios repentinos de dirección del flujo.

- **Platos perforados**

Se conocieron al mismo tiempo que los platos de capucha, pero no fueron muy aceptados, sin embargo su bajo costo y su diseño sencillo han hecho que sean los más utilizados. Este plato es una hoja de metal perforada donde el líquido fluye por el plato, mientras que el gas asciende por los orificios; estos orificios pueden tener diámetros entre 0.3 y 1.3 cm. [Fig. 2]



**Figura 2. Plato perforado.**

Plant Desing S.A. (2013). *Platos perforados*. [Fotografía]. Recuperado de: <http://plantdesign-eng.com/servicios.php?num=3>

Las ventajas de estos es que pueden ser fabricados con tamaño de orificios y espaciamiento diferentes en cada sección de la columna, para así poder tener una mejor respuesta a las variaciones de flujo, los diámetros pequeños en los orificios dan estabilidad al plato, sin embargo pueden incrementar la posibilidad de arrastre e inundación, caída de presión y ensuciamiento.

- **Platos con válvulas**

Los platos de válvulas son un intermedio entre los de campanas de barboteo y los perforados, cada agujero está cubierto por tapas móviles las cuales se abren o cierran dependiendo los flujos de gas, esto genera un balance y estabilidad en la torre. Debido a que el área de circulación del gas varía con el flujo, este tipo de platos son muy eficientes a caudales bajos y además proporcionan un buen mezclado entre las fases en un amplio intervalo de flujos, también pueden alcanzar la misma eficiencia que los platos perforados de ciertos diámetros. Tienen un costo intermedio entre los demás tipos platos. [Fig. 3]



**Figura 3. Plato de válvulas.**

Euroslot kdss (2011). *Esp Caged Valves* [Fotografía]. Recuperado de <http://www.euroslotkdsspars.com/mtri/tower-internals/distillation-trays.html>

### **1.2.2. COLUMNAS EMPACADAS**

Las torres empacadas son cilindros que en su interior están rellenos de sólidos denominados empaques que pueden ser de diferentes formas y materiales. Estas columnas son muy utilizadas en la industria para destilación, desorción y absorción, ya que proporcionan grandes áreas de contacto a contracorriente entre dos fases. En destilación, se utilizan cuando la separación es relativamente fácil, por lo general son menos costosas que las columnas de platos y tienen una menor caída de presión aunque la desventaja principal es la dificultad de obtener una buena distribución de líquido, particularmente en columnas con un diámetro muy grande o muy altas, por esta razón son mayormente utilizadas dónde se requiere de un diámetro no muy grande <sup>[15]</sup>.

Las torres empacadas son usadas cada vez más en una variedad de aplicaciones en los procesos químicos industriales, ya que se ha incrementado la disponibilidad de información de diseño, la evolución de mayor capacidad y mayor eficiencia de la transferencia de masa en los empaques.

## 2. CARACTERÍSTICAS Y FUNCIONAMIENTO DE UNA TORRE EMPACADA

Una torre empacada es un cuerpo o columna cilíndrica, que contiene una entrada de gas, una entrada de líquido, un dispositivo de distribución y una salida de gas en la parte superior, una salida de líquido en el fondo, secciones de empaque, soportes de empaque y redistribuidores intermedios. El cuerpo de la torre puede ser de metal, plástico, cerámica o vidrio. El tipo de material a utilizar lo determina el tipo de sustancias a manejar, así como las condiciones de presión y temperatura <sup>[7]</sup>.

La fase líquida entra por la parte superior de la columna, y se distribuye sobre la superficie del empaque ya sea por espreas o placas distribuidoras, siguiendo diferentes caminos y exponiéndose a una gran área superficial teniendo contacto con la fase vapor que fluye por el interior de la torre. Esta fase vapor, entra en el fondo de la torre y pasa a través de las aberturas del relleno. Normalmente, estas columnas se rellenan con material sólido orientado al azar, pero en un número significativo de aplicaciones el relleno se dispone ordenadamente. En comparación con la columna de platos, la de relleno es un dispositivo sencillo <sup>[6]</sup>. [Fig. 4]

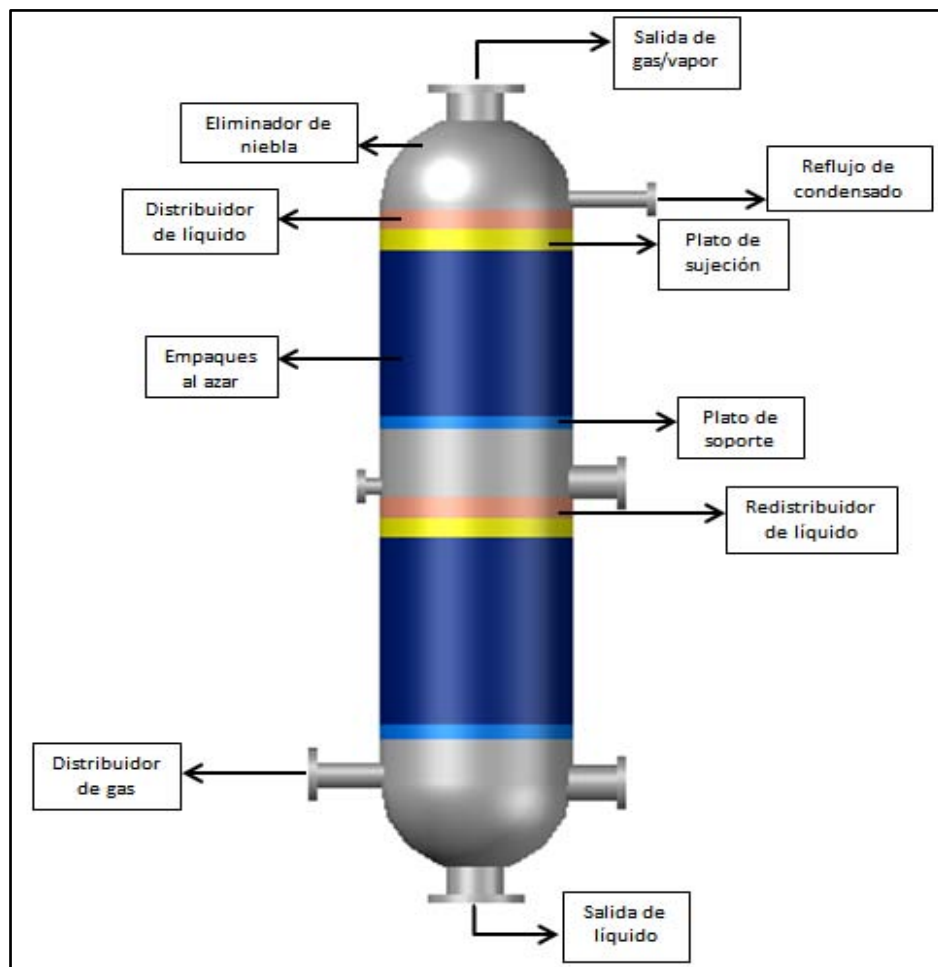


Figura 4. Representación general de una torre empacada.

## 2.1. PARTES INTERNAS QUE CONSTITUYEN UNA TORRE EMPACADA

### 2.1.1 DISTRIBUIDOR DE LÍQUIDO DE ALIMENTACIÓN

La distribución del líquido juega un papel muy importante en el adecuado funcionamiento de torres empacadas. El relleno por sí solo no produce una adecuada distribución del líquido, por lo tanto se instalan distribuidores de líquido en la parte superior de la columna, el cual debe proporcionar las siguientes características:

- ✓ Distribución uniforme de líquido.
- ✓ Resistencia al ensuciamiento.
- ✓ Elevados rangos de caudales de operación.
- ✓ Elevada área libre para el flujo de gas.
- ✓ Facilidad de fabricación con numerosos materiales de construcción.
- ✓ Construcción en módulos para una mayor facilidad de instalación.

Los tipos de distribuidores son [Fig. 5]:

- Vertedero: proporciona una buena distribución en un amplio intervalo de caudales de gas y de líquido.
- Orificios: se diseñan para depositar el líquido cuidadosamente en el interior del lecho, manteniendo un mínimo contacto con el gas durante el proceso, puede diseñarse para proporcionar un gran número de corrientes de líquido.
- Tubería perforada: comprende un sumidero central de la alimentación y tubos que se ramifican desde él hacia afuera para la descarga del líquido, el nivel en el sumidero varía con el caudal total de líquido y el tamaño de las tuberías laterales y sus perforaciones deben determinarse cuidadosamente para asegurar que el líquido llega a los extremos de los tubos.

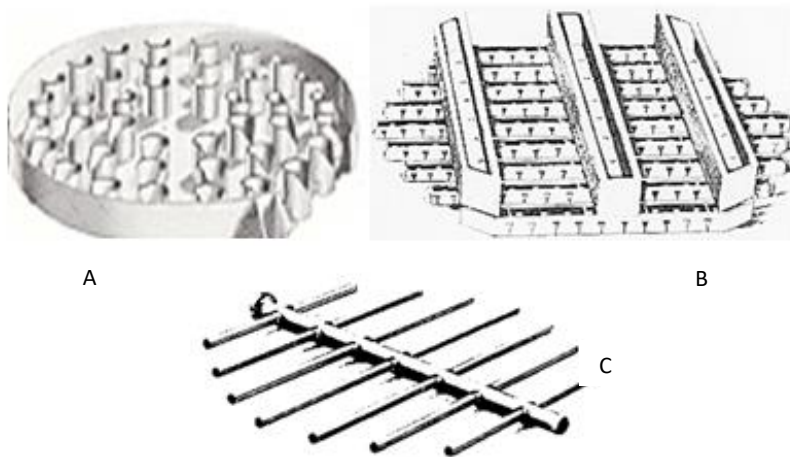


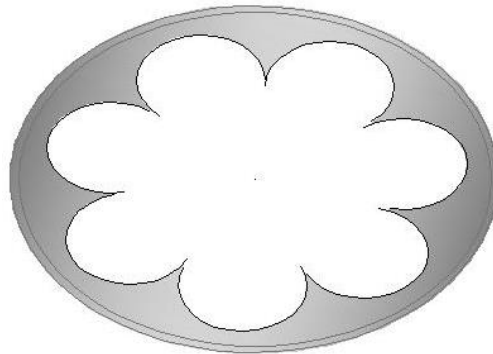
Figura 5. Diferentes tipos de distribuidores de líquido para una torre empacada.  
A) Orificios, B) vertedero, C) Tubería perforadas.

La selección final del mecanismo de distribución del líquido a través del empaque depende del tamaño de la torre, del tipo de empaque, la tendencia del empaque a desviar el líquido por las paredes de la columna y el material de construcción para el distribuidor. Los dos distribuidores más ampliamente utilizados son los de orificios y los de tipo vertedero.

### **2.1.2. REDISTRIBUIDORES DE LÍQUIDO**

Incluso cuando el líquido se rocía sobre todo el empaque en la parte superior de la columna, el líquido tiende a moverse hacia la pared y afluir a través del empaque en canales o caminos preferenciales. Para minimizar este efecto, las columnas altas a menudo se dividen en secciones, con redistribuidores cada tres a cuatro metros los cuales compensaran cualquier mala distribución que haya ocurrido dentro del relleno. Un redistribuidor completo combina las funciones de un soporte de relleno y un distribuidor del líquido. Los redistribuidores de líquido son similares a los distribuidores, además se aplican las mismas consideraciones generales, la única diferencia es la forma de instalación dentro de la torre empacada ya que por lo general se instala un colector de líquido.

Un tipo de redistribuidor con un diseño no similar a un distribuidor es el de Roseta, el cual consiste en un anillo colector de líquido y salientes cortos que ayudan a direccionar el líquido que baja por las paredes de la columna. [Fig. 6]

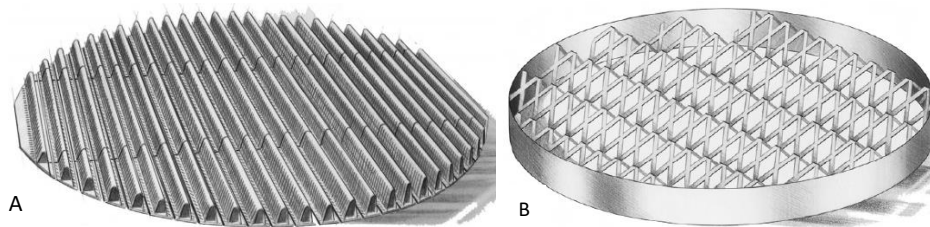


**Figura 6. Distribuidor de Roseta.**

### **2.1.3. PLATOS DE SOPORTE Y DE INYECCION DEL GAS**

Además de sostener el peso del relleno, los platos de soporte deben de estar diseñados para no restringir el flujo del líquido y del gas, ya que también sirven para distribuir ambas corrientes. El diseño de la placa de soporte afecta de forma significativa a la pérdida de carga en la columna y a su zona de operación estable. Pueden utilizarse dos tipos básicos: en contracorriente y con pasos separados para flujo de líquido y gas. Las placas con pasos separados pueden diseñarse con área libre hasta del 90% del área de la sección transversal de la columna. [Fig. 7]



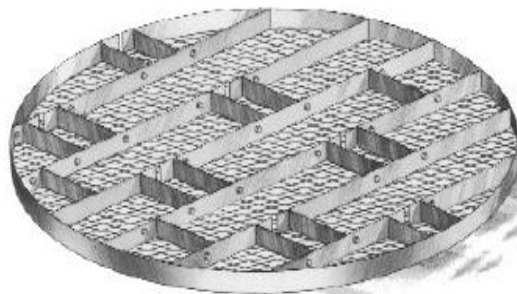


**Figura 7. Ejemplos de platos de soporte.**

KOCH-GLITSCH (2004). **A)** *Model 804 Random Packing Gas Injection Support Plate* **B)** *Model 824 Light Duty Random Packing Support Plate*[Fotografía]. Recuperado de [http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/prost/proceedings/distillation10/DA2010%20Sponsor%20Information/Koch%20Glitsch/Packed\\_Tower/Tower\\_Internals/Plastic\\_PTI.pdf](http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/prost/proceedings/distillation10/DA2010%20Sponsor%20Information/Koch%20Glitsch/Packed_Tower/Tower_Internals/Plastic_PTI.pdf)

#### 2.1.4. PLATOS DE SUJECCIÓN

Los platos de sujeción se colocan en la parte superior del relleno para evitar el desplazamiento, la dispersión o la expansión del lecho empacado a causa de elevadas caída de presión u oleadas de líquido. Se usan principalmente con relleno de cerámica, que puede romperse fácilmente, y con relleno de plástico, que puede flotar y salir del lecho. [Fig. 8]



**Figura 8. Ejemplo de plato de sujeción.**

KOCH-GLITSCH (2004). *Model TP805 Bed Limiter for Random Packing* [Fotografía]. Recuperado de [http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/prost/proceedings/distillation10/DA2010%20Sponsor%20Information/Koch%20Glitsch/Packed\\_Tower/Tower\\_Internals/Plastic\\_PTI.pdf](http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/prost/proceedings/distillation10/DA2010%20Sponsor%20Information/Koch%20Glitsch/Packed_Tower/Tower_Internals/Plastic_PTI.pdf)

#### 2.1.5. ELIMINADORES DE ARRASTRE

Al tener altas velocidades del flujo de gas, se corre el riesgo de acarrear pequeñas gotas de líquido las cuales al acumularse forman una niebla, esta puede eliminarse mediante eliminadores de niebla por los cuales fluye el gas colectando así todas las partículas de líquido. Los eliminadores son mallas entretejidas que pueden ser de materiales como alambre, teflón, polietileno, entre otros, poseen espacios del 98 o 99%, con aproximadamente 100 mm de espesor. [Fig. 9]



**Figura 9. Eliminador de niebla.**

Varun Engineering (2012). *Vane type mist eliminators* [Fotografía]. Recuperado de: [http://www.varunengg.com/vane\\_pack\\_chevron.html](http://www.varunengg.com/vane_pack_chevron.html)

### **2.1.6. EMPAQUES**

El criterio clave en el diseño de una columna empacada es la elección del material de relleno, el cual debe proporcionar un contacto eficaz entre las fases sin producir excesiva pérdida de presión. Se dispone de un gran número de rellenos comerciales donde cada uno posee ventajas específicas como pérdida de presión, peso, resistencia a la corrosión y área superficial. Los lechos de relleno se dividen en dos categorías: rellenos aleatorios y rellenos estructurados (geometría regular).

Para poder asegurar un contacto íntimo entre las fases (vapor y líquido), estos empaques van desde sólidos sencillos hasta formas geométricas complejas y costosas. Estos rellenos deben poseer de manera general las siguientes características:

- Debe tener una gran superficie humedecida por unidad de volumen de espacio empacado para que posea un área interfacial grande que favorezca la interacción de las fases.
- La fracción de espacios vacíos en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido transversalmente por la torre para tener bajas caídas de presión del gas.
- Promover la distribución uniforme del líquido en la superficie del relleno.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se involucren en el proceso.
- Ser resistente para permitir el fácil manejo e instalación.
- Para grandes torres empacadas, debe tener baja densidad a granel, ya que se pueden tener problemas de soporte.
- Tener un costo relativamente bajo.

Ningún empaque posee todas las cualidades, pero el método para empacar la torre es muy importante, ya que si el líquido y el gas no hacen contacto en todas las partes dentro de la torre, el empaque no es completamente efectivo. <sup>[5] [8] [12] [21]</sup>

## **2.2. EMPAQUES AL AZAR**

Los empaques al azar son aquellos que no tienen un orden de acomodamiento definido, ya que en el cuerpo de la columna se dejan caer en forma aleatoria. A lo largo del tiempo estos empaques se han utilizado con diferentes materiales como grava o pedazos de coque, estos materiales son baratos, pero no eran adecuados porque tienen una superficie muy pequeña y no permiten un adecuado flujo de gas y líquido. Actualmente se desarrollan empaques con diversas formas y tamaños, algunos con geometrías complejas, ya que se busca que posean una gran área superficial, lo que permite un mejor contacto entre fases, teniendo así mayores eficiencias en la separación de compuestos <sup>[21]</sup>.

### **2.2.1. TIPOS DE EMPAQUES AL AZAR**

A lo largo del tiempo se han desarrollado diferentes empaques de acuerdo a las exigencias de los procesos. En la primera generación de rellenos aleatorios se incluyen los anillos Raschig, que son de los tipos más antiguos, estos fueron desarrollados por Frederick Raschig, los cuales son cilindros huecos, el diámetro exterior es igual a su altura y va de ¼ a 4in o más. Normalmente son económicos, pero menos eficientes que otros ya que dirigen más líquido hacia las paredes de la torre, están disponibles en diferentes materiales.

Otro tipo perteneciente a la primera generación son las sillas Berl, las cuales fueron creadas a finales de los años 30's; estos empaques resultan ser más eficientes y con mejor distribución de líquido que los anillos Raschig, generan menor caída de presión, pero son más costosos y más frágiles.

La segunda generación se dio a finales de 1950 e inicios de 1970, en donde surgieron los anillos Pall que son la mejora de los anillos Raschig ya que generan menor caída de presión; estos son cilindros con paredes ranuradas y lenguas o costillas internas con altura y diámetro iguales. Estas características mejoran la distribución de líquido y aumentan el área libre.

Las sillas Intalox desarrolladas por Norton Company se consideran un tipo mejorado de las sillas Berl, ya que es uno de los empaques más eficientes debido a que dan un empaquetamiento uniforme, promueven el flujo de líquido eliminando las zonas estancadas, además generan menor caída de presión que los anillos Raschig o las sillas Berl. Su forma hace que sean más fáciles de fabricar, pero sus características las hacen más costosas. Las sillas Intalox y Berl se pueden conseguir en tamaños de ¼ a 3 in.

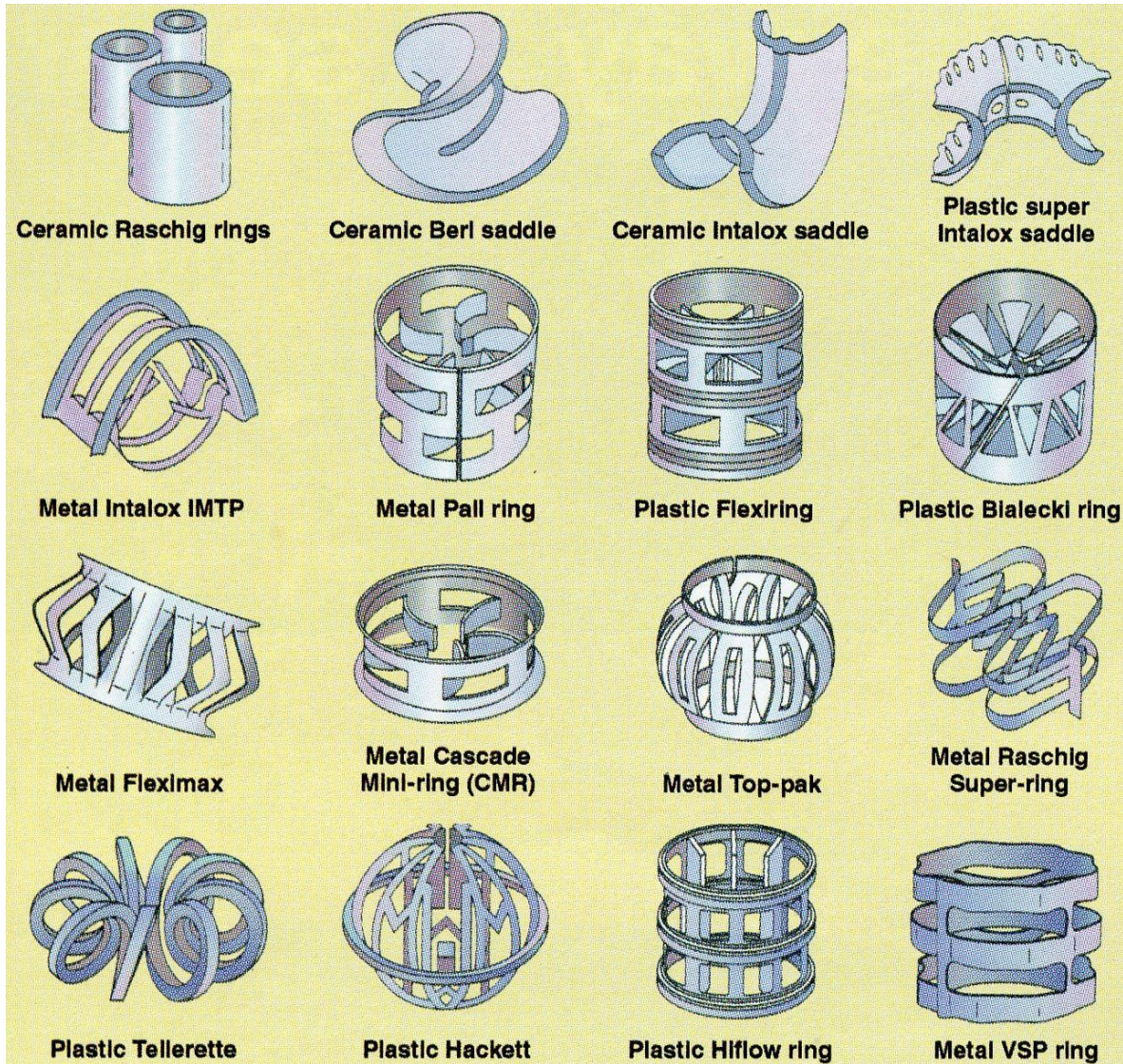
Los empaques que se consideran de tercera generación son los que se dan de 1970 hasta la fecha, los cuales han sido evoluciones o mejoras de generaciones anteriores. Los rellenos Super Intalox y HY-Pak, se pueden considerar tipos mejorados de los anillos Pall y las sillas Intalox respectivamente.

Un tipo de empaque aleatorio moderno que proporciona mejor desempeño es el Intalox Metal Tower Packing (IMTP), desarrollado por Norton Company a finales de 1970, el cual está



hecho solo de metal. Estos empaques son una combinación resultante de las sillas Berl, anillos Pall y el metal Tri-Pack (anillo Pall esférico).

A lo largo del tiempo han surgido diversos diseños de empaques con el fin de mejorar el rendimiento de los mismos, logrando así un proceso más eficiente, con mejor transferencia de masa y por lo tanto, una mejor separación. Ningún empaque posee todas las cualidades, pero el material y el método de empaque tienen una gran influencia en el funcionamiento de una columna. [Fig. 10]<sup>[8][12][13][18][20]</sup>



**Figura 10. Diferentes tipos de empaques al azar.**

Chemical Engineering. [Imagen]. Recuperado de:

<http://encyclopedia.che.engin.umich.edu/Pages/SeparationsChemical/DistillationColumns/DistillationColumns.html>

### 2.2.1.1. EMPAQUE IR – 15 (SULZER)

El empaque I-Ring es fabricado por la compañía Sulzer; es un relleno equivalente a los anillos IMTP (Norton Company), el cual está hecho de metal, el diseño de su geometría garantiza una baja retención de líquido y posee mejor capacidad en comparación con los anillos Pall.

Están disponibles en diferentes tamaños: #15, #25, #40, #50, #60, #70; pero el espesor y el tamaño puede ajustarse por la compañía en base a las necesidades de sus clientes. [Fig. 11]



Figura 11. Empaque I-Ring en diferentes tamaños.

Sulzer. [Imagen]. Recuperado de

<https://www.sulzer.com/es/Products-and-Services/Separation-Technology/Random-Packings>

En este caso nos enfocaremos a los anillos I-Ring #15 ya que la torre de destilación de empaque al azar del LEM de Ingeniería química contiene este tamaño de empaque. Sus características se presentan en la tabla 1, así como en las figuras 12 y 13:

I-Ring #15	
<b>Área superficial específica</b>	$305 \text{ m}^2/\text{m}^3$
	$93 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$
<b>Fracción de espacio vacío</b>	97 %
<b>Tamaño nominal</b>	15 mm

Tabla 1. Características propias del empaque I-R15 de Sulzer.

Recuperado de

<https://www.sulzer.com/es/Products-and-Services/Separation-Technology/Random-Packings>

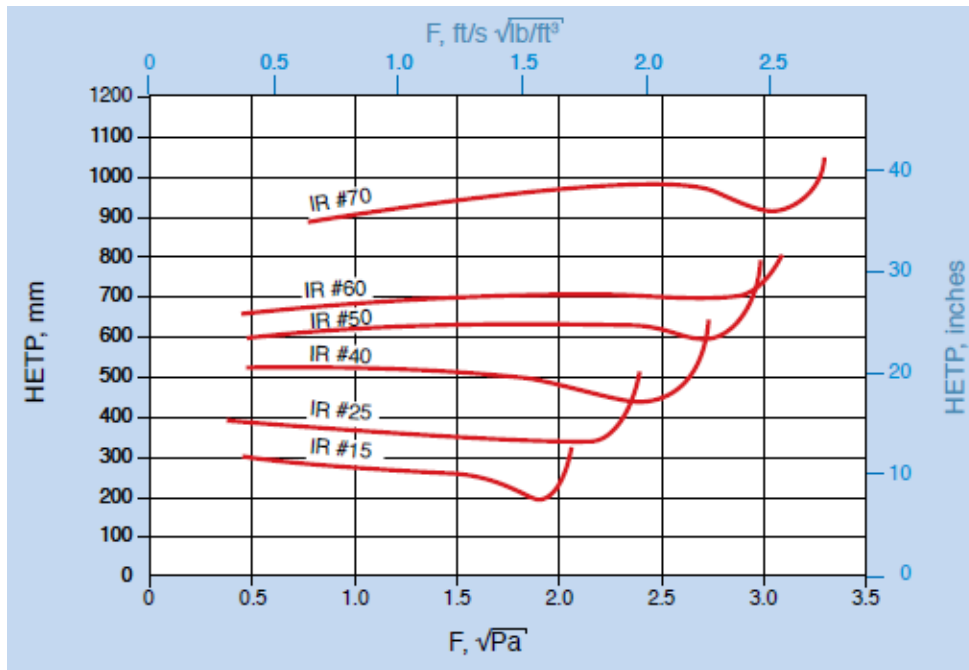


Figura 12. HETP (altura equivalente de un plato teórico) en función del parámetro de flujo para el empaque I- Ring. Sulzer. [Imagen]. Recuperado de <https://www.sulzer.com/es/Products-and-Services/Separation-Technology/Random-Packings>

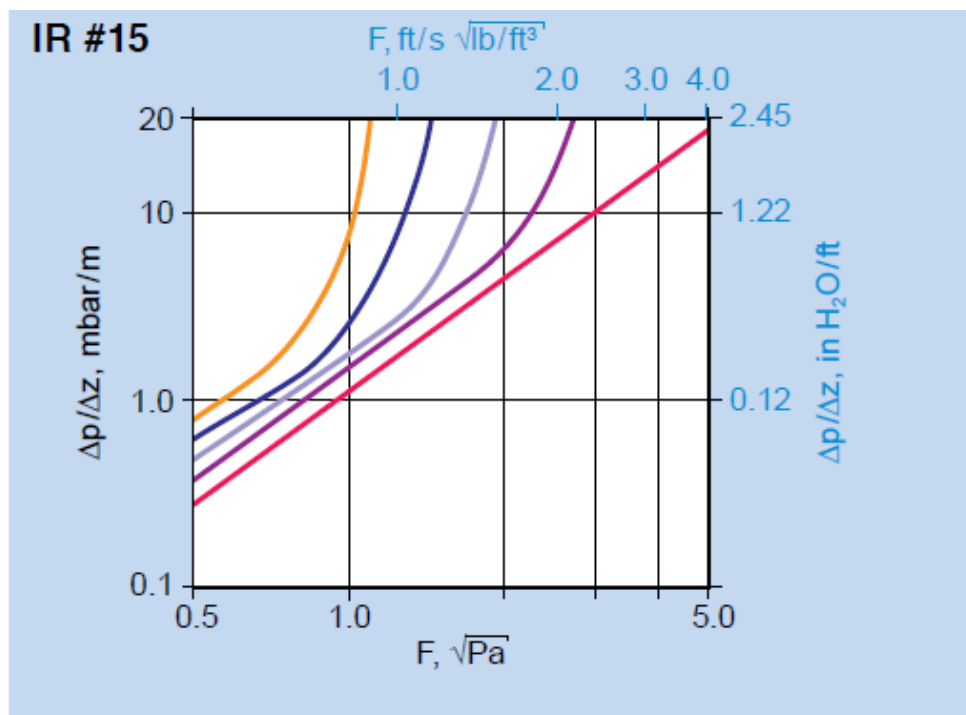


Figura 13. Caída de presión en función del parámetro de flujo para el empaque I- Ring #15. Sulzer. [Imagen]. Recuperado de <https://www.sulzer.com/es/Products-and-Services/Separation-Technology/Random-Packings>



### **2.2.2. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE EMPAQUES AL AZAR**

El material de empaque juega un papel importante, puesto que de esto depende que el contacto entre fases sea mayor. Los rellenos de silla y anillo están disponibles en una gran variedad de materiales: cerámicos, metales, plásticos y carbono. Los anillos metálicos y de plástico (propileno) son más eficientes que los anillos cerámicos, ya que es posible hacer las paredes más delgadas. La elección del material depende de la naturaleza de los fluidos a manejar, así como de la temperatura de operación. Los empaques de material cerámico son adecuados para sustancias corrosivas, pero no para alcalinos fuertes. Los empaques de plástico son solo adecuados a ciertas temperaturas, y no son adecuados para destilación en donde se implique la presencia de ciertos solventes orgánicos, o gases que contienen oxígeno. Los empaques metálicos son adecuados cuando hay inestabilidad, ya que los de material cerámico tienden a romperse con mayor facilidad y los rellenos de carbono no son aptos para atmósferas oxidantes <sup>[13] [21]</sup>.

### **2.2.3. EFICIENCIA DE EMPAQUES AL AZAR**

La eficiencia de los empaques al azar depende de diversos factores, uno de estos es el tamaño del empaque, el cual debe ser adecuado para las dimensiones de la columna, ya que si el relleno es muy grande y la columna pequeña puede provocar una mala distribución de líquido. La fracción de espacios vacíos del material de relleno debe permitir el paso de los volúmenes de fluido sin inundación y sin generar alta caída de presión del gas.

La retención e irrigación de líquido también influyen, ya que a mayor retención, el líquido permanecen más tiempo en un solo punto, lo que puede provocar acumulación, teniendo como consecuencia una mala distribución, menor irrigación y menor eficiencia; por lo tanto se debe cuidar que el líquido moje perfectamente la superficie del relleno.

El tamaño y tipo de empaque es importante debido a que se debe de disponer de grandes áreas específicas y superficies interfaciales grandes, ya que esto permite un mayor contacto entre las fases y por consiguiente una mejor transferencia de masa. Cuando el empaque es pequeño se ofrecen superficies específicas mayores.

## **2.3. FACTORES QUE INFLUYEN EN EL DESEMPEÑO DE UNA TORRE EMPACADA**

### **2.3.1. CAÍDA DE PRESION EN COLUMNAS EMPACADAS**

Las torres empacadas poseen en su interior diferentes elementos que son necesarios para que el proceso se lleve a cabo de manera eficiente, debido a esto, los componentes deben diseñarse de tal manera que no se presente una restricción importante en el adecuado flujo de las fases.

Los empaques, al ocupar el mayor espacio dentro de las columnas se convierten en un factor determinante en la caída de presión ya que ocasionan una resistencia en las fases a fluir libremente. El líquido no presenta una resistencia importante ya que este fluye por efecto de la

gravedad, a menos que el empaquetamiento no este adecuadamente distribuido y provoque estancamientos por consecuencia de la disminución de espacios libres.

### 2.3.1.1. CAÍDA DE PRESIÓN EN EMPAQUE SECO

La caída de presión es un parámetro de diseño de las columnas empacadas puesto que es una base para determinar la capacidad de la misma. En este caso no se tiene presencia de líquido, simplemente se maneja un flujo de gas, que al interactuar con el empaque causa un rozamiento y un cambio de dirección del mismo flujo, esto da como resultado una pérdida de carga o caída de presión, la cual es menor que con un caudal de líquido presente <sup>[13]</sup>.

### 2.3.1.2 CAÍDA DE PRESIÓN EN EMPAQUE HÚMEDO

Cuando una fase líquida fluye a través del lecho empacado, el gas es forzado a ascender a contracorriente con el líquido, causando así una diferencia de presiones (caída de presión) con respecto a dos puntos dentro de la sección empacada. La caída de presión está en función de la velocidad de flujo del gas y líquido, densidad de las fases, la capacidad, el diámetro (en columnas menores a 1m), material y espesor de empaque, así como de la fricción en la superficie del mismo. A medida que el flujo de líquido aumenta, la caída de presión del gas aumenta ya que el área transversal por donde éste circula sufre una reducción debido a la mayor presencia de líquido. La caída de presión del gas se modifica por los flujos de ambas fases.

En la figura 14 de caída de presión en función del flujo másico del gas para un flujo a contracorriente y empaque al azar se muestra el comportamiento hidráulico para una torre empacada de acuerdo a distintos flujos fijados de líquido.

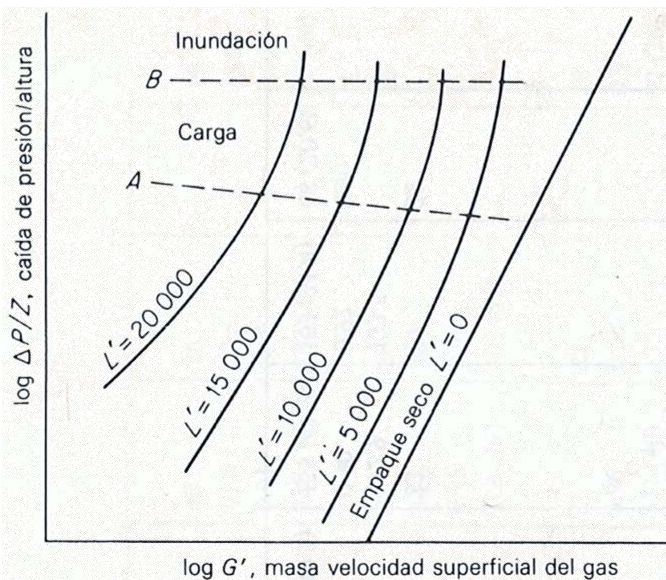


Figura 14. Caída de presión en función del flujo másico del gas para un flujo a contracorriente y empaque al azar <sup>[21]</sup>.



En la primera zona, la cual comprende del inicio de la curva hasta el punto A, la cantidad de líquido es adecuada con respecto a los cambio del flujo de gas, donde el área transversal libre es apropiada para que el gas pase libremente, donde la pérdida de presión es debida solo a la fricción que ejercen los flujos sobre la superficie del empaque. Esta caída de presión es muy parecida a la obtenida con el empaque seco y por lo tanto la pendiente resultante en ambas curvas es similar.

Posteriormente, a medida que los flujos de ambas fases aumentan y llegamos al punto A, en donde la presencia de líquido hace que se reduzca el área de flujo y que la caída de presión aumente rápidamente; esto se debe a que parte de la energía de la corriente de gas se utiliza para poder fluir en contracorriente con la cantidad de líquido, dando como consecuencia una acumulación en ciertas partes de la columna. Esta zona entre el punto A y B, es llamada zona de carga, en la cual se aprecia un cambio de pendiente de la línea del líquido.

Finalmente, si seguimos aumentado los flujos, llegamos al punto B donde el líquido reduce aún más el área libre por donde fluye el gas, incrementando drásticamente la caída de presión del gas, por lo tanto se tiene una rápida acumulación de líquido, dándose la inundación de la torre. Al llegar a este punto la pendiente de la línea sufre un nuevo cambio donde la línea se vuelve totalmente recta, dando lugar a la zona de inundación.

Para diseñar torres, se debe tomar en cuenta siempre que la caída de presión en cualquier punto no exceda un valor máximo recomendado, por lo que se utilizan velocidades del gas de un 50 a 75% de la velocidad de inundación de acuerdo con el flujo de líquido lo que asegura una operación estable por debajo del punto de carga, porque no es favorable operar una columna inundada.<sup>[6] [7] [9] [17] [20] [21]</sup>

### **2.3.2. ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO (HETP)**

Dentro de las columnas de platos las etapas están representadas por cada plato, pero en las torres empacadas éstas no se pueden visualizar de manera directa, por lo tanto hay que obtener una equivalencia, la cual se denomina altura equivalente de un plato teórico: HETP (siglas en ingles).

HETP se puede definir como la altura de empaque o lecho de relleno necesaria para realizar el trabajo de separación que sea equivalente a un plato teórico o etapa teórica de transferencia de masa, por lo tanto, también es un indicador de la eficiencia del empaque, donde dicha eficiencia es inversamente proporcional a HETP (menor valor de HETP, mayor eficiencia).

$$HETP = \frac{\text{Altura total de relleno}}{\text{número de platos teóricos}}$$

La altura equivalente de un plato teórico (HETP) varía con propiedades físicas como presión, temperatura, composición, densidad, viscosidad, difusividad y tensión superficial; también está en función de factores hidrodinámicos como tiempo de contacto, flujo y turbulencia de las

fases. Debido a que todos estos factores tienen una influencia en el comportamiento de la columna empacada, la HETP debe ser característica de cada empaque y sistema.

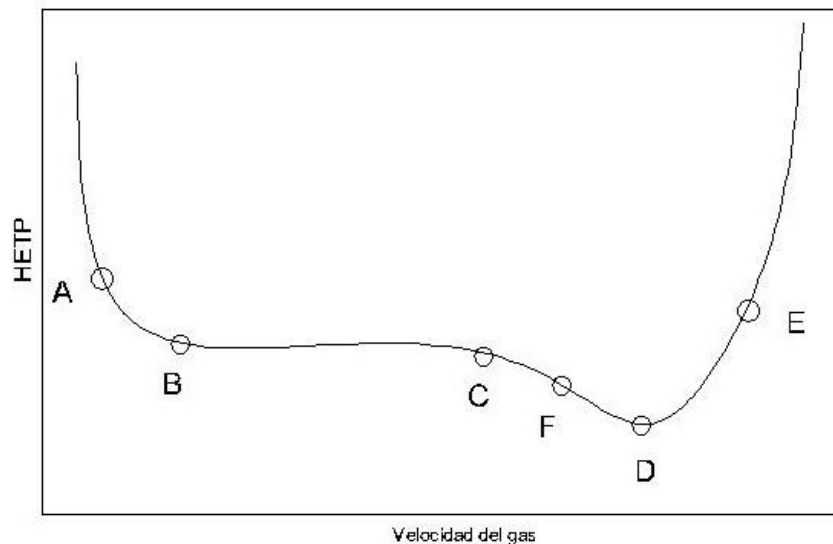


Figura 15. Curva típica de HETP en función de la velocidad del gas.

En la figura 15, se representa la eficiencia de una columna empacada en función de la velocidad del gas. Antes de A se tiene una zona de mala distribución debido a que las velocidades tanto del gas como del líquido son bajas, y por lo tanto la eficiencia disminuye (valores altos de HETP). El punto A es equivalente a la tasa mínima de gas que permite una buena eficiencia del empaque y una mejor distribución de las fases en el interior de la columna; en la región comprendida entre B y C la altura equivalente de un plato teórico es independiente de las velocidades del líquido y gas, por lo que se genera un amplio rango de operación a una eficiencia constante, esta zona es llamada pre carga.

Si seguimos aumentando la velocidad del gas, al llegar al punto de carga (C) se incrementa el contacto entre las fases así como la transferencia de masa, por lo tanto los valores de HETP comienzan a disminuir hasta el punto D, el cual representa la máxima eficiencia (HETP mínimo). Pero al seguir aumentando la carga de gas, se va originando una acumulación y arrastre de líquido lo que conlleva a la disminución de la eficiencia. En el punto E el volumen de líquido es mucho mayor, dando lugar a una operación inestable, y como consecuencia la inundación.

La zona de carga (C-D) se considera como el mejor rango de eficiencia que la torre puede presentar, por esta razón F es el valor máximo que se utiliza en el diseño ya que representa el 87% de la capacidad máxima; el valor mínimo de HETP no se utiliza como criterio para el diseño ya que en este punto se puede pasar de manera repentina de un estado normal a la inundación. <sup>[8] [11] [12] [17] [21]</sup>

### 2.3.2.1. MÉTODO DE McCABE -THIELE

El método de McCabe –Thiele es un procedimiento gráfico, el cual es usado como una base del diseño de equipos de destilación, ya que ayuda a visualizar de manera general la relación entre la composición, flujos molares de las fases, relación de reflujo, la condición de alimentación, así como la presión de operación.

En este método se representan de manera conjunta los balances de materia que dan como resultado la línea de operación, y las relaciones de equilibrio del cual se genera la curva de equilibrio (diagrama X-Y); todo esto para obtener el número de etapas necesarias en la separación de una mezcla binaria.

En la mayoría de los casos de destilación los flujos molares de las fases se consideran constantes a lo largo de la columna, lo que da como resultado líneas de operación rectas, o de lo contrario se debe conocer la variación de los flujos internos y su concentración. Para que los flujos molares se puedan considerar constantes, se establece lo siguiente:

- El calor latente de vaporización para los componentes son aproximadamente iguales.
- El calor de mezcla y las variaciones del calor sensible del líquido son despreciables.
- Las pérdidas de calor en las etapas es despreciable (operación adiabática).

Para realizar el procedimiento gráfico (McCabe- Thiele) se necesita conocer en general lo siguiente:

- Condición térmica de la alimentación (Fig. 15).
- Fracción mol en la alimentación, domo y fondo de la torre.
- Relación de reflujo.
- La presión de operación de la columna (constante).
- Tipo de condensador (esto delimita la composición del vapor y del líquido en la etapa superior de la columna).

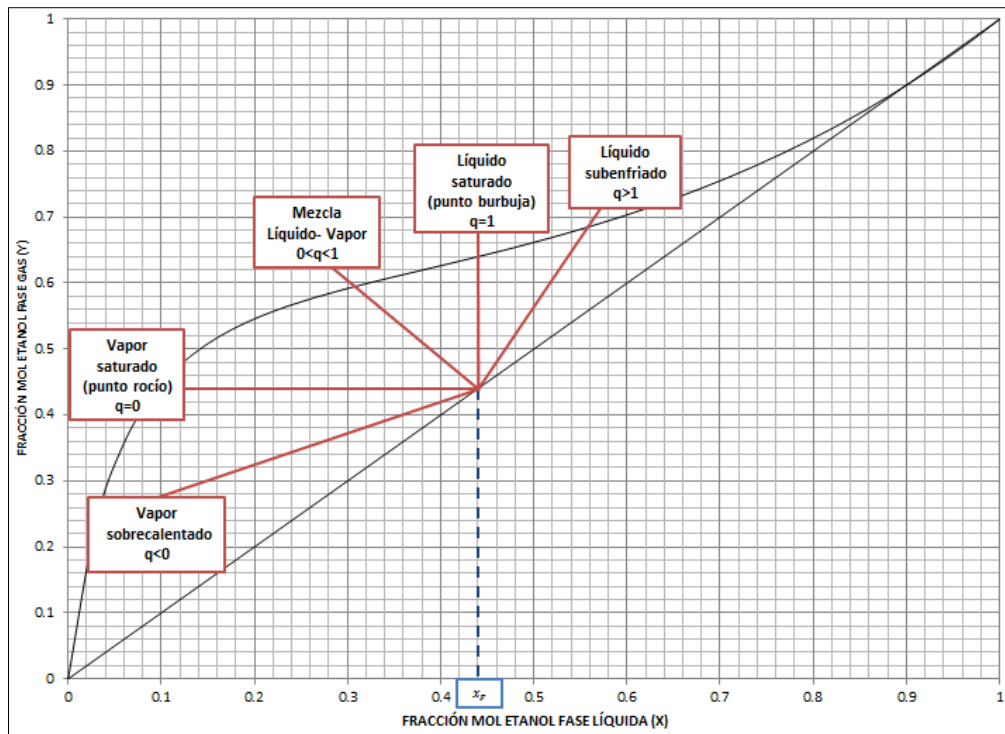


Figura 15. Diferentes casos de condición térmica de alimentación.

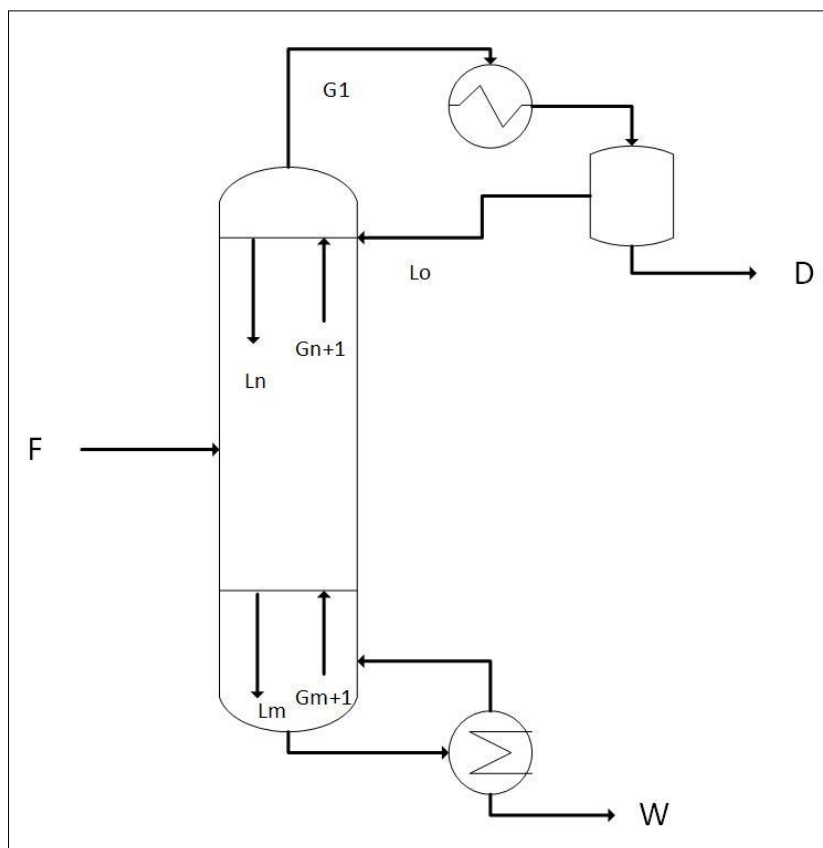


Figura 16. Balance de materia en una columna de destilación.

Para trazar las líneas de operación en el diagrama es necesario dividir la columna en dos secciones y realizar el balance de materia para cada una. La primera sección se le denomina zona de enriquecimiento la cual se encuentra por encima de la línea de alimentación, la segunda es la zona de agotamiento que se sitúa por debajo de la alimentación [Fig. 16 y 17]:

- **Balance de materia zona de enriquecimiento**

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

$$G_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D$$

La ecuación de la línea de operación de la sección de enriquecimiento:

$$y_{n+1} = \frac{L_nx_n}{G_{n+1}} + \frac{Dx_D}{G_{n+1}}$$

Si la relación de reflujo es:

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

Se obtiene:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

- **Balance de materia zona de agotamiento**

$$L_m = G_{m+1} + W$$

$$L_mx_m = G_{m+1}y_{m+1} + Wx_W$$

La ecuación de la línea de operación de la sección de agotamiento:

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{G_{m+1}} - \frac{Wx_W}{G_{m+1}}$$

Al aumentar la relación de reflujo, las líneas de operación se acercan a la línea de 45°, dando menos etapas teóricas, mientras que al disminuir dicha relación, las líneas de operación se acercan a la curva de equilibrio, aumentando así el número de etapas requeridas.

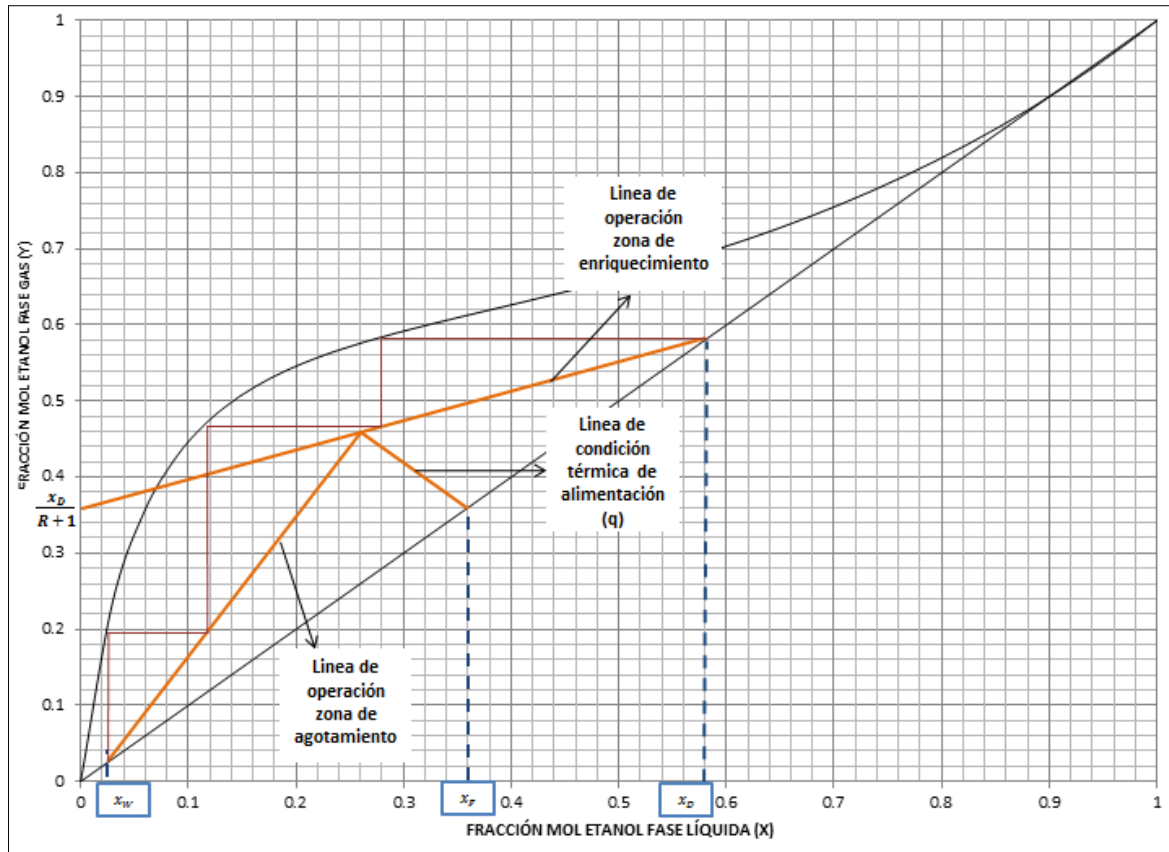


Figura17. Diagrama de McCabe- Thiele para una relación de reflujo y condición térmica de alimentación.

Para una condición de reflujo total (Fig. 18), la relación de reflujo es infinita y la pendiente de la línea de operación aumenta hasta que es igual a 1, por lo que coincide con la línea de 45°. En este caso, todo el destilado se condensa en el tanque del domo y todo el producto del fondo se vaporiza en el rehervidor, posteriormente ambas corrientes se retornan a la columna, pero deteniendo la alimentación nueva. Esto nos lleva a afirmar lo siguiente:

$$F, D, W = 0$$

Por lo tanto, el destilado obtenido en forma de gas es igual al valor del reflujo que se alimenta en la parte superior de la columna, por lo tanto a lo largo de la columna se cumple (flujos molares de vapor y líquido iguales):

$$L = G$$

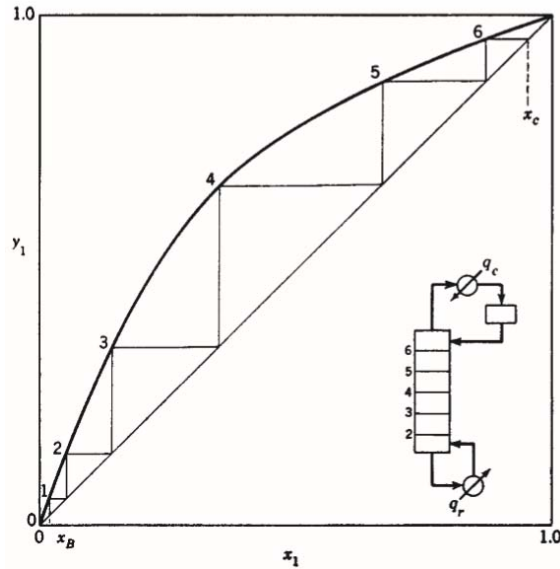


Figura 18. Diagrama de McCabe- Thiele para una condición de reflujo total. <sup>[16]</sup>

Para una operación a reflujo total, el número de etapas teóricas resultantes es el mínimo requerido para realizar la separación. <sup>[8][14][21]</sup>

### 2.3.3. DISTRIBUCIÓN DE LÍQUIDO

El rendimiento satisfactorio de una columna depende de mantener una circulación uniforme del líquido a través de la misma. Una de las desventajas de este tipo de torres, es la dificultad para obtener una buena distribución de líquido dentro de este equipo particularmente cuando se tienen diámetros grandes o columnas muy altas. Las causas de una mala distribución son las siguientes:

- 1) El distribuidor no reparte el líquido uniformemente a través de la sección transversal del lecho.
- 2) El líquido fluye más fácilmente hacia la pared de la columna. El resultado es la formación de canalizaciones a lo largo de la pared que puede acentuarse por la condensación de vapores debido a pérdidas de calor por la columna.
- 3) Variaciones de la fracción de huecos debido a que el relleno no ha sido apropiadamente instalado.
- 4) La alineación vertical de la columna no es la correcta.

Si no se da una adecuada distribución de líquido en la parte superior de la columna, se tendrán zonas grandes de empaque seco, el cual no es efectivo para la transferencia de masa, donde también se ve afectado el rendimiento de la separación. A pesar de que se rocié perfectamente el líquido en la parte superior, este tiende a tomar caminos preferenciales a través del empaque o a moverse hacia la pared de la columna, causando que algunas regiones tengan alto flujo de líquido, bajo paso de vapor, y como consecuencia una disminución en la separación; aunado a esto las velocidades de vapor y líquido tienen una gran influencia en la distribución de las

fases. La migración de líquido hacia la pared, también resulta favorecida por los valores bajos de la razón entre el diámetro de la columna y del relleno.

Estos problemas pueden resolverse añadiendo redistribuidores de líquido cada 3 a 4 metros, llevar a cabo un acomodamiento de empaque lo mejor distribuido posible, escoger el tamaño adecuado de empaque de acuerdo a la altura y diámetro de la torre, y por último instalar deflectores laterales. <sup>[6] [17]</sup>

#### **2.3.4. PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN UNA TORRE EMPACADA**

Determinar el mejor rango de valores de los parámetros de operación de una torre empacada es de suma importancia ya que de esto depende que tan eficiente y estable será nuestro proceso de separación. Los parámetros que influyen en el comportamiento de la columna empacada y de los cuales se desprenden una serie de variables son los flujos de líquido y de gas. Dichos flujos están determinados por la capacidad de la columna, ya que ésta solo podrá procesar una cierta cantidad de alimento por unidad de tiempo.

Como ya sabemos, el tamaño y características de los empaques determinan el espacio libre de flujo de ambas fases, si los caudales y velocidades de líquido y vapor son bajos no habrá una caída de presión considerable pero los fluidos tomarán caminos preferenciales y el contacto no será uniforme en toda la torre, además no se podrá generar una turbulencia necesaria para realizar una adecuada transferencia de masa. En caso contrario, al tener altas velocidades de gas se puede tener un constante movimiento o desacomodo de los empaques y también se puede generar un arrastre de líquido en forma de pequeñas gotas inmersas en la fase gaseosa.

A medida que los caudales aumentan la pérdida de presión del gas aumenta ya que hay un mayor rozamiento con la superficie del relleno y el líquido descendente. Al llegar al punto en el que los flujos son demasiado altos para la capacidad de la columna, el espacio libre de los empaques se reduce aún más, generando un aumento significativo de la pérdida de carga del gas, dando lugar a capas de líquido sobre los empaques y un flujo de gas no continuo, lo que lleva rápidamente al punto de inundación. Este comportamiento no es adecuado para la operación ya que la eficiencia de las etapas cada vez se hace menor dando como consecuencia una transferencia de masa insuficiente, además se puede alcanzar el punto en el que la caída de presión se iguale a la carga de gravedad en el flujo de líquido provocando que este no pueda descender a través del relleno. Otro factor importante es el tiempo de contacto en la superficie del empaque, en donde se debe encontrar un rango favorable, ya que caudales altos proporcionan mayor tiempo de residencia, pero el resultado conlleva a lo expuesto anteriormente.

Además del flujo de alimentación se debe considerar el valor del reflujo, que al hacer el balance, el total resultante tiene que ajustarse al caudal permitido por la torre empacada. Esta relación de reflujo debe proporcionar un grado de separación aceptable, obteniendo un destilado con mayor grado de pureza.



Para asegurar un buen funcionamiento del equipo de contacto, tenemos un parámetro importante mencionado en la literatura, que es manejar caudales de 50 a 80% menores que el límite de anegamiento, además debemos tomar en cuenta que es mejor realizar el trabajo de separación por debajo de la zona de carga ya que nos brindara un humedecimiento y contacto homogéneo en toda la superficie del empaque a un nivel de eficiencia idóneo para el proceso.

[8]

### 3. CORRELACIONES APLICADAS AL EMPAQUE IR-15

#### 3.1. CAÍDA DE PRESIÓN

Existen diversas correlaciones que nos ayudan a obtener la caída de presión, pero ninguno se adecua completamente a las características propias de los empaques, ya que cada diseño posee diferente forma y tamaño, el cual le proporciona distintas propiedades hidráulicas. Para el cálculo de la caída de presión dentro de una torre empacada al azar se desarrollaron ecuaciones que no podían adaptarse a diferentes sistemas, sin embargo, existen otros métodos de cálculo que se basan en condiciones experimentales propias de cada sistema y pueden funcionar para condiciones de operación específicas.

Sulzer propuso un método de cálculo para los empaques al azar I- Ring para tamaños de #15 a #70, el cual es aplicable a diferentes sistemas con diversas propiedades físicas. El modelo matemático fue adaptado para este tipo de relleno ya que originalmente se desarrolló para empaques estructurados. Éste se obtuvo a partir de datos experimentales en sistemas aire-agua a contracorriente en altas y medianas cargas de líquido, así como pruebas de destilación con mezclas de ensayo estándar bajo condiciones de reflujo total <sup>[10]</sup>.

La figura 19 es una adaptación del modelo de Spiegel y Meier (utilizado para representar el comportamiento hidráulico de empaques estructurados) el cual se tomó en cuenta para determinar la caída de presión y que se describirá a continuación:

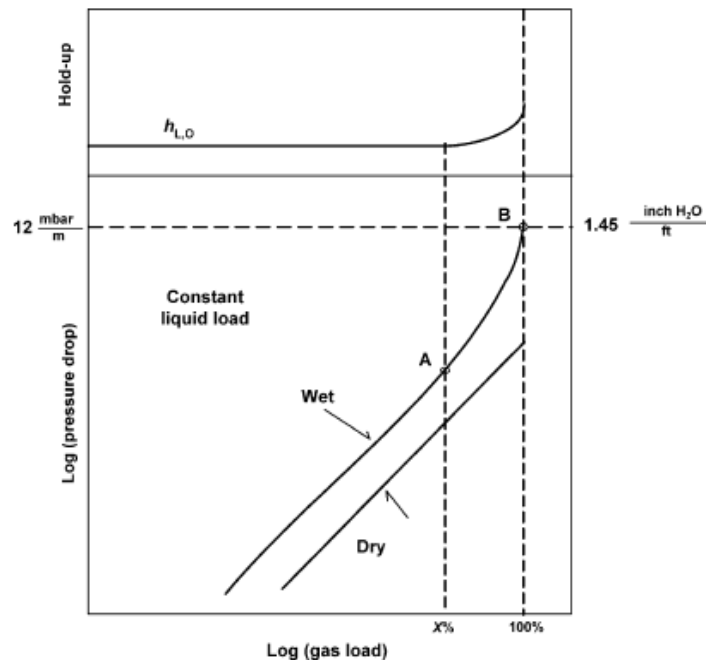


Figura 19. Adaptación del modelo de Spiegel y Meier (Utilizado para representar el comportamiento hidráulico de empaques estructurados) <sup>[10]</sup>.

La parte superior del gráfico muestra la relación que existe entre la acumulación de líquido y la carga de gas. Debajo del punto A, se tienen bajos caudales de gas y el almacenamiento de líquido está en función de la velocidad de líquido y pero es independiente de la velocidad del gas; el punto A es llamado “punto de carga”, por lo tanto hasta antes de esta zona calculamos la razón de caída de presión de manera similar como sugiere Billet y Schultes <sup>[10]</sup>.

$$(1) \quad \Delta P / \Delta P_0 = (1 - h_L)^{-1.5} 10^{0.004 w_L}$$

Dónde:

$\Delta P =$  Caída de presión en empaque seco

$\Delta P_0 =$  Caída de presión en empaque húmedo

$h_L =$  Líquido retenido

$w_L =$  Velocidad del líquido

El primer término involucra la acumulación de líquido en el espacio disponible para el flujo de gas, el segundo término considera el incremento de área interfacial repentina debido al patrón de flujo del líquido.

La condición máxima de operación hidráulica está definida por el punto B, donde la caída de presión es  $12 \text{ mbar } m^{-1}$ . Una vez teniendo estos dos puntos, el comportamiento de los mismos es determinado por un polinomio de tercer grado, además la primera derivada tiene que coincidir con la pendiente de la curva de caída de presión debajo del punto de carga, mientras que la segunda derivada tiene que ser igual a cero. Para calcular la caída de presión seca se utiliza la siguiente ecuación <sup>[10]</sup>:

$$(2) \quad \Delta P_0 / dz = K \rho_G w_G^2 = K F_V^2$$

Dónde:

$\Delta P_0 =$  Caída de presión en empaque húmedo

$dz =$  Altura de lecho empacado

$K =$  Factor de pared

$\rho_G =$  Densidad del gas

$w_G =$  Velocidad del gas

$F_V =$  Parámetro de flujo

Los resultados reportados en el artículo muestran que la caída de presión aumenta con el incremento del flujo de gas para una carga de líquido constante, y viceversa. Al hacer la

comparación de la capacidad y caída de presión que fueron calculados la correlación y los obtenidos a partir de los datos experimentales se tiene un porcentaje de error entre 4 y 20%.

Para determinar el valor del factor de pared ( $K$ ) se puede utilizar la ecuación propuesta por Billet y Schultes<sup>[3]</sup>, la cual está en función de la superficie geométrica y el espacio vacío de los empaques de la columna:

$$(3) \quad \frac{1}{K} = 1 + \frac{2}{3} \frac{1}{1-\varepsilon} \frac{d_p}{d_s}$$

Dónde:

$K = \text{Factor de pared}$

$\varepsilon = \text{Fracción de espacios vacíos}$

$d_p = \text{Diámetro de partícula}$

$d_s = \text{Diámetro de la torre}$

### 3.2. COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE MASA

El cálculo de los coeficientes de transferencia de masa es un factor primordial en el análisis de la eficiencia de la columna, ya que representan la rapidez con la que se alcanza el equilibrio, y por ende, determinan el grado de separación. Estos coeficientes están basados en la diferencia de concentraciones; dependen de factores como las cargas de gas y de líquido, la difusividad, propiedades físicas de las fases (viscosidad, densidad, tensión superficial), así como de las características de cada tipo de empaque, en donde la más importante es el área disponible para que se lleve a cabo el contacto entre las fases.

Los coeficientes individuales hacen referencia a la transferencia de masa que se da en la interfase a través de una única fase. Las concentraciones en este punto generalmente no son posibles de determinar por lo que se tiene que recurrir a diferentes modelos empíricos. Existen diferentes correlaciones que se utilizan para predecir el valor de los coeficientes de transferencia de masa, sin embargo no todas se adaptan a los diferentes tipos de relleno. El método de cálculo proporcionado por Billet y Schultes<sup>[3]</sup> puede ser aplicado tanto para empaques al azar, así como estructurados con un alto grado de confiabilidad, ya que está diseñado con base en la experimentación en distintos sistemas de prueba y empaques.

En el caso de las columnas empacadas, el área interfacial que es donde se logra el equilibrio, no se puede obtener de manera precisa, por lo tanto se utilizan coeficientes volumétricos de transferencia de masa, los cuales se expresan como el producto entre área interfacial y el coeficiente individual, ya que la velocidad de transferencia está basada en la unidad de volumen y no en el área<sup>[15]</sup>.

Los coeficientes volumétricos individuales de transferencia de masa para la fase gas y líquida se calculan a partir de las siguientes correlaciones <sup>[3]</sup>:

- **Fase líquida**

$$(4) \quad \beta_L a_{Ph} = C_L 12^{1/16} \bar{u}_L^{1/2} \left(\frac{D_L}{d_h}\right)^{1/2} a \left(\frac{a_{Ph}}{a}\right)$$

Dónde:

$\beta_L a_{Ph}$  = Coef. volumétrico ind. de transf. de masa fase líquida

$C_L$  = Factor de capacidad del líquido

$\bar{u}_L$  = Velocidad media efectiva

$D_L$  = Difusividad del líquido

$d_h$  = Diámetro hidráulico

$a_{Ph}$  = Área interfacial específica

$a$  = Área superficial específica

- **Fase gas**

$$(5) \quad \beta_G a_{Ph} = C_G \frac{1}{(\varepsilon - h_L)^{1/2}} \frac{a^{3/2}}{d_h^{1/2}} D_G \left(\frac{w_G}{a v_G}\right)^{3/4} \left(\frac{v_G}{D_G}\right)^{1/3} \left(\frac{a_{Ph}}{a}\right)$$

Dónde:

$\beta_G a_{Ph}$  = Coef. volumétrico ind. de transf. de masa fase gas

$C_G$  = Factor de capacidad del gas

$\varepsilon$  = Fracción de espacios vacíos

$h_L$  = Líquido retenido

$d_h$  = Diámetro hidráulico

$a_{Ph}$  = Área interfacial específica

$a$  = Área superficial específica

$D_G$  = Difusividad del gas

$w_G$  = Velocidad del gas

$v_G$  = Viscosidad cinemática del gas

El área interfacial específica entre las fases y el diámetro hidráulico están definidos por <sup>[3]</sup>:

$$(6) \quad \frac{a_{ph}}{a} = 1.5(ad_h)^{-0.5} \left(\frac{w_L d_h}{\nu_L}\right)^{-0.2} \left(\frac{w_L^2 \rho_L d_h}{\sigma_L}\right)^{0.75} \left(\frac{w_L^2}{g d_h}\right)^{-0.45}$$

Dónde:

$w_L =$  Velocidad del líquido

$\nu_L =$  Viscosidad cinemática del líquido

$\rho_L =$  Densidad del líquido

$\sigma_L =$  Tensión superficial del líquido

$g =$  Gravedad

$d_h =$  Diámetro hidráulico

$a_{ph} =$  Área interfacial específica

$a =$  Área superficial específica

$$(7) \quad d_h = 4 \frac{\varepsilon}{a}$$

Dónde:

$d_h =$  Diámetro hidráulico

$\varepsilon =$  Fracción de espacios vacíos

Las constantes específicas del empaque y el líquido retenido se obtienen a partir de las ecuaciones para el caso particular del empaque I-Ring, las cuales están basadas en este mismo método de cálculo proporcionado por Billet y Schultes <sup>[10]</sup>.

- Líquido retenido:

$$(8) \quad h_L = K w_L^{0.59}$$

$h_L =$  Líquido retenido

$K =$  Factor de pared

$w_L = \text{Velocidad del líquido}$

- Factor de capacidad del líquido:

$$(9) \quad C_L = w_L \left( \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5}$$

$C_L = \text{Factor de capacidad del líquido}$

$w_L = \text{Velocidad del líquido}$

$\rho_L = \text{Densidad del líquido}$

$\rho_G = \text{Densidad del gas}$

- Factor de capacidad del gas:

$$(10) \quad C_G = w_G \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5}$$

$C_G = \text{Factor de capacidad del gas}$

$w_G = \text{Velocidad del gas}$

$\rho_L = \text{Densidad del líquido}$

$\rho_G = \text{Densidad del gas}$

### 3.3. COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Los coeficientes globales pueden ser determinados en base a los coeficientes individuales de las dos fases ya que la resistencia total de transferencia de materia es la suma resultante de las resistencias individuales<sup>[1]</sup>.

Cuando hay una dependencia lineal entre las concentraciones de las dos fases y una condición de reflujo total, se tiene como resultado una línea de equilibrio recta, por lo tanto el valor de la pendiente es constante a largo de la unidad de separación, en este caso las ecuaciones que se utilizaran para el cálculo de los coeficientes volumétricos globales son<sup>[15]</sup>:

- Fase gas

$$(11) \quad \frac{1}{\beta_{OG} a_{Ph}} = \frac{1}{\beta_G a_{Ph}} + \frac{m'}{\beta_L a_{Ph}}$$

Dónde:

$$\beta_{OG}a_{Ph} = \text{Coef. vol. global de transf. de masa de la fase gas}$$

$$\beta_G a_{Ph} = \text{Coef. volumétrico ind. de transf. de masa fase gas}$$

$$\beta_L a_{Ph} = \text{Coef. volumétrico ind. de transf. de masa fase líquida}$$

$$m' = \text{Pendiente de la línea de equilibrio del sistema}$$

- **Fase líquida**

$$(12) \quad \frac{1}{\beta_{OL}a_{Ph}} = \frac{1}{m' \beta_G a_{Ph}} + \frac{1}{\beta_L a_{Ph}}$$

Dónde:

$$\beta_{OL}a_{Ph} = \text{Coef. vol. global de transf. de masa de la fase líquida}$$

$$\beta_G a_{Ph} = \text{Coef. volumétrico ind. de transf. de masa fase gas}$$

$$\beta_L a_{Ph} = \text{Coef. volumétrico ind. de transf. de masa fase líquida}$$

$$m' = \text{Pendiente de la línea de equilibrio del sistema}$$

Cuando se tiene una curva de equilibrio donde la variación de la concentración no es proporcional, no es necesario utilizar el coeficiente global ya que el valor de la pendiente será diferente en cada posición de la unidad de separación. Pero los resultados experimentales suelen expresarse como coeficientes globales incluso cuando no se tiene una dependencia lineal; en este caso la pendiente es el resultado de un valor promedio de todas las pendientes de la curva de equilibrio <sup>[1][16]</sup>. Estas variaciones en el equilibrio pueden tener un efecto en el valor del coeficiente global y una gran influencia a la hora del diseño del equipo.

### 3.4. ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO

Para el cálculo de la altura equivalente de un plato teórico existen diversas correlaciones que pueden depender de las características de un tipo de empaque, así como de las propiedades físicas de la mezcla de los componentes del sistema, coeficientes de transferencia de masa, velocidades superficiales y flujos molares de las fases.

Wagner y sus colaboradores desarrollaron un modelo, el cual está basado en resultados experimentales de diferentes sistemas binarios (uno en particular es la mezcla Etanol- Agua) para predecir la eficiencia de distintos tipos de empaque: IMTP, anillos Pall, anillos Raschig, Nutter, CMR y Fleximax; las desviaciones en los resultados no sobrepasan el 33%. La altura equivalente de un plato teórico se obtiene a partir de la siguiente ecuación <sup>[23]</sup>:



$$(13) \quad HETP = C_{pk} \frac{dz^{0.5}}{a} \left( \frac{\pi(\varepsilon - h_L)w_G}{4D_G} \right)^{0.5} \left( 1 + \left( \frac{h_L D_G M_{prL} \rho_G}{(\varepsilon - h_L) D_L M_{prG} \rho_L L'} \frac{G'}{L'} \right)^{0.5} \right) \left( \left( \frac{1 - \varepsilon + h_L}{1 - \varepsilon} \right)^{\frac{2}{3}} - 1 \right)^{-1}$$

Dónde:

$C_{pk}$  = Constante característica de empaque

$dz$  = Altura de lecho empacado

$a$  = Área superficial específica

$\varepsilon$  = Fracción de espacios vacíos

$h_L$  = Líquido retenido

$w_G$  = Velocidad del gas

$\rho_L$  = Densidad del líquido

$\rho_G$  = Densidad del gas

$D_G$  = Difusividad del gas

$D_L$  = Difusividad del líquido

$M_{prL}$  = Masa molecular promedio fase líquida

$M_{prG}$  = Masa molecular promedio fase gas

$G'$  = Flujo molar de la fase gas

$L'$  = Flujo molar de la fase líquida

Sin embargo, para poder aplicar esta correlación se hace una aproximación con el empaque IMTP #40 ya que es un tipo equivalente al IR-15 y además no hay un valor reportado de  $C_{pk}$  para un tamaño de IMTP #15 o IR-15.

## 4. METODOLOGÍA PARA ESTABLECER LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EXPERIMENTALES (TORRE DE DESTILACIÓN DE EMPAQUE AL AZAR DE LA NAVE 1000)

### 4.1. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

La columna de destilación de empaque al azar de la nave 1000 del LEM de Ingeniería Química cuenta con las siguientes características [Tabla 2]:

Columna de destilación de empaque al azar	
Material	Acero inoxidable 304
Diámetro externo	3 ½ in ced. 10
Diámetro interno	3.26 in ced. 10
Empaque	I-R ing #15
Zona empacada	2 zonas de 36 in de altura cada una

Tabla 2. Características de la torre de empaque al azar de la nave 1000 de LEM de Ingeniería Química.

Cuenta con una cámara de calentamiento en el fondo de 3.26 in de diámetro interno ced. 10 de acero inoxidable, que en su interior se encuentra un serpentín por donde se alimenta vapor. El sistema también se compone de un condensador de dos unidades de doble tubo con circulación de agua de enfriamiento por la parte anular, así como un tanque de condensado, un tanque de alimentación y un tanque de fondos. La alimentación puede introducirse por la parte inferior o en medio de la zona empacada. Los servicios que se requieren son vapor, energía eléctrica y agua de enfriamiento. La presión de operación es atmosférica.

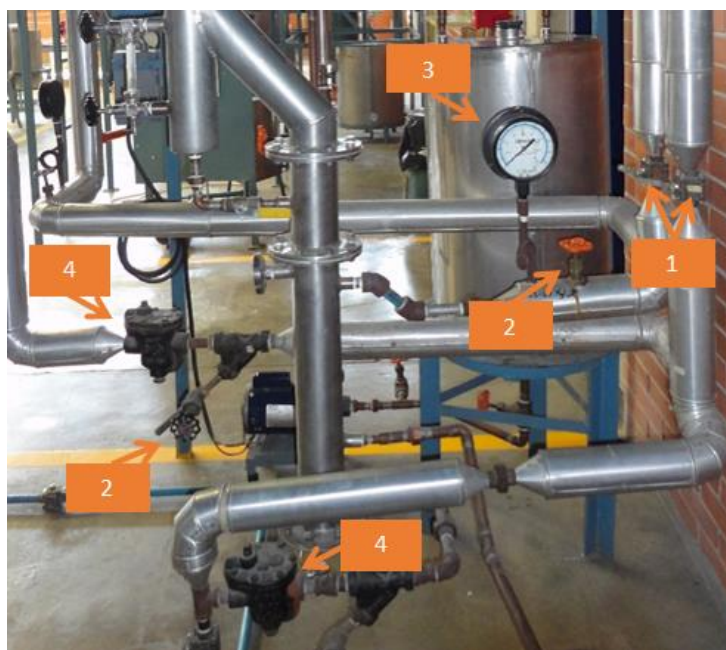


Figura 20. Identificación de instrumentación y equipo.



Figura 21. Identificación de instrumentación y equipo.



Figura 22. Identificación de instrumentación y equipo.

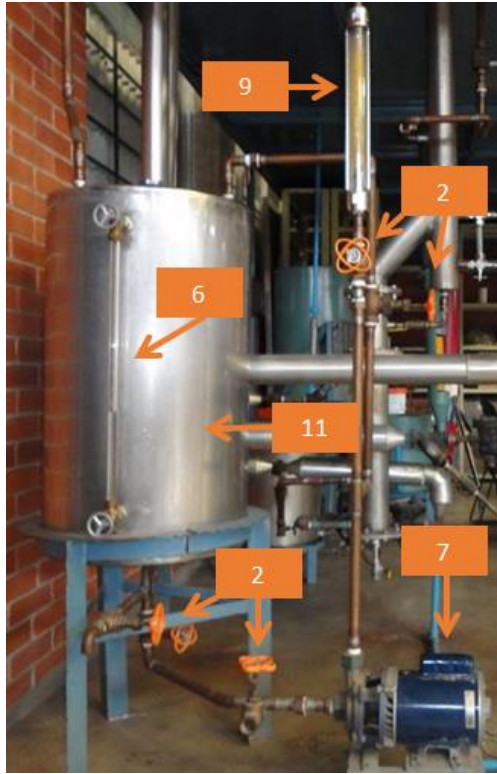


Figura 23. Identificación de instrumentación y equipo.



Figura 24. Identificación de instrumentación y equipo.



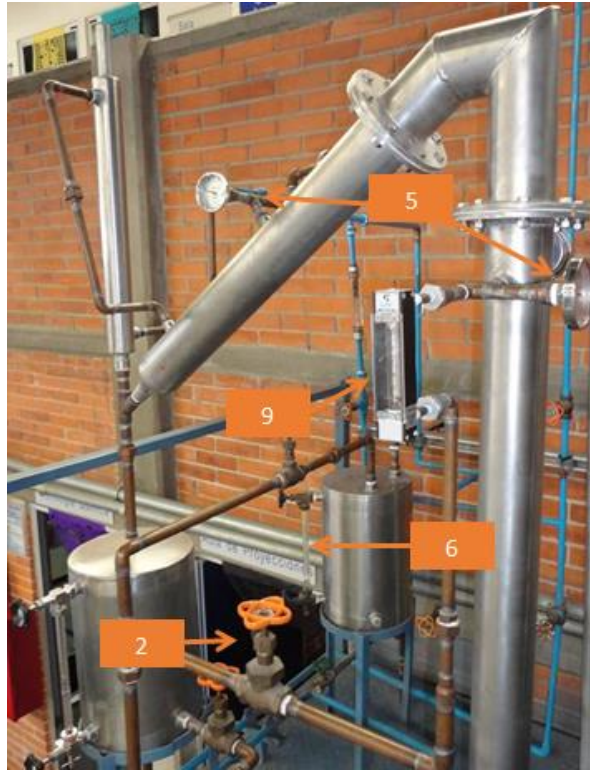


Figura 25. Identificación de instrumentación y equipo.



Figura 26. Identificación de instrumentación y equipo.

El sistema también cuenta con la siguiente instrumentación y equipos:

Identificación	Instrumento
1	Válvula de bola
2	Válvula de globo
3	Manómetro
4	Trampa de vapor
5	Termómetro bimetálico
6	Medidor de nivel
7	Bomba de alimentación
8	Bomba de reflujo
9	Rotámetro
10	Tanque de condensado
11	Tanque de alimentación

Tabla 3. Instrumentación y características del sistema de destilación de empaque al azar de la nave 1000 de LEM de Ingeniería Química [Fig. 20-26].

#### 4.2. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

Para poder llevar a cabo la separación de una mezcla etanol- agua en la torre de empaque al azar del LEM de Ingeniería Química, es necesario conocer la presión atmosférica, ya que esta corresponde a la presión de operación del equipo; con base en este valor se generan los datos de equilibrio (anexo A) para dicha mezcla, en donde se puede obtener la temperatura de burbuja y composición en fracción mol máxima a esta condición. El porcentaje en volumen de etanol presente en la mezcla de alimentación fue establecido al 40% ya que es el utilizado durante las prácticas en el LEM de ingeniería química.

La experimentación se realizó a tres valores diferentes de retorno de líquido los cuales fueron 0.2, 0.4 y 0.6 LPM, a 585 mmHg (presión atmosférica), a una condición de reflujo total sin flujos continuos de alimentación y salida de fondos. Además se fijó una presión del vapor de calentamiento para cada valor de reflujo, tratando de mantener una misma temperatura en la columna.

Los datos experimentales obtenidos de temperaturas e índices de refracción son la base para el cálculo de caída de presión, coeficientes de transferencia de masa, altura equivalente de un plato teórico, así como velocidades de la fase líquida y vapor.

Procedimiento experimental:

1. Para iniciar, se verifica que la disponibilidad de servicios (agua, energía eléctrica y vapor).
2. Posteriormente se introduce la mezcla de etanol- agua al tanque de alimentación de la cual se obtiene el índice de refracción, donde el resultado debe ser 40% en volumen de etanol.

3. La mezcla se introduce a la cámara de calentamiento mediante una bomba hasta que el medidor de nivel marque que está llena.
4. Una vez llena la cámara de evaporación, se abre la válvula del vapor cuidando que la presión no sea tal que permita un calentamiento homogéneo y que la fase vapor fluya de manera uniforme a lo largo de la torre. La temperatura del domo no debe ser mayor a 80°C
5. Cuando el vidrio de nivel del fondo de la torre indique que la cámara de calentamiento está vacía se vuelve a alimentar mezcla inicial hasta llenarla nuevamente.
6. Del punto 3 al 5 se repite hasta obtener un volumen de condensado de aproximadamente  $\frac{3}{4}$  del tanque de destilado, con lo que se asegura una operación a reflujo total.
7. Al tener el nivel adecuado de condensado se abre la válvula del reflujo y se enciende la bomba, posteriormente se fija un valor de retorno de líquido (0.2, 0.4 o 0.6 LPM); también se aumenta la cantidad de vapor de forma cuidadosa para seguir manteniendo el calentamiento uniforme (este aumento está en función al valor de reflujo de líquido fijado).
8. Si el nivel de líquido disminuye en el tanque de condensado, se aumenta la cantidad de vapor, siempre tomando en cuenta que se debe tener un calentamiento uniforme en toda la columna.
9. Una vez establecido el valor del reflujo, se toman muestras del condensado y fondo cada 10 minutos para obtener el valor del índice de refracción.
10. La torre se sigue operando hasta que los índices de refracción permanezcan constantes (esto que significa que el proceso se ha estabilizado), una vez teniendo esto se toman lecturas de temperatura del domo, fondo y reflujo, así como índice de refracción del líquido en el fondo.
11. Una vez terminada la experimentación se apaga la bomba del reflujo, se cierran las válvulas de agua de enfriamiento y vapor, se vacía el líquido del tanque de condensado y del fondo de la torre.

El refractómetro empleado es del tipo Abbe, el cual es de manejo sencillo y solo requiere una cantidad de muestra muy pequeña. El alcohol etílico utilizado fue de 96°.

#### 4.2.1 RESULTADOS EXPERIMENTALES

Los resultados obtenidos para los diferentes valores de reflujo fijados se muestran a continuación:

ALIMENTACIÓN	
Índice de refracción	1.355
% volumen	40
Fracción mol	0.17

Tabla 4. Composición de la mezcla de alimentación.

Reflujo	0.2 LPM	0.4 LPM	0.6 LPM
	59 °C	62 °C	61 °C
<b>Domo</b>	82 °C	75 °C	75 °C
<b>Fondo</b>	86 °C	94 °C	94 °C
<b>Presión de vapor de calentamiento</b>	0.9 $kg_f/cm^2$	1.3 $kg_f/cm^2$	1.7 $kg_f/cm^2$

Tabla 5. Temperaturas obtenidas para el domo y fondo de la torre, así como vapor suministrado para el calentamiento de la alimentación a cada valor de reflujo.

<b>DOMO</b>									
0.2 LPM				0.4 LPM			0.6 LPM		
Tiempo (min)	Índice de refracción	Fracción mol etanol	% volumen etanol	Índice de refracción	Fracción mol etanol	% volumen etanol	Índice de refracción	Fracción mol etanol	% volumen etanol
10	1.3625	0.79	73	1.361	0.91	97	1.361	0.87	96
20	1.3625	0.79	73	1.361	0.91	97	1.361	0.87	96
30	1.3625	0.79	73	1.361	0.91	97	1.362	0.85	97
40	1.3625	0.79	73	1.3615	0.91	97	1.362	0.85	97
50	1.3625	0.79	73	1.362	0.83	92	1.362	0.85	97
60				1.362	0.83	92	1.362	0.85	97
70				1.362	0.83	92			
80				1.362	0.83	92			

Tabla 6. Resultados experimentales obtenidos de composición de etanol en el domo a los diferentes valores de reflujo.

Para la realización de los cálculos, se tomaron en cuenta los valores de composición que son constantes:

- ✓ 0.2 LPM  
Fracción mol de etanol= 0.79
- ✓ 0.4 LPM  
Fracción mol de etanol= 0.83
- ✓ 0.6 LPM  
Fracción mol de etanol= 0.85

<b>FONDO</b>	0.2 LPM	0.4 LPM	0.6LPM
<b>Índice de refracción</b>	1.334	1.3335	1.3335
<b>% volumen etanol</b>	7	2	1
<b>Fracción mol etanol</b>	0.005	0.003	0.003

Tabla 7. Resultados experimentales obtenidos de composición de etanol en fondo.



## 5. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN BASE A DATOS EXPERIMENTALES

### 5.1 CORRECCIÓN DEL REFLUJO

Se tiene que llevar a cabo la corrección del reflujo, ya que en el tanque de condensado, el líquido se enfría a una temperatura menor que el punto de burbuja, por esto una cantidad del gas que asciende proporciona el calor necesario para poder calentar el reflujo hasta el punto de burbuja, como resultado el vapor que se condensa debe sumarse a dicho valor de reflujo externo. Esto nos dará un balance de materia más acertado.

La ecuación siguiente nos ayudara a calcular la cantidad total de flujo de líquido por debajo del plato superior <sup>[21]</sup>:

$$(14) \quad L = L_0 + \frac{L_0 C_{LO} M_{pr} (t_{bp,R} - t_R)}{(\lambda M)_{pr}}$$

Dónde la siguiente relación representa la cantidad de vapor que se condensa para poder calentar el reflujo hasta el punto de burbuja:

$$\frac{L_0 C_{LO} M_{pr} (t_{bp,R} - t_R)}{(\lambda M)_{pr}}$$

Para calcular el peso molecular promedio, se toma en cuenta el peso molecular de cada componente y se multiplica por la composición del mismo. En este caso la fracción mol corresponde a la resultante en los domos.

$$M_{etanol} = 46.07 \text{ kg/Kmol} \quad x_{etanol} = 0.85$$

$$M_{agua} = 18.02 \text{ kg/Kmol} \quad x_{agua} = 0.15$$

$$M_{pr} = 41.8625 \text{ kg/Kmol}$$

Las propiedades que corresponden a la fase líquida se determinaron a partir de la temperatura del punto de burbuja del reflujo, la cual se obtuvo en base a los datos de equilibrio que se encuentran en el anexo A (tabla A1 y gráfico A1) y la fracción mol antes mencionada (domo).

$$t_{bp,R} = 71.696 \text{ }^\circ\text{C} = 344.846\text{K}$$

La capacidad calorífica del reflujo se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$(15) \quad C_{L0} = x_A C_{pA} + x_B C_{pB}$$

Donde la capacidad calorífica de cada componente está determinada por <sup>[19]</sup>:

$$(16) \quad \frac{C_p}{R} = A + BT + CT^2$$

Las constantes para cada componente son <sup>[19]</sup>:

	Etanol	Agua
A	33.866	8.7112
B	-0.1726	0.00125
C	0.00034917	-0.00000018

La constante de los gases:

$$R = 8.314 \frac{\text{J}}{\text{molK}}$$

Por lo tanto la capacidad calorífica resultante por componente es:

$$C_{p \text{ etanol}} = 131.92 \text{ KJ/Kmol K}$$

$$C_{p \text{ agua}} = 75.8372 \text{ KJ/Kmol K}$$

A partir de la ecuación (15) se obtiene lo siguiente:

$$C_{L0} = 123.5163 \text{ KJ/Kmol K}$$

El calor latente molar de evaporación está dado por:

$$(17) \quad \lambda = \Delta H_m M_{pr}$$

La entalpía de la mezcla se obtuvo a partir de los datos proporcionados por el simulador:

$$\Delta H_m|^{71.696\text{ }^\circ\text{C}} = 190.3678 \text{ KJ}/\text{kg}$$

Tomando en cuenta que el peso molecular promedio y sustituyendo en la ecuación (17):

$$M_{pr} = 41.8625 \text{ kg}/\text{Kmol}$$

$$\lambda_{pr} = 7969.2727 \text{ KJ}/\text{Kmol}$$

El valor del reflujo externo se convierte a las siguientes unidades:

$$L_o = 0.6 \text{ LPM} = 0.00001 \text{ m}^3/\text{s}$$

Al aplicar la ecuación (14):

$$L = 1.16578 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Para expresar el valor de reflujo corregido en  $\text{Kmol}/\text{m}^2\text{s}$  se toma en cuenta lo siguiente:

*área transversal de la torre:*  $0.005385 \text{ m}^2$

$$\rho_L|^{71.696\text{ }^\circ\text{C}} = 753.21 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$M_{pr} = 41.8625 \text{ kg}/\text{Kmol}$$

Por lo tanto:

$$L = 0.038863 \text{ Kmol}/\text{m}^2\text{s}$$

## 5.2. CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

### 5.2.1. COEFICIENTE INDIVIDUAL VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE MASA DE LA FASE LÍQUIDA

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa volumétrico de la fase líquida se utilizará la ecuación (4)\*:

$$\beta_L a_{ph} = C_L 12^{1/16} \bar{u}_L^{1/2} \left( \frac{D_L}{d_h} \right)^{1/2} a \left( \frac{a_{ph}}{a} \right)$$

La velocidad media efectiva <sup>[3]</sup> se determina a partir de la velocidad de la fase líquida y el líquido retenido:

$$(18) \quad \bar{u}_L = \frac{w_L}{h_L}$$

Dónde:

$$w_L = 2.16 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

$$h_L = 2.31 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Al sustituir:

$$\bar{u}_L = 9.3622 \times 10^{-2} \text{ m/s}$$

El diámetro hidráulico está en función de la fracción de espacios vacíos y el área superficial específica (ecuación (7)\*):

$$d_h = 0.0127213 \text{ m}$$

Para calcular el factor de capacidad del líquido, la viscosidad cinemática, la difusividad del líquido, densidad de líquido, tensión superficial y viscosidad se toman a la temperatura de punto de burbuja y la densidad del gas a la temperatura del domo.

$$\rho_L|^{71.696^\circ\text{C}} = 753.21 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_G|^{75^\circ\text{C}} = 1.145 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L|^{71.696^\circ\text{C}} = 0.4714 \text{ cp} = 0.0004714 \text{ kg/m s}$$

$$\sigma_L|^{71.696^\circ\text{C}} = 24.8633 \text{ dynas/cm} = 0.0248633 \text{ kg/s}^2$$

El factor de capacidad se obtiene utilizando la ecuación (9)\*:

$$C_L = 0.0021664 \text{ m/s}$$

La viscosidad cinemática es la relación entre la viscosidad dinámica y la densidad:

$$(19) \quad \nu_L = \frac{\mu_L}{\rho_L}$$

$$\nu_L = 6.25855 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

Para determinar el área interfacial específica se toman en cuenta los cálculos realizados anteriormente, ya que relaciona el área superficial específica, el diámetro hidráulico, gravedad, así como las propiedades del líquido que son velocidad, tensión superficial, densidad y la viscosidad cinemática; por lo tanto al sustituir en la ecuación (6)\* se obtiene:

$$\frac{a_{Ph}}{a} = 0.30686$$

El coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida también está determinado por la difusividad [21]:

$$(20) \quad D_L = \frac{(117.3 \times 10^{-18})(\varphi M_B)^{0.5} T}{\mu_L \nu_A^{0.6}}$$

Donde el factor de asociación para el disolvente que al ser agua es:

$$\varphi = 2.26$$

El volumen molar [21] del soluto (etanol) en el punto de ebullición normal se calcula multiplicando el volumen molecular del elemento por el número de átomos de este elemento presentes en la molécula, para este caso se tienen dos carbonos, seis hidrógenos y un oxígeno:

$$v_A = 2v_{\text{carbono}} + 6v_{\text{hidrogeno}} + v_{\text{oxigeno}}$$

$$v_{\text{carbono}} = 0.0148 \frac{m^3}{Kmol}$$

$$v_{\text{hidrogeno}} = 0.0037 \frac{m^3}{Kmol}$$

$$v_{\text{oxigeno}} = 0.0074 \frac{m^3}{Kmol}$$

$$v_A = 0.0592 \frac{m^3}{Kmol}$$

El peso molecular del solvente (agua):

$$M_{\text{agua}} = 18.02 \frac{kg}{Kmol}$$

En este caso la temperatura y la viscosidad corresponden al punto de burbuja:

$$t_{bp,R} = 71.696 \text{ } ^\circ\text{C} = 344.846\text{K}$$

$$\mu_L|^{71.696 \text{ } ^\circ\text{C}} = 0.4714 \text{ cp} = 0.0004714 \frac{kg}{m \text{ s}}$$

Al sustituir los valores anteriores en la ecuación (20), el valor de la difusividad del etanol en una solución en agua resultante es:

$$D_L = 2.98588 \times 10^{-9} \frac{m^2}{s}$$

Una vez obtenidos todos los términos que se necesitan para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de masa volumétrico de la fase líquida se sustituyen en la ecuación (4)\*:

$$\beta_L a_{Ph} = 4.548 \times 10^{-5} \frac{m \text{ m}^2}{s \text{ m}^3}$$

### 5.2.2. COEFICIENTE INDIVIDUAL VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE MASA DE LA FASE GAS

La separación de la mezcla Etanol –Agua se llevó a cabo a una condición de reflujo total por lo que el flujo molar del vapor dentro de la torre de empaque al azar, en la cual se llevaron a

cabo las experimentaciones, es igual al flujo molar del líquido corregido por punto de burbuja calculado anteriormente:

$$L = 0.038863 \text{ Kmol}/m^2s$$

A partir del valor de la densidad y el peso molecular del vapor a las condiciones del domo se obtiene la velocidad de esta fase:

$$\rho_G|^{75^\circ C} = 1.145 \text{ kg}/m^3$$

$$M_{pr} = 41.8625 \text{ kg}/\text{Kmol}$$

Al realizar la conversión:

$$w_G = 1.4241 \text{ m}/s$$

Para calcular el coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la fase gas se necesita calcular el factor de capacidad del gas (ecuación (10)\*). La densidad tanto del gas como del líquido son los mismos valores utilizados para el factor de capacidad de la fase líquida:

$$C_G = 0.05555 \text{ m}/s$$

La viscosidad cinemática se calcula a partir de:

$$(21) \quad \nu_G = \frac{\mu_G}{\rho_G}$$

Dónde:

$$\mu_G|^{75^\circ C} = 0.0105 \text{ cp} = 0.0000105 \text{ kg}/m \text{ s}$$

$$\rho_G|^{75^\circ C} = 1.145 \text{ kg}/m^3$$

Al sustituir:

$$\nu_G = 9.17031 \times 10^{-6} \text{ m}^2/s$$

La difusividad del gas se determina a partir de la siguiente ecuación <sup>[21]</sup>:

$$(22) \quad D_G = \frac{10^{-4} \left( 1.084 - 0.249 \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right) T^{3/2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P_r (r_{AB})^2 f\left(\frac{kT}{\epsilon_{AB}}\right)}$$

La separación molecular durante el choque está representada por:

$$(23) \quad r_{AB} = \frac{r_A + r_B}{2}$$

Los valores de  $r$  para cada componente pueden encontrarse en tablas como es el caso del agua<sup>[21]</sup>:

$$r_{agua} = 0.2641 \text{ nm}$$

En este caso, para el etanol  $r$  se calculara empíricamente<sup>[21]</sup>,  $v_A$  es el volumen molal calculado anteriormente:

$$(24) \quad r_{etanol} = 1.18 v_A^{1/3}$$

$$r_{etanol} = 0.459892 \text{ nm}$$



Por lo tanto:

$$r_{AB} = 0.361996 \text{ nm}$$

La relación entre la energía de atracción molecular y la constante de Boltzmann, de igual manera puede encontrarse en tablas <sup>[21]</sup>:

$$\frac{\epsilon_{agua(B)}}{k} = 809.1$$

Para el etanol se obtendrá de manera empírica <sup>[21]</sup>:

$$(25) \quad \frac{\epsilon_{etanol(A)}}{k} = 1.21(T_b)$$

Donde  $T_b$  es la temperatura de ebullición normal del etanol la cual es 78.37 °C:

$$\frac{\epsilon_{etanol(A)}}{k} = 425.3392$$

La energía de atracción molecular de la mezcla está dada por <sup>[21]</sup>:

$$\frac{\epsilon_{AB}}{k} = \sqrt{\frac{\epsilon_{etanol(A)}}{k} \left( \frac{\epsilon_{agua(B)}}{k} \right)}$$
$$\frac{\epsilon_{AB}}{k} = 586.636128$$

Para la función de choque <sup>[21]</sup> se necesita obtener lo siguiente:

$$\frac{kT}{\epsilon_{AB}}$$

A partir del resultado anterior y usando la temperatura del domo:

$$\frac{kT}{\epsilon_{AB}} = \frac{348.15}{586.636128} = 0.5934683$$

Este último valor se localiza en la figura 27 en el eje “X”, intersectando con la curva y posteriormente se encuentra la función de choque en el eje “Y”:

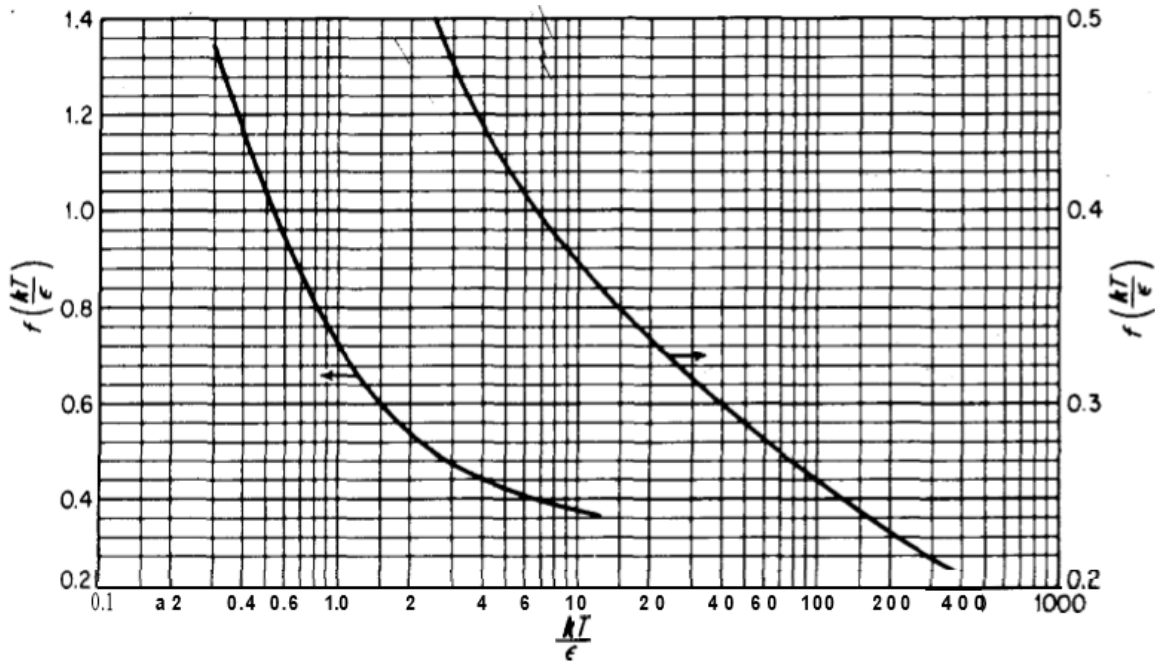


Figura 27. Función de choque para la difusión <sup>[21]</sup>.

$$f\left(\frac{kT}{\epsilon_{AB}}\right) = 0.96$$

Los pesos moleculares de cada componente y la presión absoluta:

$$M_{etanol} = 46.07 \text{ kg/Kmol}$$

$$M_{agua} = 18.02 \text{ kg/Kmol}$$

$$P_r = 585 \text{ mmHg} = 77993.5855 \text{ N/m}^2$$

Al sustituir en la ecuación (22) se obtiene el coeficiente de difusión:

$$D_G = 1.86685 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Finalmente, para calcular el coeficiente volumétrico de transferencia de la fase gas se sustituyen los valores de los parámetros obtenidos anteriormente en la ecuación (5)\*:

$$\beta_G a_{ph} = 1.30654 \frac{\text{m m}^2}{\text{s m}^3}$$

### 5.2.3. COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE MASA DE LA FASE LÍQUIDA Y FASE GAS

Para poder determinar el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa de ambas fases se necesita obtener la pendiente de la curva de equilibrio tomando en cuenta solamente el intervalo entre la composición de etanol en el domo y en el fondo; los datos de equilibrio para el sistema etanol- agua se encuentran en el anexo A.

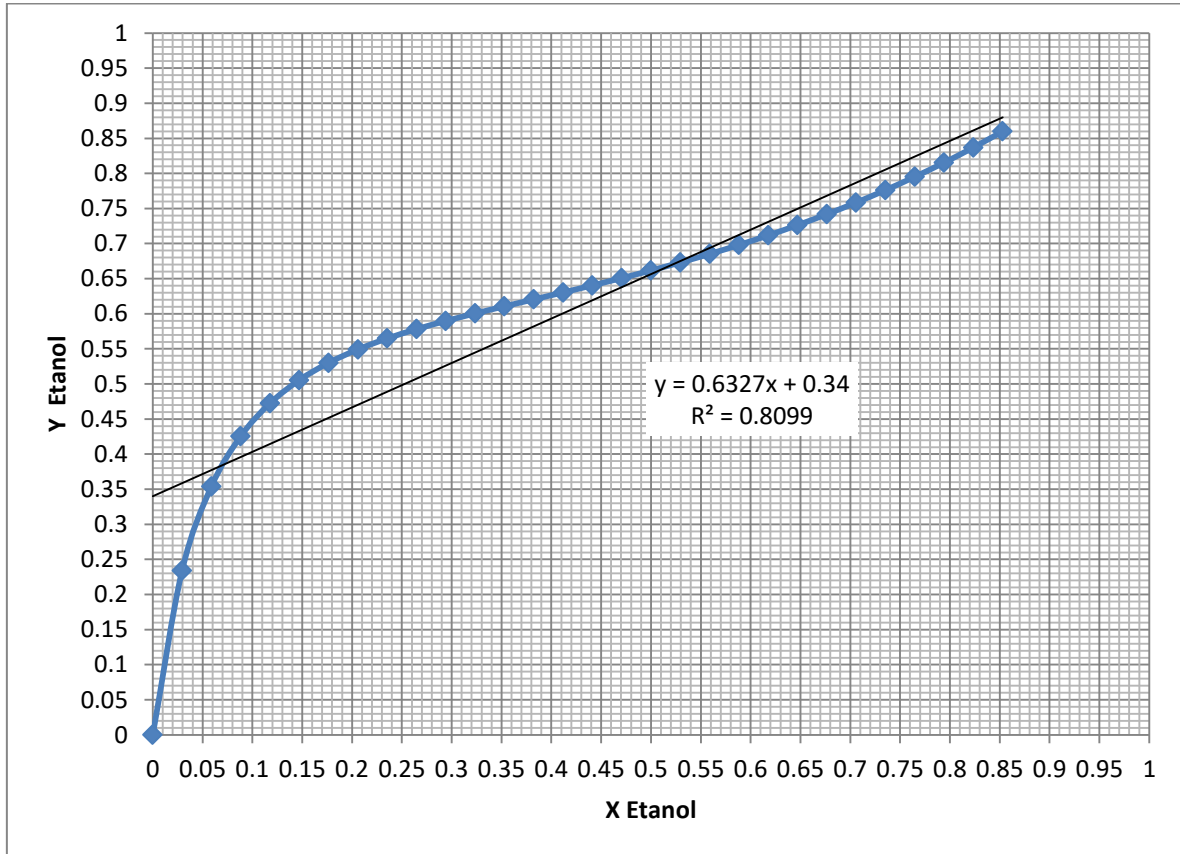


Figura 28. Pendiente de la curva de equilibrio en el intervalo entre la composición del domo y fondo.

En base al gráfico anterior la pendiente de la curva de equilibrio es:

$$m' = 0.6327$$

Retomando los coeficientes individuales de transferencia de masa calculados anteriormente y la pendiente, podemos sustituir estos valores en la ecuación (12)\*, obteniendo:

$$\frac{1}{\beta_{OL} a_{Ph}} = 21989.1465 \left( \frac{m}{s} \frac{m^2}{m^3} \right)^{-1}$$

Por lo tanto, el coeficiente volumétrico global de la fase líquida es:

$$\beta_{OL}a_{Ph} = 4.5477 \times 10^{-5} \frac{m \ m^2}{s \ m^3}$$

Los mismos valores de los coeficientes individuales y la pendiente se sustituyen en la ecuación (11)\*:

$$\frac{1}{\beta_{OG}a_{Ph}} = 13912.5329 \left( \frac{m \ m^2}{s \ m^3} \right)^{-1}$$

Por lo tanto, el coeficiente volumétrico global de la fase gas es:

$$\beta_{OG}a_{Ph} = 7.18776 \times 10^{-5} \frac{m \ m^2}{s \ m^3}$$

### 5.3. CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN

Para calcular la caída de presión, se necesita relacionar las ecuaciones (1)\* y (2)\* del capítulo tres, dándonos lo siguiente:

$$(26) \quad \frac{\Delta P}{d_z} = K F_V^2 (1 - h_L)^{-1.5} 10^{0.004 w_L}$$

La constante K está determinada por la siguiente ecuación [2]:

$$(27) \quad \frac{1}{K} = 1 + \frac{2}{3} \frac{1}{1-\varepsilon} \frac{d_p}{d_s}$$

Donde el diámetro de la partícula [3] se obtiene a partir de:

$$(28) \quad d_p = 6 \frac{1-\varepsilon}{a}$$

Como ya se mencionó antes, la fracción de espacios vacíos es de 0.97 y el área superficial específica de  $305 \frac{m^2}{m^3}$ , entonces:

$$d_p = 0.0005901 \ m$$

El parámetro de flujo está dado por:

$$(29) \quad F_V = w_G \sqrt{\rho_G}$$

Dónde:

$$w_G = 1.4241 \ m/s$$

$$\rho_G|^{75^\circ C} = 1.145 \text{ kg/m}^3$$

Al sustituir:

$$F_V = 1.5238 \text{ m/s} \left( \text{kg/m}^3 \right)^{0.5}$$

Convirtiendo el diámetro de la torre a metros:

$$d_s = 3.26 \text{ in} = 0.082804 \text{ m}$$

Sustituyendo en ecuación (27):

$$K = 0.8632722$$

Para calcular el líquido retenido, la velocidad del líquido se obtiene a partir del valor resultante del reflujo corregido dividido entre el área transversal de la torre:

$$w_L = \frac{1.16578 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}}{0.005385 \text{ m}^2} = 2.16 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

Sustituyendo la velocidad del líquido y el factor K en la ecuación (8)\*:

$$h_L = 2.31 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Al determinar los valores anteriores, utilizamos la ecuación (26):

$$\frac{\Delta P}{d_z} = 0.0045361 \text{ milibar/m}$$

#### 5.4. CÁLCULO DE ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO EXPERIMENTAL (HETP)

La altura equivalente de un plato teórico experimental se obtiene a partir del método de McCabe Thiele, en donde tomamos en cuenta el gráfico A1 (anexo A) y posteriormente se dibuja una línea de 45° la cual representa la línea de operación tomando en cuenta flujos molares de las fases iguales. Una vez dibujada la línea de operación, se localiza la composición de etanol obtenida experimentalmente del domo y del fondo [Fig.29]:

$$\begin{aligned} x_{Domo} &= 0.85 \\ x_{Fondo} &= 0.003 \end{aligned}$$

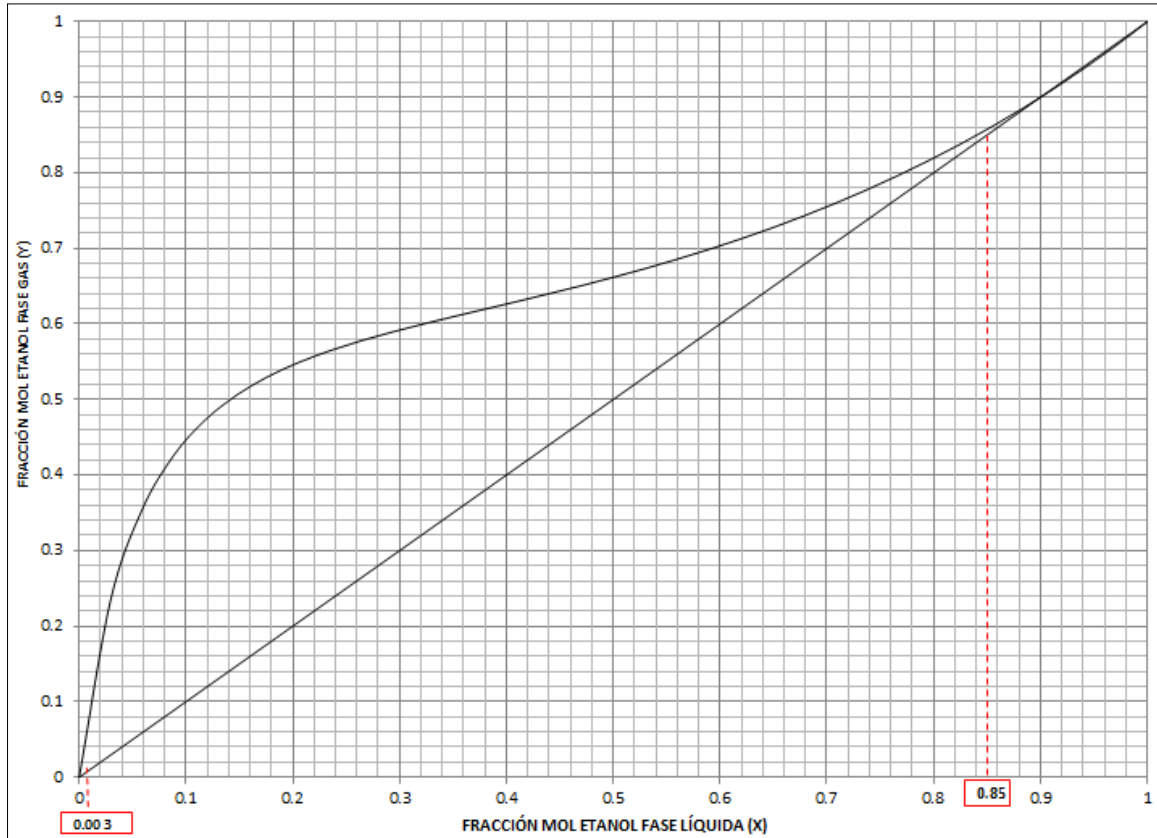


Figura 29. Diagrama de McCabe- Thiele para el sistema Etanol- Agua a 585 mmHg para un reflujo de 0.6LPM.

Finalmente, se comienzan a trazar las etapas de equilibrio a partir del punto en el que se localiza la composición del domo. [Fig.30]

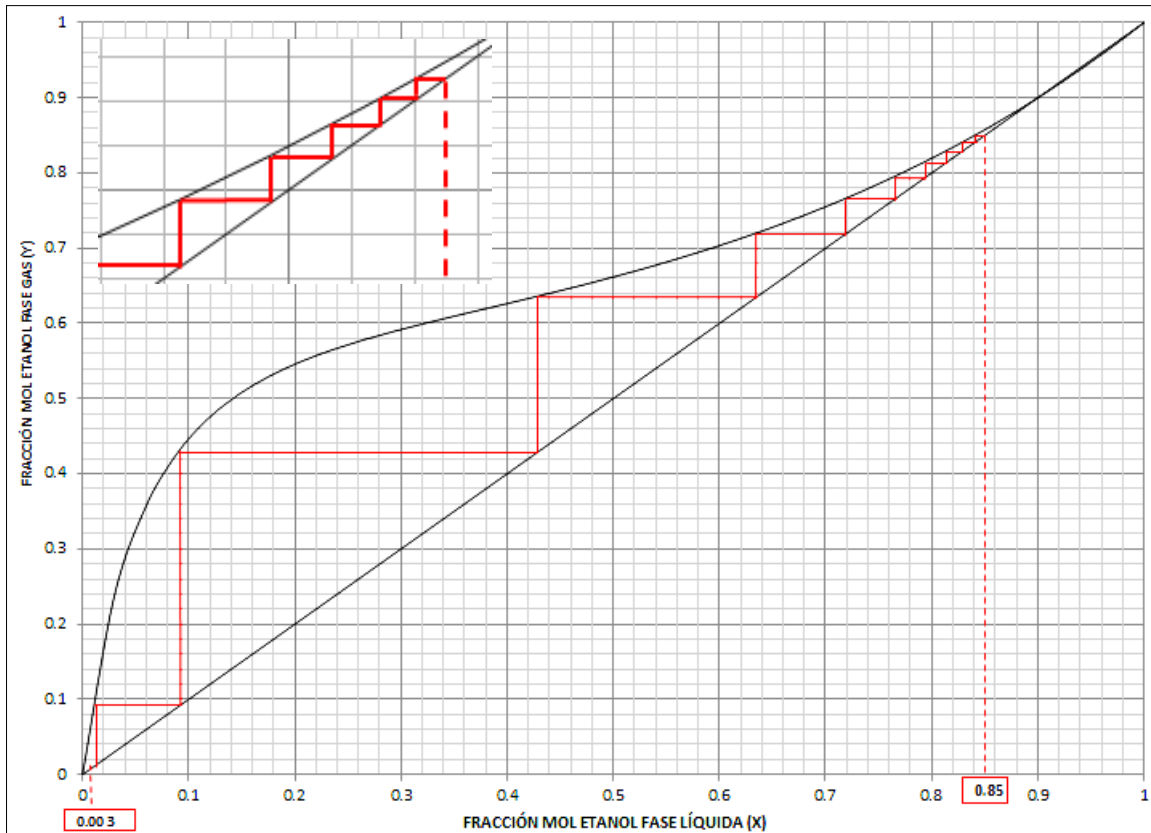


Figura 30. Etapas teóricas experimentales para un reflujo de 0.6LPM.

El número de etapas experimentales resultantes son 10, y tomando en cuenta que la altura de empaque es de 1.8288m, se aplica lo siguiente:

$$HETP = \frac{\text{Altura total de relleno}}{\text{número de platos teóricos}}$$

Al sustituir:

$$HETP = 0.18288m$$

Este procedimiento se realiza para los tres casos de los valores de reflujo fijados durante la experimentación.

### 5.5. CÁLCULO DE ALTURA EQUIVALENTE DE UN PLATO TEÓRICO EN BASE A UNA CORRELACIÓN EMPÍRICA (HETP)

El cálculo de HETP se hará a partir de la ecuación (13), donde el valor de  $C_{pk}$  se toma como 0.061 ya que corresponde al empaque IMTP #40, con el cual se realizará la aproximación al no contar con un valor reportado para un tamaño similar al empaque IR-15.

$$HETP = C_{pk} \frac{dz^{0.5}}{a} \left( \frac{\pi(\varepsilon - h_L)w_G}{4D_G} \right)^{0.5} \left( 1 + \left( \frac{h_L D_G M_{prL} \rho_G}{(\varepsilon - h_L) D_L M_{prG} \rho_L} \frac{G'}{L'} \right)^{0.5} \right) \left( \left( \frac{1 - \varepsilon + h_L}{1 - \varepsilon} \right)^{\frac{2}{3}} - 1 \right)^{-1}$$

Dónde:

$$C_{pk} = 0.061$$

$$dz = 1.8288 \text{ m}$$

$$a = 305 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.97$$

$$h_L = 2.31 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$w_G = 1.4241 \text{ m/s}$$

$$D_G = 1.86685 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_L = 2.98588 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$M_{prL} = M_{prG} = 41.8625 \text{ kg/Kmol}$$

$$\rho_G|^{75^\circ\text{C}} = 1.145 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L|^{71.696^\circ\text{C}} = 753.21 \text{ kg/m}^3$$

$$G' = L' = 0.000209752 \text{ Kmolel/s}$$

Al sustituir se obtiene el valor de HETP:

$$HETP = 0.2058 \text{ m}$$

Este procedimiento se realiza para los tres casos de los valores de reflujo fijados durante la experimentación.

\*Las ecuaciones se encuentran en el capítulo 3.

Nota: En la memoria de cálculo realizada anteriormente se tomaron en cuenta los datos obtenidos para el valor de reflujo de 0.6 LPM



## **6. SIMULACIÓN EN PRO II DE LA TORRE DE DESTILACIÓN DE EMPAQUE AL AZAR PARA DETERMINAR PARÁMETROS DE OPERACIÓN**

Actualmente la simulación de procesos es una herramienta muy útil en el diseño, caracterización, optimización, monitoreo y control de procesos industriales, esto se logra mediante la resolución de modelos matemáticos por medio de programas computacionales. Hoy en día existen una gran variedad de simuladores con diferentes características que permiten modelar distintos procesos a partir de la modificación de variables.

Estos simuladores son importantes dentro del desarrollo de un proyecto industrial así como en plantas existentes, ya que dan paso a poder probar y modificar diferentes variables y condiciones de operación en donde nos proporcionarán información de balances de materia y energía, propiedades físicas de sustancias, presiones y temperaturas a lo largo del proceso, entre otros parámetros que son indispensables en el diseño y planeación de procesos, cambios en la capacidad, análisis de condiciones críticas, mejoras e identificación de problemas, a fin de garantizar un mayor rendimiento y ahorro de energía.

### **6.1 . DESCRIPCIÓN DEL SIMULADOR PRO II**

Es un simulador de estado estacionario que utiliza una interfaz gráfica, el cual está diseñado para realizar cálculos rigurosos de balances de materia y energía para una amplia variedad de procesos químicos, que van desde la separación de gas y petróleo hasta la destilación reactiva. Este programa está diseñado tanto para principiantes como para expertos; permite procesar una gran cantidad de entrada de datos y la comprobación de errores, además es compatible con Windows, por lo que se pueden trasladar datos a Excel y Word.

El ser un simulador de estado estacionario, quiere decir que plantea y resuelve los balances de materia y energía sin tomar en cuenta el tiempo, por lo que su principal utilidad es probar diferentes condiciones de operación y arrojar resultados que son útiles en el diseño de equipos. Este programa contiene:

- ✓ Una base de datos de componentes muy amplia.
- ✓ Bloque de modelos termodinámicos que proporciona ecuaciones de estado y empíricas, las cuales se eligen de acuerdo a las necesidades y características del proceso.
- ✓ Bloque de diagrama de flujo, en donde se puede desplegar una lista de diferentes equipos.
- ✓ Bloque de operaciones unitarias, en el cual se especifican las condiciones para realizar los balances de materia y energía.
- ✓ Bloque de secuencia de cálculo, aquí se controla la convergencia de la simulación.

- ✓ bloque generador de datos de salida, que sirve para generar un reporte con los resultados de la simulación.

Además de esto, cuenta con un sistema de colores:

- Rojo: indica que el simulador requiere datos para modelar el proceso o la existencia de un error en la simulación.
- Verde: indica que el usuario puede indicar o no los datos o que el sistema esta proceso de convergencia.
- Azul: indica que los datos alimentados al simulador son correctos o solo permiten que el sistema pueda ser resuelto (no necesariamente son los datos correctos para el proceso).<sup>[2][4]</sup>

## 6.2. ESTIMACIÓN DE PARÁMETROS DE OPERACIÓN (CAÍDA DE PRESIÓN, FLUJOS DE VAPOR Y LÍQUIDO, REFLUJO DE LÍQUIDO) BASADOS EN LA SIMULACIÓN

### 6.2.1. SIMULACIÓN DEL MÉTODO CORTO

La simulación de este método nos permite visualizar de manera general la forma en que se da la separación, también nos proporciona información útil para el diseño como el número de etapas teóricas, una estimación de la relación de reflujo, la etapa de alimentación y la distribución de la composición resultante en domos y fondos.

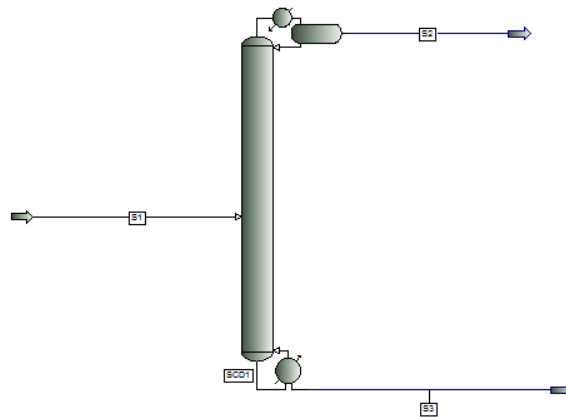


Figura 31. Unidad “Shortcut” con reboiler y condensador.

Para iniciar debemos dibujar una línea la cual representara la alimentación, así como elegir los componentes de la mezcla, la termodinámica (paquete especial de alcoholes) y el sistema de unidades. También se deben proporcionar las características de la alimentación, en este caso se indicó presión de  $1.1 \text{ kgf/cm}^2$  (la mezcla se encuentra almacenada en un tanque y necesita vencer la presión atmosférica para poder entrar a la torre por lo tanto debe ser mayor a la atmosférica), la temperatura de  $22^\circ\text{C}$  (temperatura aproximada de la mezcla en el tanque de alimentación), composición de 40% volumen de etanol (0.17 fracción mol) y un flujo de

alimentación (para efecto de este proceso, este flujo se estimó dividiendo el volumen aproximado de la cámara de evaporación entre el tiempo en que tarda en llenarse, ya que la alimentación no es continua y es un dato que no puede omitirse a la hora de realizar la simulación). [Fig. 33]

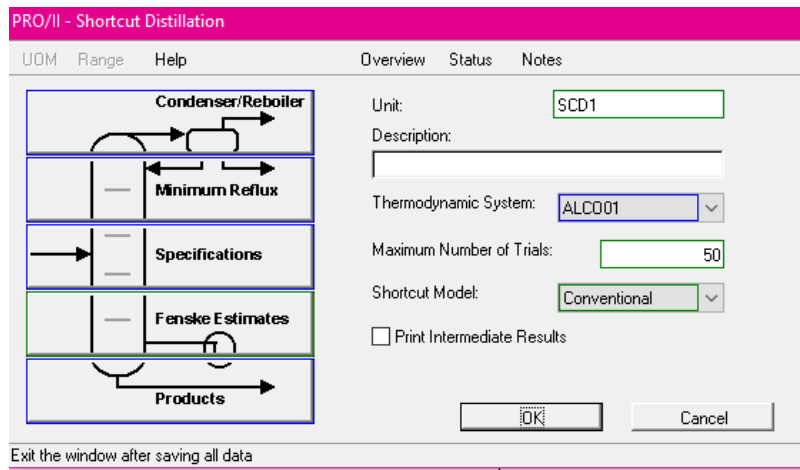


Figura 32. Especificación de parámetros.

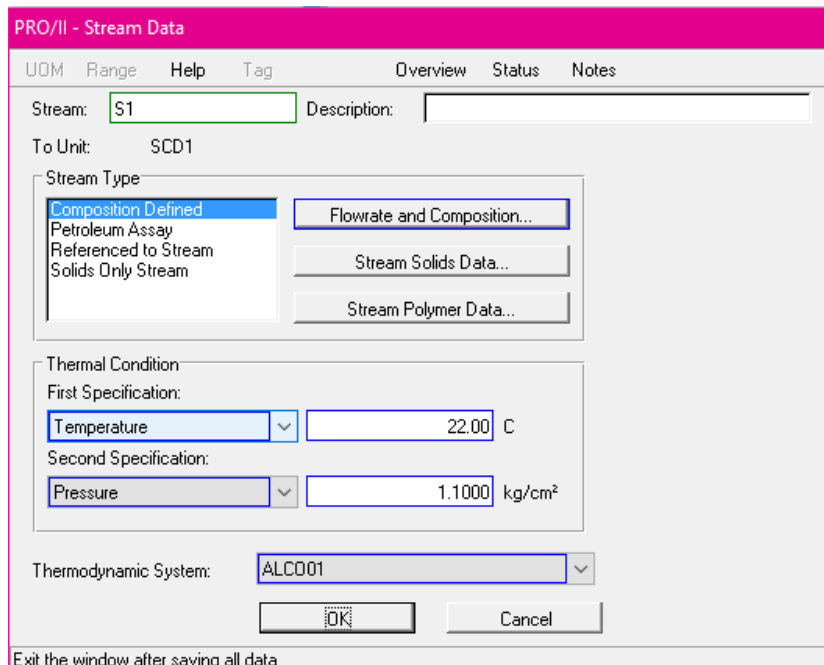


Figura 33. Condiciones de la alimentación en el simulador.

Posteriormente se agrega una unida llamada “shortcut” con un reboiler y un condensador, indicando la composición máxima etanol en el domo (0.85 fracción mol) y la composición de

agua en el fondo que se obtuvo (0.997 fracción mol) de acuerdo a los datos experimentales. [Fig. 34]

UOM	Range	Help	Overview
Specifications:			
1	SC1SPEC1 - Stream S2 Flowrate of component ETHANOL on a Wet basis in Mole fraction = 0.85000 within the default tolerance		
2	SC1SPEC2 - Stream S3 Flowrate of component H2O on a Wet basis in Mole fraction = 0.99700 within the default tolerance		

Figura 34. Especificación de composición a obtener.

El clave ligero es el etanol y clave el pesado el agua, presión del domo (585 mmHg) y fondo, esta última debe ser mayor a la presión del domo (en este caso se eligió al azar el valor de  $0.991 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$ ), así como un flujo molar, ya sea de domo o del fondo (el valor indicado fue 0.72 kgmol/hr el cual está basado en el valor del reflujo corregido por punto de burbuja). [Fig. 35]

UOM	Range	Help	Overview				
Product	Est. Type	Estimate	UOM	Phase	Pres. Type	Pressure	UOM
1 S2	Rate	0.72000	kg-mol/hr	Liquid	Pressure	0.79531	kg/cm <sup>2</sup>
2 S3			kg-mol/hr	Liquid	Pressure	0.99000	kg/cm <sup>2</sup>

Figura 35. Especificación de productos.

Una vez hecho esto se corre la simulación y si el color resultante es azul, se despliega el reporte general en el cual se revisará que los datos obtenidos tengan sentido físico y no se indiquen mensajes de error.

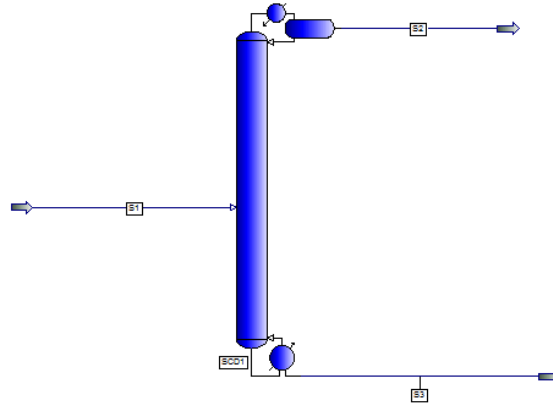


Figura 36. Simulación correcta.

Los datos significativos obtenidos del método corto son los siguientes:

STREAM ID	ALIMENTACION	DOMO1	FONDO1
NAME			
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID
THERMO ID	ALCO01	ALCO01	ALCO01
TEMPERATURE, C	22.00	71.70	92.06
PRESSURE, KG/CM2	1.100	0.795	0.795
RATE, KG-MOL/HR	2.9245	0.5766	2.3479
COMP. MOLE FRACTIONS			
1 ETHANOL	0.1700	0.8508	2.8149E-03
2 H2O	0.8300	0.1492	0.9972

Figura 37. Resultados obtenidos de presión, temperatura, flujos molares y composición.

En la figura 37 se ilustra la composición que se puede obtener tanto en el domo como en el fondo de etanol y agua, así como flujos molares, presión, temperatura y la fase (si es un producto líquido o vapor).

MINIMUM REFLUX RATIO	1.40237					
FEED CONDITION Q	1.12919					
FENSKE MINIMUM TRAYS	3.85315					
OPERATING REFLUX RATIO	2.00 * R-MINIMUM					
TOTAL TRAYS	FEED TRAY	R/R-MIN	M/M-MIN	REFLUX RATIO	DUTY, M*KCAL/HR CONDENSER	REBOILER
7	2.46	1.500	1.918	2.104	-1.704E-02	2.079E-02
7	2.27	1.750	1.736	2.454	-1.896E-02	2.272E-02
6	2.16	2.000	1.627	2.805	-2.089E-02	2.464E-02
6	2.08	2.250	1.544	3.155	-2.281E-02	2.657E-02
6	2.01	2.500	1.480	3.506	-2.474E-02	2.849E-02

Figura 38. Resultados obtenidos de la estimación de número de etapas, relaciones de reflujo y carga térmica del condensador y reboiler.

Por último, en la figura anterior se muestran los diferentes datos que se generan del total de etapas teóricas, una relación de reflujo para cada una, así como la carga térmica del rehervidor y condensador necesaria. Todos estos datos nos sirven de base para la simulación del método riguroso.

### 6.2.2. SIMULACIÓN DEL MÉTODO RIGUROSO

La simulación del método riguroso nos proporciona mayor información del proceso de separación, ya que se obtiene un perfil de presión, temperatura, concentración, propiedades físicas así como flujos molares de las fases a lo largo de la columna y de productos, permitiéndonos también especificar el tipo de empaque y características de la columna. Gracias a esto, se tiene una visión más detallada, lo que nos lleva a obtener un comportamiento no muy distante del proceso experimental. Para poder realizar esta simulación, se tomaron como base los resultados arrojados por el método corto.

Al inicio, el procedimiento es el mismo que para el método corto, pero en este caso la unidad es cambiada por la nombrada “Distillation”, indicando que se requiere de un condensador, reboiler y el número de etapas necesarias. Este número de etapas se toma de los resultados mostrados en la figura 38, en este caso se eligió el mayor número de etapas, las cuales son 7; además es donde se genera la menor carga térmica (condensador y reboiler). Por último a estas etapas se suman dos para representar el reboiler y condensador (cada uno cuentan como una etapa), por lo tanto en número de etapas totales son 9.

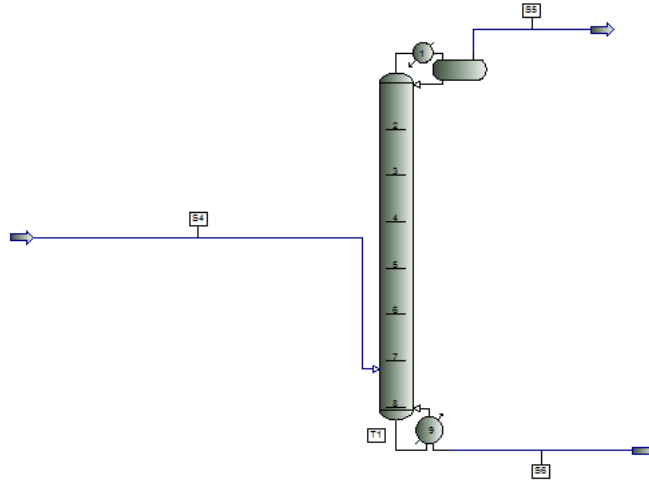


Figura 39. Unidad “Distillation” con reboiler y condensador.

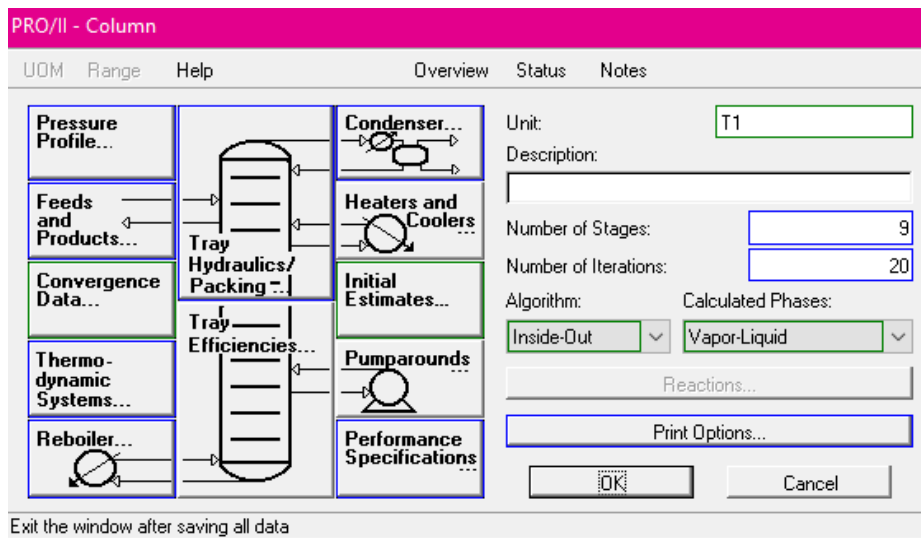


Figura 40. Especificación de parámetros.

También se especifica la presión de operación de la torre (585 mmHg); caída de presión de 0.008144 milibares, la cual fue tomada del cálculo realizado en el capítulo 5 [Fig.41]:

**Column - Pressure Profile**

UOM Define Range Help Overview

Pressure Specification Mode

Overall

By Individual Trays

Overall Specification

Top Tray Pressure:  kg/cm<sup>2</sup>

Pressure Drop

Per Tray:  kg/cm<sup>2</sup>

Column:  kg/cm<sup>2</sup>

Figura 41. Especificación de presión y caída de presión.

El tipo de empaque, que en este caso el IR-15 no forma parte de la base datos del simulador por lo que se indicó como no especificado, agregando el área superficial específica y tamaño de empaque, los cuales son datos conocidos; además se proporcionó la altura de empaque, diámetro de la torre y el intervalo de etapas que se encuentran empacadas. [Fig. 42]

UOM Range Help Overview

Cut	Section Name	Starting Tray	Ending Tray	Internals	Calculation Type	Calculation Data
Insert						
Reset	1 COLSECT-1	2	8	Random Packing	Rating	Enter Data...
	2					Enter Data...
	3					Enter Data...
	4					Enter Data...

**Column - Random Packing Rating**

UOM Range Help

Packing Characteristics

Manufacturer:

Type:

Packing Size:  mm

Packing Factor:  m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>

Pressure Drop Method:

Column Diameter:  m

Maximum Velocity:

Packing Height

HETP Method:

HETP:

Height:  m

Approach Calculation

Approach to Flooding

Approach to Efficient Velocity

Figura 42. Especificación de empaque, diámetro de la columna y altura empacada.

Finalmente, se deben dar especificaciones del valor del reflujo y la composición a obtener de agua o etanol en el fondo o en el domo. Para esta simulación se indicó la fracción mol de agua en el fondo ya que la columna converge mejor. [Fig. 43]



Specifications:		Active:
1	COL1SPEC1 - Stream S5 Composition of component ETHANOL on a Wet basis in Mole fraction = 0.85000 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
2	COL1SPEC2 - Stream S6 Composition of component H2O on a Wet basis in Mole fraction = 0.99700 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>
3	COL1SPEC3 - Column T1 Reflux Rate in liter/min = 0.60000 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Figura 43. Especificación de composición y valor de reflujo.

Al correr la simulación, debemos asegurarnos que no existan mensajes de error en el reporte y que los resultados tengan sentido físico para que la simulación pueda ser correcta.

La simulación del método riguroso se realizó tres veces, debido a que se tienen tres diferentes valores experimentales de reflujo, temperatura de domo, temperatura de fondo y caída de presión, por lo que se generan datos diferentes para cada caso.

La información relevante dada por el simulador en el reporte general para el análisis de la columna en base a los objetivos planteados, es la siguiente:

- **Reflujo 0.2 LPM**

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	73.0	0.80	0.3			0.6V	-0.0030
2	73.8	0.80	0.3	0.9			
3	75.0	0.80	0.3	0.9			
4	76.2	0.80	0.3	0.9			
5	77.2	0.80	0.3	0.9			
6	77.6	0.80	0.3	0.9			
7	77.8	0.80	0.3	0.9			
8	78.0	0.80	3.5	0.9	2.9L		
9R	84.1	0.81		1.2		2.2L	0.0123

Figura 44. Perfil de temperatura, presión y flujos molares a lo largo de la columna modelada en PRO II, así como carga térmica del condensador y reboiler para un reflujo de 0.2 LPM.

TRAY VAPOR DENSITIES			
TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY
1	36.969	1.01648	0.98570
2	35.672	0.97784	0.98623
3	34.514	0.94447	0.98672
4	33.436	0.91293	0.98718
5	32.699	0.89166	0.98750
6	32.357	0.88251	0.98764
7	32.230	0.87995	0.98768
8	32.187	0.88100	0.98767
9	27.123	0.72946	0.98979
TRAY LIQUID DENSITIES			
TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY
1	33.044	788.149	0.00114
2	29.482	809.744	9.84E-04
3	26.114	837.321	8.42E-04
4	23.788	862.429	7.43E-04
5	22.710	876.340	6.98E-04
6	22.311	881.907	6.81E-04
7	22.176	883.823	6.77E-04
8	22.133	884.400	6.77E-04
9	19.418	931.331	5.55E-04

Figura 45. Perfil de densidad de la fase líquida y vapor, así como masa molecular a lo largo de la columna modelada en PRO II para un reflujo de 0.2 LPM.

TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY		VISCOSITY		SURFACE TENSION DYNE/CM
	KCAL/HR-M-C		CP		
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
1	1.5320E-01	1.7622E-02	4.3509E-01	1.0568E-02	3.9041E+01
2	1.6442E-01	1.7778E-02	4.1905E-01	1.0640E-02	4.4693E+01
3	1.8188E-01	1.7948E-02	4.0270E-01	1.0718E-02	4.9964E+01
4	2.0236E-01	1.8124E-02	3.8922E-01	1.0798E-02	5.3505E+01
5	2.1659E-01	1.8250E-02	3.8131E-01	1.0857E-02	5.5077E+01
6	2.2309E-01	1.8311E-02	3.7784E-01	1.0886E-02	5.5636E+01
7	2.2547E-01	1.8336E-02	3.7646E-01	1.0898E-02	5.5817E+01
8	2.2624E-01	1.8349E-02	3.7572E-01	1.0903E-02	5.5864E+01
9	3.2478E-01	1.9191E-02	3.4006E-01	1.1338E-02	5.9062E+01

Figura 46. Perfil de conductividad térmica, viscosidad y tensión superficial de las fases a lo largo de la columna modelada en PRO II para un reflujo de 0.2 LPM.

SECTION	ID	=	COLSECT-1
	PACKED HEIGHT	=	1.83 M
	COLUMN ID	=	0.083 M
	PACKING TYPE (NORTON)	=	N/A
	PACKING FACTOR	=	305.00 M2/M3
	NOMINAL PACKING DIAMETER	=	15.000 MM
	CAPACITY METHOD	=	fraction of flood
	HETP METHOD	=	Frank rule of thumb
	DP METHOD	=	Norton
TRAY	---PRESSURE DROP---	PRESSURE	HETP
	MM H2O/M	KG/CM2	M
2	65.5782	0.0017	0.261
3	58.8871	0.0015	0.261
4	54.0898	0.0014	0.261
5	51.7565	0.0014	0.261
6	50.8164	0.0013	0.261
7	50.3420	0.0013	0.261
8	125.1199	0.0033	0.261

Figura 47. Datos de empaque. Resultados de HETP y perfil de caída de presión a lo largo de la columna Modelada en PRO II para un reflujo de 0.2 LPM.

- Reflujo 0.4 LPM

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	72.1	0.80	0.5			0.5V	-0.0050
2	72.3	0.80	0.5	1.1			
3	72.7	0.80	0.5	1.1			
4	73.1	0.80	0.5	1.1			
5	73.7	0.81	0.5	1.1			
6	74.5	0.81	0.5	1.1			
7	75.9	0.81	0.5	1.1			
8	78.0	0.81	3.6	1.0	2.8L		
9R	84.4	0.81		1.4		2.3L	0.0136

Figura 48. Perfil de temperatura, presión y flujos molares a lo largo de la columna modelada en PRO II, así como carga térmica del condensador y reboiler para un reflujo de 0.4 LPM.

TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY		VISCOSITY		SURFACE TENSION DYNE/CM
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
1	1.4401E-01	1.7411E-02	4.5487E-01	1.0469E-02	3.1729E+01
2	1.4641E-01	1.7478E-02	4.4894E-01	1.0500E-02	3.3977E+01
3	1.4911E-01	1.7552E-02	4.4224E-01	1.0534E-02	3.6196E+01
4	1.5261E-01	1.7630E-02	4.3477E-01	1.0570E-02	3.8664E+01
5	1.5802E-01	1.7724E-02	4.2540E-01	1.0613E-02	4.1783E+01
6	1.6850E-01	1.7855E-02	4.1223E-01	1.0672E-02	4.6188E+01
7	1.9098E-01	1.8060E-02	3.9398E-01	1.0766E-02	5.1733E+01
8	2.2358E-01	1.8347E-02	3.7563E-01	1.0900E-02	5.5618E+01
9	3.2481E-01	1.9212E-02	3.3891E-01	1.1347E-02	5.9012E+01

Figura 49. Perfil de conductividad térmica, viscosidad y tensión superficial de las fases a lo largo de la columna modelada en PRO II para un reflujo de 0.4 LPM.

TRAY VAPOR DENSITIES			
TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY
1	39.171	1.08060	0.98485
2	38.407	1.05852	0.98514
3	37.723	1.04264	0.98535
4	37.044	1.02659	0.98557
5	36.291	1.00795	0.98584
6	35.343	0.98256	0.98620
7	34.009	0.94390	0.98677
8	32.321	0.89391	0.98750
9	27.121	0.73660	0.98970

TRAY LIQUID DENSITIES			
TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY
1	37.612	767.691	0.00133
2	36.212	773.301	0.00127
3	34.818	779.331	0.00122
4	33.263	786.815	0.00115
5	31.292	797.708	0.00107
6	28.496	816.616	9.57E-04
7	24.919	849.124	8.04E-04
8	22.276	882.114	6.90E-04
9	19.418	931.146	5.61E-04

Figura 50. Perfil de densidad de la fase líquida y vapor, así como masa molecular a lo largo de la columna modelada en PRO II para un reflujo de 0.4 LPM.

SECTION	ID	=	COLSECT-1	
	PACKED HEIGHT	=	1.83 M	
	COLUMN ID	=	0.083 M	
	PACKING TYPE (NORTON)	=	N/A	
	PACKING FACTOR	=	305.00 M2/M3	
	NOMINAL PACKING DIAMETER	=	15.000 MM	
	CAPACITY METHOD	=	fraction of flood	
	HETP METHOD	=	Frank rule of thumb	
	DP METHOD	=	Norton	
TRAY	---PRESSURE	DROP----	PRESSURE	HETP
	MM H2O/M	KG/CM2	KG/CM2	M
2	125.1199	0.0033	0.795	0.261
3	125.1199	0.0033	0.799	0.261
4	125.1199	0.0033	0.802	0.261
5	125.1199	0.0033	0.805	0.261
6	104.3787	0.0027	0.808	0.261
7	81.5959	0.0021	0.811	0.261
8	125.1199	0.0033	0.813	0.261

Figura 51. Datos de empaque. Resultados de HETP y perfil de caída de presión a lo largo de la columna Modelada en PRO II para un reflujo de 0.4 LPM.

- Reflujo 0.6 LPM

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	----- NET FLOW RATES -----				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
				KG-MOL/HR			
1C	71.9	0.80	0.8			0.5V	-0.0072
2	72.1	0.80	0.8	1.3			
3	72.4	0.80	0.8	1.3			
4	72.7	0.80	0.7	1.3			
5	73.1	0.81	0.7	1.3			
6	73.7	0.81	0.7	1.3			
7	75.0	0.81	0.7	1.3			
8	77.8	0.81	3.9	1.3	2.8L		
9R	84.5	0.82		1.6		2.3L	0.0156

Figura 52. Perfil de temperatura, presión y flujos molares a lo largo de la columna modelada en PRO II, así como carga térmica del condensador y reboiler para un reflujo de 0.6 LPM.

TRAY VAPOR DENSITIES			
TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY
1	39.912	1.10188	0.98457
2	39.273	1.08355	0.98481
3	38.653	1.06979	0.98499
4	38.003	1.05491	0.98519
5	37.260	1.03694	0.98544
6	36.310	1.01236	0.98578
7	34.904	0.97303	0.98635
8	32.530	0.90221	0.98739
9	27.121	0.73801	0.98969

TRAY LIQUID DENSITIES			
TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM DENSITY
1	38.830	763.187	0.00138
2	37.778	767.058	0.00134
3	36.674	771.303	0.00130
4	35.406	776.582	0.00125
5	33.782	784.095	0.00118
6	31.365	797.177	0.00108
7	27.240	826.698	9.06E-04
8	22.517	878.646	7.02E-04
9	19.418	931.109	5.62E-04

Figura 53. Perfil de densidad de la fase líquida y vapor, así como masa molecular a lo largo de la columna modelada en PRO II para un reflujo de 0.6 LPM.

TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY		VISCOSITY		SURFACE TENSION DYNE/CM
	KCAL/HR-M-C		CP		
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
1	1.4215E-01	1.7352E-02	4.5987E-01	1.0440E-02	2.9768E+01
2	1.4375E-01	1.7403E-02	4.5557E-01	1.0465E-02	3.1462E+01
3	1.4556E-01	1.7464E-02	4.5026E-01	1.0493E-02	3.3225E+01
4	1.4789E-01	1.7532E-02	4.4417E-01	1.0524E-02	3.5243E+01
5	1.5134E-01	1.7615E-02	4.3643E-01	1.0562E-02	3.7823E+01
6	1.5777E-01	1.7730E-02	4.2509E-01	1.0615E-02	4.1653E+01
7	1.7480E-01	1.7926E-02	4.0564E-01	1.0704E-02	4.8138E+01
8	2.1949E-01	1.8315E-02	3.7734E-01	1.0885E-02	5.5269E+01
9	3.2481E-01	1.9216E-02	3.3867E-01	1.1349E-02	5.9002E+01

Figura 54. Perfil de conductividad térmica, viscosidad y tensión superficial de las fases a lo largo de la columna modelada en PRO II para un reflujo de 0.6 LPM.

SECTION	ID	=	COLSECT-1
	PACKED HEIGHT	=	1.83 M
	COLUMN ID	=	0.083 M
	PACKING TYPE (NORTON)	=	N/A
	PACKING FACTOR	=	305.00 M2/M3
	NOMINAL PACKING DIAMETER	=	15.000 MM
	CAPACITY METHOD	=	fraction of flood
	HETP METHOD	=	Frank rule of thumb
	DP METHOD	=	Norton
TRAY	---PRESSURE DROP---	PRESSURE	HETP
	MM H2O/M	KG/CM2	M
2	125.1199	0.0033	0.795
3	125.1199	0.0033	0.799
4	125.1199	0.0033	0.802
5	125.1199	0.0033	0.805
6	125.1199	0.0033	0.808
7	125.1199	0.0033	0.812
8	125.1199	0.0033	0.815

Figura 55. Datos de empaque. Resultados de HETP y perfil de caída de presión a lo largo de la columna Modelada en PRO II para un reflujo de 0.6 LPM.



Reflujo	Domo (fracción mol etanol)	Fondo (fracción mol etanol)
0.2 LPM	0.6756	0.05
0.4 LPM	0.7541	0.05
0.6 LPM	0.7805	0.05

Tabla 8. Resultados obtenidos en el simulador PRO II de composición de etanol (Fracción mol) en fondo y domo, para cada valor de reflujo fijado.

La información presente en las figuras 44, 48 y 52, nos muestra la temperatura, presión y flujos molares para cada etapa de separación, también nos proporciona la carga térmica tanto del reboiler como del condensador, todos estos datos son útiles para visualizar el balance de materia como de energía, lo que nos lleva a poder analizar el rendimiento de la columna y seleccionar el caso más adecuado para la separación. En este caso el perfil de temperatura y presión es muy similar en los tres valores de reflujo, pero la carga térmica requerida es menor para 0.2 LPM.

En las figuras 45, 46, 49, 50, 53 y 54, se presentan las propiedades de transporte para cada etapa y para cada fase, las cuales son función de la temperatura, presión y composición. Posteriormente, en las figuras 47, 51 y 55 se muestran los datos proporcionados por el simulador referente al empaque y a la columna (diámetro, altura de empaque, área superficial), también se observan los valores de presión y caída de presión por etapa de separación, los cuales son similares para cada caso de valor de reflujo.

Finalmente, en la tabla 8 se presentan los resultados obtenidos de fracción mol de etanol en el domo como en el fondo de la torre; estos datos también son sumamente útiles para poder seleccionar las mejores variables para llevar a cabo la separación.

### 6.3. DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LA FASE GAS Y LÍQUIDA EN BASE A CONDICIONES DE OPERACIÓN EXPERIMENTALES

Las propiedades físicas de la mezcla se obtuvieron en base a una simulación, debido a que los resultados son más exactos, ya que el simulador posee una amplia base de datos y modelos matemáticos. Las condiciones a las cuales se requieren obtener dichas propiedades son a la temperatura del domo, temperatura del reflujo y punto de burbuja del reflujo.

#### 6.3.1. PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS

Para determinar las propiedades del vapor, consideramos que la temperatura de esta fase es igual a la temperatura del domo de la columna. Para iniciar se dibuja una línea y se especifica la termodinámica, el sistema de unidades, los componentes, la presión de operación (585 mmHg), un flujo total de la mezcla (no influye en los valores pero es necesario especificarlo), la temperatura y composición del domo experimentales.

STREAM ID	0.2LPM	0.4LPM	0.6LPM
NAME			
PHASE	VAPOR	VAPOR	VAPOR
THERMO ID	ALCO01	ALCO01	ALCO01
TEMPERATURE, C	82.00	75.00	75.00
PRESSURE, KG/CM2	0.795	0.795	0.795
MOLECULAR WEIGHT	40.1777	41.2999	41.8610
ENTHALPY, KCAL/KG	288.3274	277.9004	274.2165
CP, KCAL/KG-C	0.3956	0.3889	0.3883
DENSITY, KG/K*M3	1076.4911	1130.2709	1145.8462
THERMAL CONDUCTIVITY, KCAL/HR-M-C	0.0182	0.0175	0.0175
VISCOSITY, CP	0.0107	0.0105	0.0105

Figura 56. Propiedades físicas de la fase gas con base en datos experimentales.

### 6.3.2. PROPIEDADES FÍSICAS DEL LÍQUIDO

En este caso, la temperatura del domo se cambia por la temperatura del reflujo, la composición es la misma (domo).

STREAM ID	0.2LPM	0.4LPM	0.6LPM
NAME			
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID
THERMO ID	ALCO01	ALCO01	ALCO01
TEMPERATURE, C	59.00	62.00	61.00
PRESSURE, KG/CM2	0.795	0.795	0.795
MOLECULAR WEIGHT	40.1777	41.2999	41.8610
ENTHALPY, KCAL/KG	37.3236	38.9154	37.9861
CP, KCAL/KG-C	0.6933	0.6941	0.6884
DENSITY, KG/M3	771.0089	764.4934	763.7244
SURF. TENS, DYNE/CM	29.0315	26.8298	26.0023
THERMAL CONDUCTIVITY, KCAL/HR-M-C	0.1433	0.1411	0.1407
VISCOSITY, CP	0.5684	0.5461	0.5572

Figura 57. Propiedades físicas de la fase líquida con base en datos experimentales.

### 6.3.3. PROPIEDADES FÍSICAS A LA TEMPERATURA DEL PUNTO DE BURBUJA DEL REFLUJO

En esta parte se sigue manteniendo el valor de la presión, pero en lugar de especificar temperatura se despliegan las opciones y se indica la opción de punto de burbuja, la composición aún es la correspondiente al domo.

The screenshot shows the 'Stream Specification' dialog box in PRO II. The 'Stream' field contains '0.6LPM'. The 'To Unit' is '(Product Stream)'. Under 'Stream Type', 'Composition Defined' is selected. Under 'Thermal Condition', 'First Specification' is 'Pressure' with a value of '0.79531 kg/cm²'. 'Second Specification' is 'Bubble Point'. The 'Thermodynamic System' is 'ALCO01'.

Figura 58. Especificación de datos en PRO II para el punto de burbuja.

STREAM ID	0.2LPM	0.4LPM	0.6LPM
NAME			
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID
THERMO ID	ALCO01	ALCO01	ALCO01
TEMPERATURE, C	71.81	71.73	71.70
PRESSURE, KG/CM2	0.795	0.795	0.795
MOLECULAR WEIGHT	40.1777	41.2999	41.8610
ENTHALPY, KCAL/KG	46.4099	45.7892	45.4992
CP, KCAL/KG-C	0.7261	0.7198	0.7168
DENSITY, KG/M3	758.5537	754.9414	753.2104
SURF. TENS, DYNE/CM	27.5909	25.7735	24.8633
THERMAL CONDUCTIVITY, KCAL/HR-M-C	0.1403	0.1389	0.1382
VISCOSITY, CP	0.4652	0.4694	0.4714

Figura 59. Propiedades físicas del reflujo a la temperatura del punto de burbuja con base en datos experimentales.

Nota: si se desea conocer una descripción más detallada del uso del simulador, consultar la referencia [2]

## 7. RESULTADOS Y ANÁLISIS

Los resultados obtenidos para cada valor de reflujo fijado durante la experimentación, se muestran en las tablas 9,10 y 11:

Reflujo	$w_L$ (m/s)	$w_G$ (m/s)	$\Delta P / dz$ (milibar/m)
<b>0.2 LPM</b>	$7.71 \times 10^{-4}$	0.543	0.000218
<b>0.4 LPM</b>	$1.46 \times 10^{-3}$	0.973	0.001397
<b>0.6 LPM</b>	$2.16 \times 10^{-3}$	1.4241	0.004536

Tabla 9. Resultados obtenidos de caída de presión y velocidad de las fases.

Reflujo	$m'$	$\beta_L a_{Ph}$ $\left(\frac{m m^2}{s m^3}\right)$	$\beta_G a_{Ph}$ $\left(\frac{m m^2}{s m^3}\right)$	$\beta_{OL} a_{Ph}$ $\left(\frac{m m^2}{s m^3}\right)$	$\beta_{OG} a_{Ph}$ $\left(\frac{m m^2}{s m^3}\right)$
<b>0.2 LPM</b>	0.6449	$8.08415 \times 10^{-6}$	0.14239	$8.08404 \times 10^{-6}$	$1.2534 \times 10^{-5}$
<b>0.4 LPM</b>	0.6327	$2.35121 \times 10^{-5}$	0.56336	$2.3511 \times 10^{-5}$	$3.7159 \times 10^{-5}$
<b>0.6 LPM</b>	0.6327	$4.54795 \times 10^{-5}$	1.30654	$4.5477 \times 10^{-5}$	$7.1877 \times 10^{-5}$

Tabla 10. Resultados obtenidos de coeficientes volumétricos de transferencia de masa individuales y globales, así como la pendiente de la curva de equilibrio.

En la tabla 9, el valor de la velocidad aumenta de entre un reflujo de 0.2 LPM y 0.4 LPM, ya que la cantidad del líquido aumenta; entre los valores de 0.4 LPM y 0.6 LPM, las velocidades resultantes son muy similares debido a que la temperatura del reflujo solo difiere en un grado haciendo que las propiedades físicas sean similares. La velocidad del vapor aumenta conforme aumenta el valor de líquido que se retorna a la columna, derivándose un incremento de la resistencia al flujo en esta fase, por lo tanto aumenta también la pérdida de presión.

Los resultados obtenidos de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa de ambas fases se encuentran en la tabla 10. En donde se puede notar que al aumentar el reflujo de líquido, los valores de los coeficientes de ambas fases aumentan, lo que nos lleva a una mayor fracción mol de etanol en el domo de la columna (Tabla 13).

Reflujo	Número de etapas	HETP (m) (experimental)	HETP (m) (correlación)
<b>0.2 LPM</b>	6	0.3048	0.20002
<b>0.4 LPM</b>	8	0.2286	0.2006
<b>0.6 LPM</b>	10	0.1828	0.2058

Tabla 11. Resultados obtenidos de etapas y HETP experimentales, así como HETP a partir de la correlación Wagner y col.

En la tabla 11 se registraron las etapas teóricas obtenidas a partir de la realización del método de McCabe- Thiele, y con base en estos resultados se calculó la altura equivalente de un plato teórico experimental para cada valor de reflujo fijado. Los valores de HETP disminuyen conforme aumenta el valor de reflujo, ya que a menor HETP se obtiene mayor eficiencia en la columna.

Los resultados de HETP calculados con la correlación de Wagner son prácticamente constantes para los tres valores de reflujo fijados, esto correspondería a que la operación de la columna se encuentra en la zona denominada de precarga, donde la altura equivalente de un plato teórico es independiente de las velocidades de las fases, generándose una eficiencia constante.

En la tabla 12, se muestran los valores de caída de presión y velocidades de flujo utilizando los datos proporcionados por el simulador los cuales se convirtieron en las unidades pertinentes para poder contrastar los resultados.

Reflujo	$w_L$ (m/s)	$w_G$ (m/s)	$\Delta P / dz$ (milibar)
<b>0.2 LPM</b>	$2.3765 \times 10^{-5}$	$6.284 \times 10^{-5}$	6.371
<b>0.4 LPM</b>	$6.2392 \times 10^{-5}$	$7.067 \times 10^{-5}$	11.414
<b>0.6 LPM</b>	$9.8436 \times 10^{-5}$	$8.471 \times 10^{-5}$	12.378

Tabla 12. Resultados obtenidos de caída de presión y velocidad de las fases, en base al simulador.

La velocidad del gas y de líquido puede considerarse casi constante para los tres casos. Al comparar los datos de la tabla 9 y 12, se observa que las velocidades de gas y caídas de presión son muy diferentes entre sí, mientras que las velocidades de líquido son similares.

A continuación, se encuentran los datos de la fracción mol que se obtuvieron experimentalmente y con el simulador en el domo para cada valor de reflujo:

Reflujo	Simulador (fracción mol etanol domo)	Experimental (fracción mol etanol domo)
<b>0.2 LPM</b>	0.675	0.79
<b>0.4 LPM</b>	0.754	0.83
<b>0.6 LPM</b>	0.78	0.85

Tabla 13. Resultados obtenidos de fracción mol de etanol en el domo de manera experimental y con el simulador.

Al hacer la comparación, se puede expresar que se obtiene mayor rectificación durante la experimentación, sin embargo los resultados obtenidos no difieren de manera importante. Esta diferencia se puede deber a que el simulador se basa en ecuaciones que arrojan resultados tomando en cuenta que existe un equilibrio completo y que la alimentación es continua, lo que en la realidad no sucede, además que experimentalmente puede existir una variación en las

condiciones de operación (un aumento de presión debida al vapor, pérdida de calor por la inexistencia de enchaquetamiento, variaciones en los flujos a lo largo de la columna).

Los valores de caída de presión, tanto de la simulación con los obtenidos a partir de datos experimentales, son muy pequeños, esto es debido a que la columna posee un diámetro reducido, y al posicionar estos valores en la figura 19 se puede observar que la columna se encuentra operando por debajo del punto A lo que significa que la velocidad del líquido es independiente de la velocidad del gas.

## 8. CONCLUSIONES

Al realizar la separación de la mezcla etanol-agua en torre de empaque al azar de la nave 1000 del LEM de Ingeniería Química, con base en los datos experimentales se pudo llevar a cabo el cálculo de caída de presión y coeficientes de transferencia de masa, esta información es de suma importancia ya que además de dar una visión del comportamiento del proceso, se pudo comprender la manera en que se afecta el grado de separación de la mezcla en función de la disminución o aumento del reflujo de líquido. Con base en los datos experimentales de temperatura, presión de trabajo, composición y reflujo se llevó a cabo la simulación del proceso de destilación, la cual fue de gran apoyo al determinar propiedades físicas a dichas condiciones, además se generaron datos de flujos molares de las fases, así como pérdida de presión por etapa, por lo que se obtiene un perfil de datos que pueden complementar la información en el comportamiento de la separación o realizar una comparación de la aproximación con en el proceso experimental.

Al llevar a cabo la comparación de los resultados obtenidos en base a la experimentación y a la simulación podemos concluir que no guardan una diferencia importante, permitiendo mencionar que el simulador genera información precisa en función de las condiciones de operación y características de equipo alimentadas. Las posibles diferencias entre los valores obtenidos pueden deberse a que en la columna de destilación experimental se generan pérdidas de calor que repercute en el tiempo de estabilización; por esto, se propone el aislamiento de dicho equipo para disminuir las pérdidas de calor, y por lo tanto la cantidad de vapor de calentamiento, así como el costo de operación. También se propone la instalación de un manómetro diferencial, lo que nos llevaría a obtener valores experimentales de caída de presión a lo largo de la columna, lo que nos ayudaría a disminuir el margen de error de los resultados.

Los simuladores son herramientas de las cuales se pueden obtener diversos parámetros y datos de diseño de diferentes operaciones unitarias, mientras que en un proceso ya existente, el uso de la simulación nos ayuda a obtener variables de operación a diferentes condiciones sin la necesidad de modificar dichas variables de manera física, y así en base a las necesidades se obtienen las mejores opciones que nos ofrezcan un mayor rendimiento.

A partir de los resultados obtenidos experimentalmente se puede expresar que el valor de reflujo más adecuado para operar la torre de destilación de empaque al azar es 0.6LPM, ya que la composición obtenida es muy cercana a la fracción mol máxima que se pueda obtener a causa del azeótropo que forma la mezcla de etanol-agua a la presión de operación. Sin embargo, otro valor de reflujo que proporciona resultados muy favorables es a 0.4 LPM, ya que la composición de etanol en el domo es mayor 0.8 en fracción mol y no hay una diferencia considerable con lo obtenido a 0.6 LPM.

Es posible aumentar el valor del reflujo experimentalmente ya que el valor máximo con el que se puede trabajar de acuerdo al rotámetro es 1.2 LPM pero esto significaría el aumento de vapor de calentamiento, pudiendo llegar al límite de presión marcado por el manómetro que es de  $4 \text{ kgf/cm}^2$  (debido a las pérdidas de calor en la columna), y además se debe asegurar que el tanque de condensado tenga un volumen superior a  $\frac{3}{4}$  de su capacidad; si se desearía manejar un flujo mayor al establecido por el límite del rotámetro, esto no sería posible ya que el diámetro de la columna es reducido lo cual limita la cantidad de flujo de las fases, ya que si estos aumentan de manera considerable, se tendría como consecuencia sobrepasar el límite de la capacidad de la torre, llevándonos a la inundación, mayor consumo de energía de calentamiento, disminución de la pureza del destilado, así como la inestabilidad en el comportamiento del equipo.

La caída de presión, flujos de vapor y líquido, la velocidad de transferencia de masa, características del empaque, son factores determinantes no solo en la separación de una mezcla etanol-agua, si no en el proceso de destilación en general, ya que de esto depende la eficiencia y estabilidad del proceso, teniendo como consecuencia una mayor o menor pureza de los productos.



## SIMBOLOGÍA UTILIZADA

$a$	Área superficial específica	$m^2/m^3$
$a_{Ph}$	Área interfacial específica	$m^2/m^3$
$C_L$	Factor de capacidad del líquido	$m/s$
$C_G$	Factor de capacidad del gas	$m/s$
$C_{LO}$	Capacidad calorífica a presión constante	$KJ/Kmol K$
$C_{pA}$	Capacidad calorífica a presión constante soluto	$KJ/Kmol K$
$C_{pB}$	Capacidad calorífica a presión constante disolvente	$KJ/Kmol K$
$C_{pk}$	Constante característica de empaque	
$d_p$	Diámetro de partícula	$m$
$d_s$	Diámetro de la torre	$m$
$dz$	Altura de lecho empacado	$m$
$d_h$	Diámetro hidráulico	$m$
$D_G$	Difusividad del gas	$m^2/s$
$D_L$	Difusividad del líquido	$m^2/s$
$F_V$	Parámetro de flujo	$m/s \left( \frac{kg}{m^3} \right)^{0.5}$
$g$	Gravedad	$m/s^2$
$G'$	Flujo molar de la fase gas	$Kmol/s$
$h_L$	Líquido retenido	$m^3/m^3$
$\Delta H_m$	Entalpía de mezcla	$KJ/kg$
$K$	Factor de pared	
$k$	Constante de Boltzmann	$erg/K$

$L$	Reflujo corregido	$Kmol/m^2s$
$L_o$	Reflujo externo	$Kmol/m^2s$
$L'$	Flujo molar de la fase líquida	$Kmol/s$
$M_A$	Peso molecular del soluto	$kg/Kmol$
$M_B$	Peso molecular del solvente	$kg/Kmol$
$M_{pr}$	Peso molecular promedio	$kg/Kmol$
$P_r$	Presión absoluta	$N/m^2$
$\Delta P$	Caída de presión (empaquete seco)	<i>milibar</i>
$\Delta P_0$	Caída de presión (empaquete húmedo)	<i>milibar</i>
$r_{AB}$	Separación molecular durante el choque	<i>nm</i>
$r_A$	Separación molecular durante el choque soluto	<i>nm</i>
$r_B$	Separación molecular durante el choque solvente	<i>nm</i>
$T$	Temperatura	<i>K</i>
$T_b$	Temperatura de ebullición normal	<i>K</i>
$t_{bp,R}$	Temperatura de punto de burbuja del reflujo	<i>K</i>
$t_R$	Temperatura del reflujo	<i>K</i>
$w_G$	Velocidad del gas	$m/s$
$w_L$	Velocidad de líquido	$m/s$
$x_A$	Fracción mol del soluto	<i>mol</i>
$x_B$	Fracción mol del solvente	<i>mol</i>
$\beta_G$	Coefficiente individual de transferencia de masa de la fase gas	$m/s$

$\beta_L$	Coefficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida	$m/s$
$\beta_{OG}$	Coefficiente global de transferencia de masa de la fase gas	$m/s$
$\beta_{OL}$	Coefficiente global de transferencia de masa de la fase líquida	$m/s$
$\varepsilon$	Fracción de espacios vacíos	
$\epsilon$	Energía de la atracción molecular	$ergs$
$\rho_G$	Densidad del gas	$kg/m^3$
$\rho_L$	Densidad del líquido	$kg/m^3$
$\sigma_L$	Tensión superficial del líquido	$kg/s^2$
$\mu_G$	Viscosidad del gas	$kg/ms$
$\mu_L$	Viscosidad del líquido	$kg/ms$
$\bar{u}_L$	Velocidad media efectiva	$m/s$
$\nu_G$	Viscosidad cinemática del gas	$m^2/s$
$\nu_L$	Viscosidad cinemática del líquido	$m^2/s$
$v_A$	Volumen molal del soluto en el punto de ebullición normal	$m^3/Kmol$
$\varphi$	Factor de asociación para el disolvente	
$\lambda_{pr}$	Calor latente molar de evaporación promedio	$KJ/Kmol$
$m'$	Pendiente de la línea de equilibrio del sistema	

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] Badger, W. L. (1964). *Introducción a la Ingeniería Química*. México: McGraw-Hill.
- [2] Betancourt Román, T. R. (2011). *Manual para la resolución de problemas de la materia de ingeniería de procesos y simulación de procesos de la carrera de ingeniería química, mediante el uso del simulador de procesos PRO II*. (Tesis de licenciatura). Universidad Nacional Autónoma de México. Cuautitlán México.
- [3] Billet, R. y Schultes, M. (1999). Prediction of mass transfer columns with dumped and arranged packings-updated summary of the calculation method of billet and schultes. *Chem Eng Res Des*, 77, 498- 504.
- [4] Cohen, L. (2003). *Diseño y simulación de procesos químicos*. (2ª ed.). España: Cirulo Rojo.
- [5] Coker, A. K. (2007). *Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants*. (4ª ed.). Amsterdam: Elsevier/ Gulf Professional.
- [6] Foust, A. S. (2006). *Principios de operaciones unitarias*. (2ª ed.). México: Compañía Editorial Continental.
- [7] Geankoplis, C. J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. (3ª ed.). México: CECSA.
- [8] Henley, E. J. (1998). *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*. (2ª ed.). México: Reverte.
- [9] Hidrogo Morales, H. (2008). *Caracterización de una torre empacada para absorción gaseosa, del LEM IQ*. (Tesis de licenciatura). Universidad Nacional Autónoma de México. Cuautitlán México.
- [10] Kehrer, F., Spiegel, E., Kolesnikov, E. y Choo, P. (2006). Experimental investigation and modelling of sulzer I-Ring hydraulics. *Chem Eng Res Des*, 84(A11), 1075- 1080.
- [11] Kister, H. Z. (1992). *Distillation desing*. USA: McGraw-Hill.
- [12] Ludwig, E. E. (1995). Vol. 3 *Applied process design for chemical and petrochemical plants*. (3ª ed.) Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [13] Martínez Gonzáles, J. A. (2011). *Diseño de una torre de destilación experimental con empaque estructurado para el LEM de ingeniería química*. (Tesis de licenciatura). Universidad Nacional Autónoma de México. Cuautitlán México.
- [14] McCabe, W. L. (2002). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. (6ª ed.). México: McGraw-Hill Interamericana.
- [15] Perry, R. H. (2010). Vol. 1 *Manual del ingeniero químico*. (7ª ed.). España: McGraw-Hill.
- [16] Perry, R. H. (2010). Vol. 2 *Manual del ingeniero químico*. (7ª ed.). España: McGraw-Hill.
- [17] Perry, R. H. (2010). Vol. 3 *Manual del ingeniero químico*. (7ª ed.). España: McGraw-Hill.
- [18] Sinnott, R. y Towler, G. (2012). *Diseño en ingeniería química*. Barcelona: Reverté.

- [19] Smith, J. M., Van Ness, H. C. y Abbott, M. M. (2007). *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química*. (7ª ed.). México: McGraw-Hill.
- [20] Strigle, R. F. (1978). *Random packings and packed towers: Design and applications*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [21] Treybal, R. E. (1985). *Operaciones de transferencia de masa*. (2ª ed.). México: McGraw-Hill.
- [22] Valiente, A. (1993). *Manual del ingeniero químico*. México: Limusa.
- [23] Wagner, I., Stichlmair, J. y Fair, R. J. (1997). Mass transfer in beds of modern, high-efficiency random packings. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 36, 227-237.

## **ANEXO A:**

# **DATOS DE EQUILIBRIO PARA EL SISTEMA ETANOL- AGUA A PRESIÓN CONSTANTE (585 mmHg)**

- *Datos de equilibrio y gráfico de composición de etanol en la fase líquida y gas (x,y)*
- *Datos de equilibrio y gráfico de relación entre la temperatura y la composición de etanol en la fase líquida y gas (T,x,y)*

*NOTA: todos los datos de equilibrio fueron determinados por el simulador PRO II.*

Fracción mol de etanol en la fase líquida	Fracción mol de etanol en la fase gas
0	0
0.029412	0.234103
0.058823	0.353879
0.088235	0.425399
0.117647	0.47241
0.147059	0.505485
0.176471	0.530079
0.205882	0.549237
0.235294	0.564829
0.264706	0.578057
0.294118	0.589738
0.323529	0.600441
0.352941	0.610583
0.382353	0.620476
0.411765	0.630357
0.441176	0.640418
0.470588	0.650813
0.5	0.661668
0.529412	0.673093
0.558824	0.685184
0.588235	0.698028
0.617647	0.711703
0.647059	0.726284
0.676471	0.741846
0.705882	0.758458
0.735294	0.776193
0.764706	0.795126
0.794118	0.815333
0.823529	0.836894
0.852941	0.859895
0.882353	0.884427
0.911765	0.910591
0.941176	0.938494
0.970588	0.968253
1	1

Tabla A1. Datos de equilibrio de composición de etanol en la fase líquida y vapor.

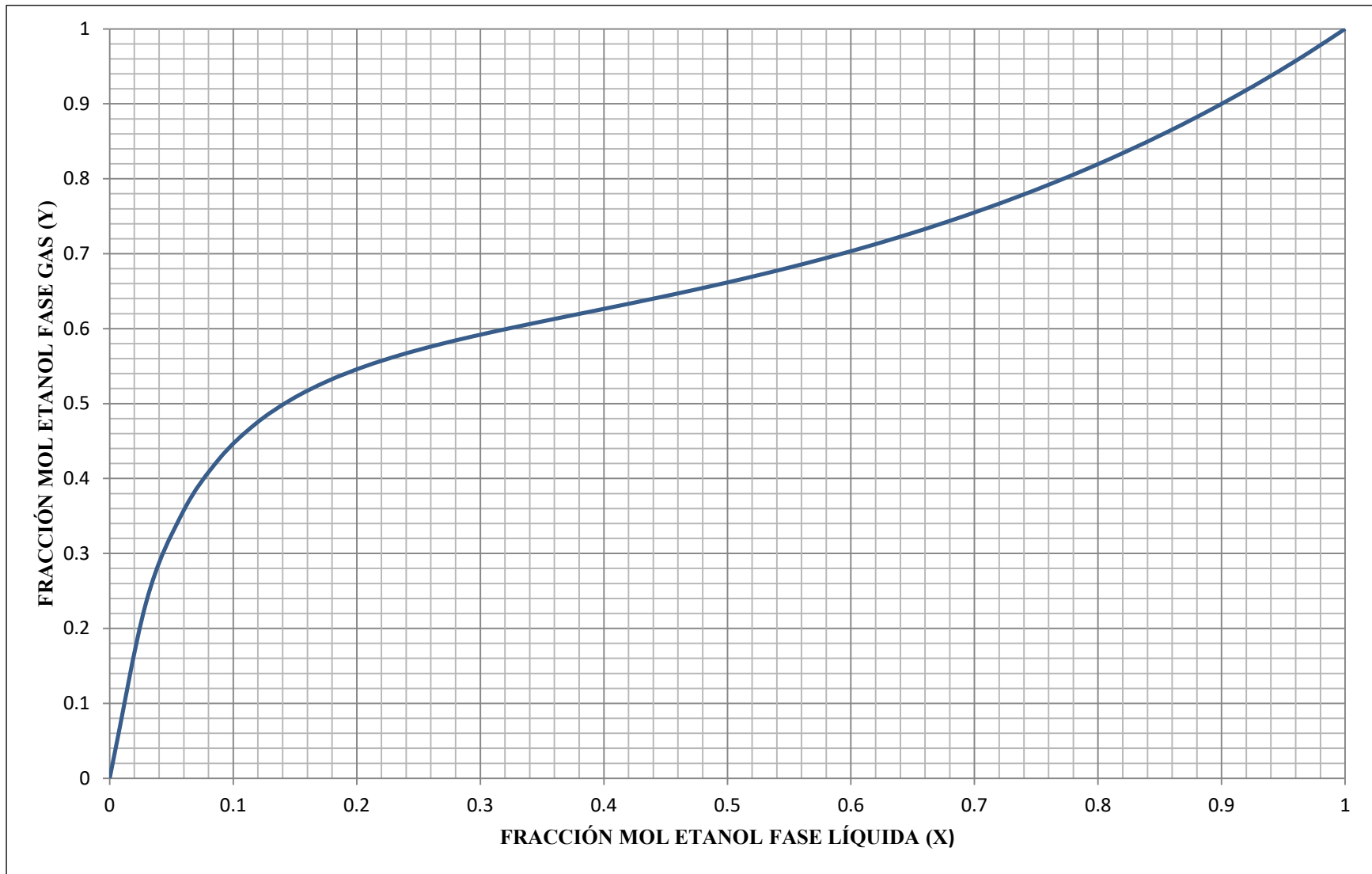


Gráfico A1. Diagrama X-Y para el sistema Etanol-Agua.



<b>Fracción mol de etanol en la fase líquida</b>	<b>Temperatura °C</b>	<b>Fracción mol de etanol en la fase gas</b>	<b>Temperatura °C</b>
0	92.839996	0	92.839996
0.058823	82.842003	0.353879	82.842003
0.117647	78.819801	0.47241	78.819801
0.176471	76.803299	0.530086	76.803299
0.235294	75.635201	0.564816	75.635201
0.294118	74.863998	0.589732	74.863998
0.352941	74.286201	0.61058	74.286201
0.411765	73.807404	0.630355	73.807404
0.470588	73.384598	0.650811	73.384598
0.529412	73.0009	0.673091	73.0009
0.588235	72.652901	0.698026	72.652901
0.647059	72.344398	0.726283	72.344398
0.705882	72.082703	0.758457	72.082703
0.764706	71.876801	0.795125	71.876801
0.823529	71.736298	0.836893	71.736298
0.882353	71.670898	0.884427	71.670898
0.941176	71.690102	0.938494	71.690102
1	71.803596	1	71.803596

Tabla A2. Datos de equilibrio de la relación entre la temperatura y composición de etanol en la fase líquida y vapor.

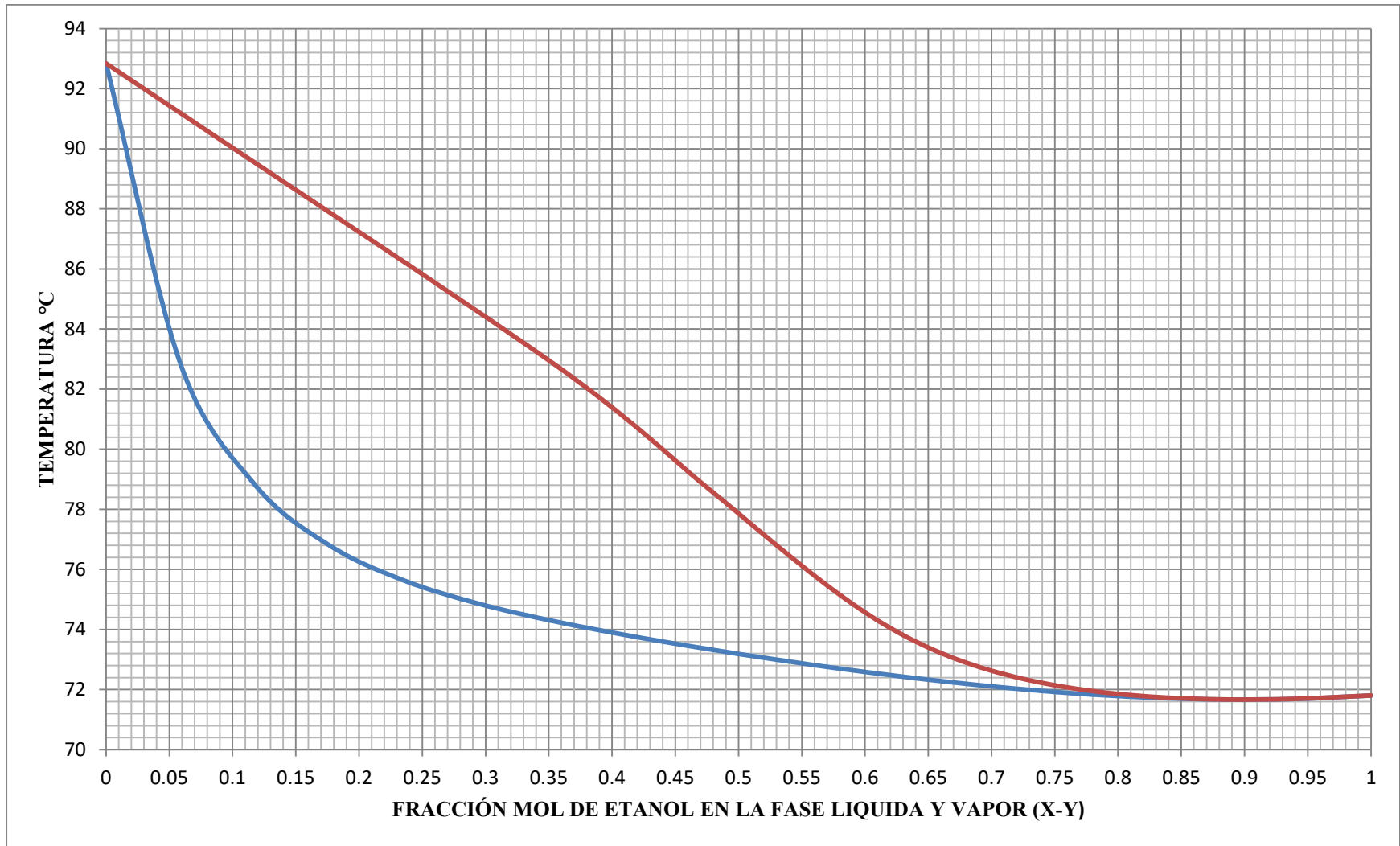


Gráfico A 2. Diagrama T-X-Y para el sistema Etanol-Agua.

## **ANEXO B:**

# **SUMARIO DE ECUACIONES PARA LA DETERMINACIÓN DE PROPIEDADES FÍSICAS Y TERMODINÁMICAS**

Propiedad	Fase líquida	Fase Vapor
<b>Peso molecular promedio</b>	$M_{pr} = x_A M_A + x_B M_B$ <p> <math>x_A = \text{fracción mol soluto}</math>  <math>x_B = \text{fracción mol solvente}</math> </p>	$M_{pr} = y_A M_A + y_B M_B$ <p> <math>y_A = \text{fracción mol soluto}</math>  <math>y_B = \text{fracción mol solvente}</math> </p>
<b>Densidad</b>	$\rho_L = \frac{M_{pr}}{\frac{M_A}{\rho_A} + \frac{M_B}{\rho_B}}$	$\rho_G = y_A \rho_A + y_B \rho_B$ $\rho_i = \frac{M_i P_r}{RT}$ <p> <math>\rho_i = \text{densidad}</math>  <math>M_i = \text{peso molecular}</math> </p>
<b>Viscosidad</b>	$\mu_L = (x_A \mu_A + x_B \mu_B)^3$ <p> <math>\mu_A = \text{viscosidad soluto}</math>  <math>\mu_B = \text{viscosidad solvente}</math> </p>	$\mu_G = \frac{y_A \mu_A (M_A)^{1/2} + y_B \mu_B (M_B)^{1/2}}{y_A (M_A)^{1/2} + y_B (M_B)^{1/2}}$
<b>Difusividad</b>	$D_L = \frac{(117.3 \times 10^{-18})(\varphi M_B)^{0.5T}}{\mu_L \nu_A^{0.6}}$	$D_G = \frac{10^{-4} \left( 1.084 - 0.249 \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right) T^{3/2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P_r (r_{AB})^2 f \left( \frac{kT}{\epsilon_{AB}} \right)}$
<b>Tensión superficial</b>	$\sigma_L = x_A \sigma_A + x_B \sigma_B$ <p> <math>\sigma_A = \text{tensión superficial soluto}</math>  <math>\sigma_B = \text{tensión superficial solvente}</math> </p>	
<b>Capacidad calorífica</b>	$C_{L0} = x_A C_{pA} + x_B C_{pB}$ $\frac{C_p}{R} = A + BT + CT^2$ $R = 8.314 \frac{J}{\text{molK}}$ <ul style="list-style-type: none"> <li>• Etanol <p> <math>A = 33.866</math>  <math>B = -0.1726</math>  <math>C = 0.00034917</math> </p> </li> <li>• Agua <p> <math>A = 8.7112</math>  <math>B = 0.00125</math> </p> </li> </ul>	

	$C = -0.00000018$ $C_{p_A} = \text{capacidad calorífica soluto}$ $C_{p_B} = \text{capacidad calorífica solvente}$	
<b>Calor latente</b>	$\lambda_{pr} = \Delta H_m(M_{pr})$ $\Delta H_m = x_A H_A + x_B H_B$ $\Delta H_m = \text{entalpía de mezcla}$ $H_A = \text{entalpía soluto}$ $H_B = \text{entalpía solvente}$	
<b>Punto de burbuja</b>	$y_A = K_A x_A$ $\sum y_A = \sum K_A x_A = 1$ $y_A = \text{fracción mol soluto fase gas}$ $x_A = \text{fracción mol soluto fase líquida}$ $K_A = \text{relación de equilibrio}$	

## **ANEXO C:**

# **SUMARIO DE ECUACIONES UTILIZADAS POR EL SIMULADOR PRO II PARA COLUMNAS DE EMPAQUE AL AZAR**

<p><b>Capacidad</b></p>	$v_{Gf}^2 a \phi \mu_L^{0.2} \rho_G / \rho_L g_c = \text{función}(L/G, (\rho_G / \rho_L)^{0.5})$ <p><math>v_{Gf}</math> = velocidad superficial del vapor en la inundación  <math>a</math> = área superficial específica  <math>\phi = \rho_{\text{agua}} / \rho_L</math></p> <p><math>\rho_L</math> = densidad del líquido  <math>\rho_G</math> = densidad del gas  <math>g_c</math> = constante gravitacional  <math>L</math> = flujo máximo de líquido  <math>G</math> = flujo máximo de gas</p>
<p><b>Caída de presión (método de Norton)</b></p>	$\Delta P = \text{función}(a v_L^{0.1} v_G^2 \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right), \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5})$ <p><math>\Delta P</math> = caída de presión  <math>v_L</math> = viscosidad cinemática del líquido  <math>v_G</math> = viscosidad cinemática del gas</p>
<p><b>Altura de la unidad de transferencia de la fase líquida</b></p>	$H_L = \phi C_{fl} (z_p / 3.048)^{0.15} (S_{cL})^{0.5}$ <p><math>\phi</math> = parámetro de empaque  <math>C_{fl}</math> = función de Fr  <math>Fr = \frac{v_G}{v_{Gf}} a \frac{L}{V}</math> constante  <math>v_{Gf}</math> = velocidad superficial del vapor en la inundación  <math>S_{cL}</math> = número de schmidt</p>
<p><b>Altura de la unidad de transferencia de la fase vapor</b></p>	$H_G = (\phi \left( \frac{D_t}{0.3048} \right)^a \left( \frac{dz}{3.048} \right)^{1/3} (S_{cL})^{0.5}) / (737.34 G_L f_\mu f_p f_\sigma)^b$ <p><math>\phi</math> = parámetro de empaque  <math>D_t = 0.6096</math>  <math>dz</math> = altura de empaque  <math>S_{cL}</math> = número de schmidt  <math>G_L</math> = velocidad másica del líquido  <math>f_\mu = \left( \frac{\mu_L}{\mu_{\text{agua}}} \right)^{0.16}</math>  <math>f_p = \left( \frac{\rho_L}{\rho_{\text{agua}}} \right)^{-1.25}</math></p>

	$f_{\sigma} = \left(\frac{\sigma_L}{\sigma_{agua}}\right)^{-0.8}$ $a = 1.24$ $b = 0.6$
<b>HETP</b>	$HETP = (H_G + \pi H_L) \ln\left(\frac{\pi}{\pi-1}\right)$ <p style="text-align: center;"><i><math>\pi</math> = relación entre la pendiente de la curva de equilibrio y la línea de operación</i></p>



**ANEXO D:**

**GLOSARIO**

Área interfacial específica entre fases	Es el área representada por la interfase formada por el contacto entre la fase gas y líquida.
Área efectiva de transferencia de masa	Es el área donde se da la transferencia de masa, incluye las zonas donde no hay contacto con la superficie del empaque.
Área mojada de empaque	Es el área de empaque donde hay presencia de líquido por 1 m <sup>3</sup> de volumen de empaque. En esta parte no es necesario que se dé la transferencia de masa por lo que incluye las zonas muertas.
Área superficial específica	Es el área donde se lleva a cabo la transferencia de masa dada por el empaque por 1 m <sup>3</sup> de volumen de empaque.
Calor latente de vaporización	Energía requerida para llevar a cabo el cambio de la fase líquida a la fase gas a temperatura constante (temperatura de ebullición).
Coefficiente global de transferencia de masa	Suma de las resistencias a la transferencia de masa en la fase gas y la fase líquida.
Coefficiente individual de transferencia de masa	Representación de la velocidad de transferencia de masa entre la masa de una de las fases y la interfase.
Coefficiente volumétrico de transferencia de masa	Representación de la velocidad de transferencia de masa basada en la unidad de volumen.
Diámetro hidráulico	Es un parámetro equivalente al diámetro circular, el cual permite estudiar el comportamiento de flujo a través de los diferentes canales dentro de la torre ya que dichos canales no son circulares.
Equilibrio	Es el punto en donde existe una estabilidad y por lo tanto no se registran cambios ya que se ha llegado a las

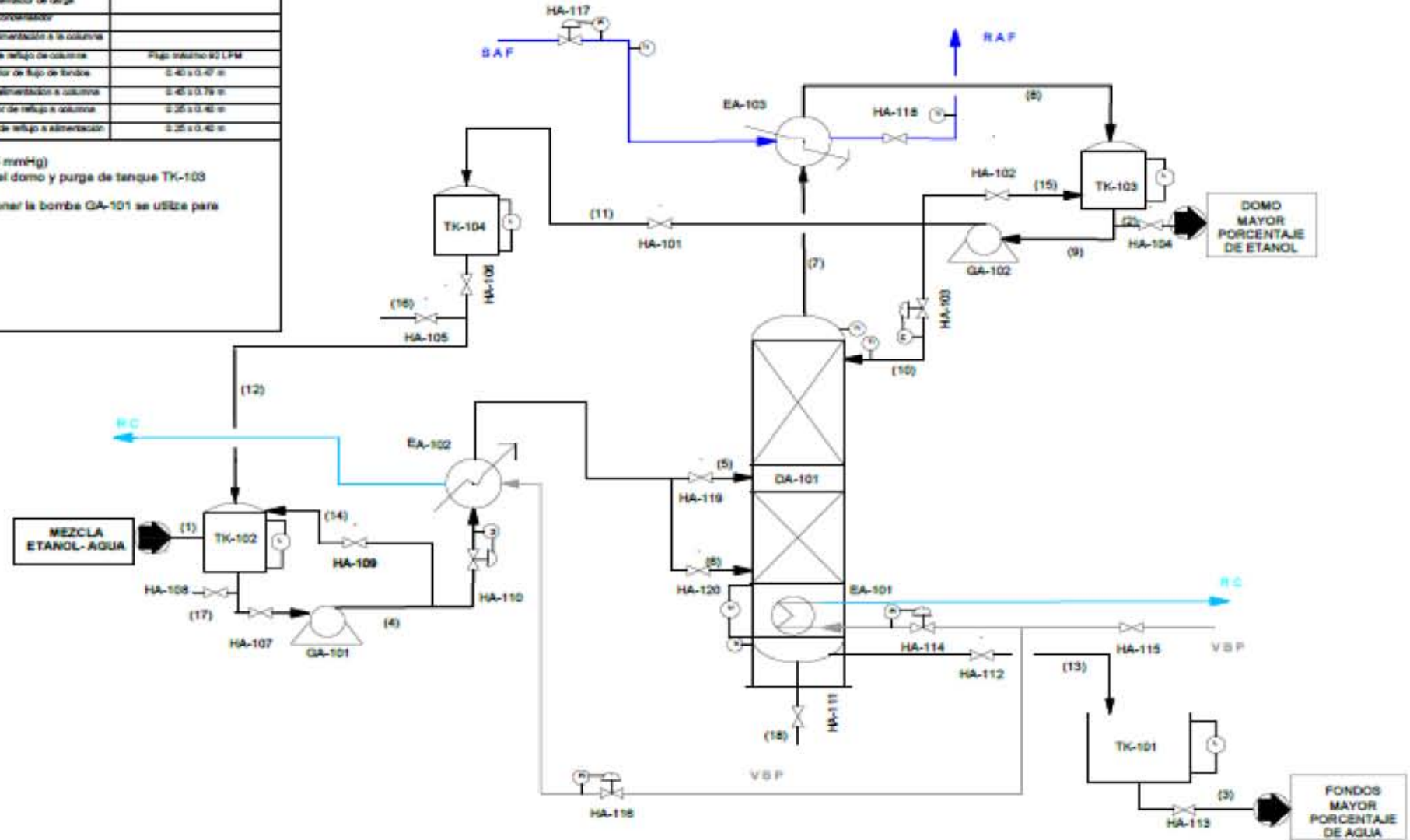
	condiciones límite.
Factor de capacidad	Es la velocidad superficial de las fases corregida por las densidades del líquido y vapor.
Factor de empaque	Es un valor que depende del tamaño y forma del empaque que se puede obtener de manera experimental y por medio de la siguiente relación <sup>[20]</sup> . $\frac{a}{\varepsilon^3}$
Parámetro de flujo	Representa la energía cinética del líquido.
Fracción de espacios vacíos	Es el volumen de espacio libre del empaque por 1 m <sup>3</sup> del volumen de lecho empacado.
Punto de burbuja	Es la temperatura en donde se origina la primera burbuja de vapor (el líquido está en equilibrio con el vapor) a una presión dada.
Retención de líquido	Es la formación de la capa de líquido en la superficie del empaque así como lagunas en los huecos entre los empaques, esta expresado en base al volumen empacado <sup>[21]</sup> .
Volatilidad relativa	Es una medida numérica de la facilidad con la que se puede realizar la separación por destilación, que también es llamada factor de separación. Es la relación entre las relaciones de concentraciones de los componentes en la fase líquida y vapor <sup>[21] [8]</sup> . $\alpha = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j}$
Reflujo	Líquido generado por la condensación del vapor procedente de la parte superior de la columna <sup>[8]</sup> .

## **ANEXO E:**

# **DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA TORRE DE EMPAQUE AL AZAR DE LA NAVE 1000 DEL LEM DE INGENIERÍA QUÍMICA**

LISTA DE EQUIPOS		
CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
GA-101	Columna de destilación	3 1/2" D.I. x 60' 10"
EA-101	Cámara de evaporación	
EA-102	Precalentador de carga	
EA-103	Condensador	
GA-102	Bomba de alimentación a la columna	
GA-103	Bomba de refujo de columna	Flujo máximo 20 LPM
TK-101	Acumulador de flujo de fondos	0.40 x 0.40 m
TK-102	Tanque de alimentación a columna	0.40 x 0.40 m
TK-103	Acumulador de refujo a columna	0.25 x 0.40 m
TK-104	Acumulador de flujo a alimentación	0.25 x 0.40 m

NOTAS:  
 Presión de operación atmosférica (585 mmHg)  
 (2) Se utiliza para toma de muestras del domo y purga de tanque TK-103  
 (11) (12) (15) No se utiliza  
 (14) Al cerrar la válvula HA-110 y accionar la bomba GA-101 se utiliza para homogenizar la mezcla alimentada  
 (16) Purga de tanque TK-104  
 (17) Purga de tanque TK-102  
 (18) Purga de torre DA-101  
 RC: Retorno de condensado  
 VBP: Vapor de baja presión  
 RAF: Retorno de agua fría  
 SAF: Suministro de agua fría



OBSERVACIONES	ELABORADO POR: CLAUDIA ELIZABETH LINARES ROSALES	DESCRIPCIÓN	FECHA: 7/02/18	<b>DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO</b> TORRE DE DESTILACIÓN DE EMPQUE AL 62AP LEM INGENIERÍA QUÍMICA MAVE 100	 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN DISEÑO 1
	APROBADO POR: SILVIA MAYRA SANTOS	DESTILACIÓN DE MEZCLA ETANOL-AGUA	ESCALA:		
	APROBADO		CUAUTITLÁN, MEX.		