

12 [redacted]
201.



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

**ESTUDIO DE EMPAQUES
ESTRUCTURADOS**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
MARTIN GARCIA TAPIA

MEXICO, D. F.
**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

1997



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 *ZARAGOZA*
JEFATURA DE INGENIERIA
QUIMICA
OF/082/013/97**

C. Martín García Tapia
Presente.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, le comunico que la Jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

- Presidente:** I.Q. Miguel José Flores Galaz
Vocal: Dr. José Antonio Rocha Uribe
Secretario: I.Q. Rafael Sánchez Dirzo
Suplente: I.Q. Andrés Aquino Canchola
Suplente: I.Q. Patricia Balbina García Aguilar

ATENTAMENTE
"LO HUMANO EJE DE NUESTRA REFLEXION"
México, D.F., 14 de Mayo de 1997

Ing. Magín Enrique Juárez Villar
Jefe de la Carrera

Im

AGRADECIMIENTOS

A DIOS

Por darme la vida y la luz que alumbró mi camino.

A MIS PADRES

María Luisa

y

Felipe

Por todo el apoyo, cariño y esfuerzo incondicional para salir adelante en mis logros.

Lo realizado hasta ahora, es gracias a ustedes.

A MI TÍA CONSUELO

Que aunque ya no pudiste ver esto que tanto esperabas, te estoy muy agradecido.

A MIS ABUELOS

(ELENA, ESPERANZA, ANTONIO Y LUIS)

Por el apoyo inmenso que he recibido de ustedes.

A MIS HERMANOS

Miguel Anjel, Verónica, Rosa, Jorge, Adriana, María Elena y Pau

Por su apoyo y amistad durante todo el trayecto de mi vida estudiantil.

A MI NOVIA

Luisa

Un reconocimiento muy especial a quien me ha apoyado y ha estado en momentos difíciles de mi vida, a quien admiro y quiero mucho.

A UN GRAN AMIGO

Manlio

Por brindarme su amistad durante mi carrera.

Al Instituto Tecnológico de Celaya, especialmente al Departamento de Ingeniería Química, por brindarme la oportunidad de realizar mi Tesis.

A mi asesor Dr. Antonio Rocha y todo su grupo de trabajo.

RESUMEN

Se presenta la metodología experimental para la obtención de las eficiencias de los empaques estructurados de laboratorio, donde se estudia el efecto y contribución cuantitativa que tiene cada tipo de tratamiento superficial, sobre los parámetros de Altura equivalente por plato teórico (HETP) y caída de presión (ΔP) para cuatro diferentes versiones de empaques estructurados, fabricados en la empresa Pailería Especializada en Equipos y Tanques (PEETSA, Cortázar, Gto. México) Estas versiones son solo acanalado, acanalado-estampado, acanalado-punzonado y acanalado-estampado-punzonado. Las mediciones se realizaron en una columna de destilación continua marca PIGNAT de 47 mm de diámetro. El sistema usado fue el ciclohexano/n-heptano. Las operaciones de la columna se llevaron a cabo a presión atmosférica y a reflujo total. Se reportan los valores obtenidos, finalmente se analizan y se concluye en base a ellos.

CONTENIDO

Resumen		I
Lista de tablas		V
Lista de figuras		VI
Nomenclatura		VII
INTRODUCCIÓN		1
Capítulo I	GENERALIDADES	
1.1	Aspectos Generales	4
1.2	Características de los empaques	7
1.3	Características deseadas en un empaque	8
1.4	Tipos de empaques	9
1.4.1	Empaques aleatorios	9
1.4.2	Empaques estructurados	12
1.5	Ventajas de los empaques estructurados sobre los platos	14
1.6	Empaques estructurados de láminas metálicas	14
1.7	Características geométricas y físicas de los empaques estructurados	16
1.8	Empaques aleatorios y empaques estructurados	17
1.8.1	Eficiencia	17
1.8.2	Calda de presión por plato teórico	17
1.8.3	Capacidad	17

Capítulo II	TEORÍA Y MODELOS DE TRANSFERENCIA DE MASA	
2.1	Definiciones básicas	18
2.2	Variables hidráulicas	18
2.2.1	Porcentaje de líquido retenido (Holdup)	19
2.2.2	Caída de presión	19
2.2.2.1	Caída de presión seca	19
2.2.2.2	Caída de presión irrigada	20
2.2.2.3	Curvas de inundación	20
2.3	Teorías de transferencia de masa	21
2.3.1	Teoría de la doble película	22
2.3.2	Teoría de penetración de Higbie	25
2.3.2	Otras teorías de transferencia de masa	27
2.3.2.1	Teoría de película	27
2.3.2.2	Teoría de renovación de superficie	29
2.3.2.3	Teoría de penetración de películas	31
2.3.3.4	Teoría de capa límite turbulenta	32
2.4	Modelos para predecir el comportamiento de los empaques estructurados	33
2.4.1	Modelos para transferencia de masa	33
2.4.2	Modelos para caída de presión	38
2.4.3	Algoritmo para el cálculo de la HETP y ΔP	39
2.5	Factores que influyen en la HETP	42
2.6	Factores que afectan a la transferencia de masa	43

Capítulo III	DESARROLLO EXPERIMENTAL	
3.1	Descripción del equipo y trabajo realizado	44
3.2	Trabajos preliminares	45
3.3	Procedimiento para las corridas experimentales	47
Capítulo IV	RESULTADOS Y ANÁLISIS	
4.1	Resultados	49
4.2	Análisis de resultados	61
Capítulo V	CONCLUSIONES	
5.1	Conclusiones	63
REFERENCIAS		64
APÉNDICE		66

LISTA DE TABLAS

Tabla

1	Características de los empaques comerciales.	37
2	Propiedades físicas y datos de equilibrio del sistema Ciclohexano/n-heptano.	48
3	Propiedades de los empaques estructurados.	48
4	Datos de HETP experimentales y calculados con el modelo para los diferentes tipos de tratamiento superficial.	50
5	Datos de ΔP experimentales y calculados con el modelo para los diferentes tipos de tratamiento superficial.	51
6	Coefficientes de transferencia de masa.	52
7	Datos de calibración para el sistema Ciclohexano/n-heptano.	66

LISTA DE FIGURAS

Figura

1	Elementos característicos de empaques aleatorios.	11
2	Empaques estructurados de tipo corrugado	13
3	Empaque estructurado de lámina metálica.	15
4	Representación esquemática correspondiente a un canal de un empaque estructurado	16
5	Teoría de la doble película en la transferencia de materia.	22
6	Modelo de penetración de Higbie.	25
7	Representación esquemática del tipo de tratamiento en la superficie de los empaques de laboratorio usados	46
8	Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el Empaque estructurado solo acanalado.	53
9	Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-estampado.	53
10	Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-punzonado.	54
11	Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-estampado-punzonado.	54
12	Comparación del efecto del tipo de tratamiento superficial sobre la HETP experimental.	55
13	Comparación de los valores de ΔP experimentales y calculados para el Empaque estructurado solo acanalado.	56
14	Comparación de los valores de ΔP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-estampado.	56

15	Comparación de los valores de ΔP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-punzonado.	57
16	Comparación de los valores de ΔP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-estampado-punzonado.	57
17	Comparación del efecto del tipo de tratamiento superficial sobre la ΔP experimental.	58
18	Comparación de los valores de los Coeficientes de transferencia para la fase gaseosa para cada tratamiento superficial.	59
19	Comparación de los valores de los Coeficientes de transferencia para la fase líquida para cada tratamiento superficial.	60

NOMENCLATURA

a_e	área efectiva de empaque	m^2/m^3
a_p	Superficie de empaque	m^2/m^3
B	Base del canal	m
C_A	Concentración de la especie A	$Kg/mol/m^3$
C_{A0}	Concentración de la especie A en la interfase	$Kg/mol/m^3$
C_{A1}	Concentración de la especie A en la interfase	$Kg/mol/m^3$
D_{AB}	Difusividad de la mezcla A-B	m^2/s
D_G	Coefficiente de difusión para el gas	m^2/s
D_L	Coefficiente de difusión para el líquido	m^2/s
Fr_L	Número de Froude para el líquido	adimensional
F_S	Parámetro de flujo de vapor ($F_S = V_{GS} \rho_G^{0.5}$)	$m/s(kg/m^3)^{0.5}$
F_{SE}	Factor para superficie mejorada	adimensional
F_I	Factor de caracterización de superficie	adimensional
g	aceleración de la gravedad	$9.81 m/s^2$
g_{eff}	Gravedad efectiva	m/s^2
h	Altura de corrugación	m
h_{AGUA}	Diferencia de altura entre los tubos de manometro	m
HETP	Altura equivalente a un plato teórico	m
H_D	Unidad de transferencia para la fase gas	m
H_L	Unidad de transferencia para la fase líquida	m

h_L	fracción de líquido retenido	adimensional
H_{OG}	Altura de unidad de transferencia global del gas	m
k_g	Coefficiente de transferencia de masa del gas	m/s
K_g	Coefficiente global de transferencia de masa del gas	m/s
k_{gm}	Coefficiente de transferencia de masa del gas	Kgmol/(m ² -s)
K_{gm}	Coefficiente global de transferencia de masa del gas	m/s
k_L	Coefficiente de transferencia de masa del líquido	m/s
K_L	Coefficiente global de transferencia de masa del líquido	m/s
k_{Lm}	Coefficiente de transferencia de masa del líquido	Kgmol/(m ² -s)
K_G	Coefficiente de transferencia de masa para la fase gas	m/s
K_L	Coefficiente de transferencia de masa para la fase líquida	m/s
m	Pendiente de la curva de equilibrio	adimensional
N_A	Flujo molar de la especie A	Kgmol/(m ² -s)
N_{Re}	Número de Reynolds	adimensional
N_{Sc}	Número de Schmidt	adimensional
N_{Sh}	Número de Sherwood	adimensional
N_t	Número de platos teóricos	adimensional
P	Presión	Pa
Re_L	Número de Reynolds para el líquido	adimensional
S	Lado de la corrugación	m
t_s	Tiempo de exposición	S

V_{ge}	Velocidad efectiva del gas	m/s
V_{Le}	Velocidad efectiva del líquido	m/s
V_{gs}	Velocidad superficial del gas	m/s
V_{Ls}	Velocidad superficial del líquido	m/s
We_L	Número de weber para el líquido	adimensional
x	Fracción mol en la fase líquida	adimensional
X_B	Fracción mol de fondo	adimensional
X_D	Fracción mol de destilado	adimensional
x_i	Fracción mol en la fase líquida en la interfase	adimensional
y	Fracción mol en la fase vapor	adimensional
y_i	Fracción mol en la fase vapor en la interfase	adimensional
Z	Altura de empaque	m

Letras griegas.

α	Volatilidad relativa	adimensional
δ	Espesor de película	m
$(\Delta P/\Delta z)_{Inund}$	Caída de presión de inundación por altura de empaque	Pa/m
$(\Delta P/\Delta z)_{Nueva}$	Caída de presión nueva por altura de empaque	Pa/m
$(\Delta P/\Delta z)_{Seca}$	Caída de presión seca por altura de empaque	Pa/m
c	fracción hueca de empaque	adimensional
γ	ángulo de contacto	grados
θ	ángulo con la horizontal para el canal de corrugación	grados
μ	viscosidad	kg/ms
π	3.1416	
ρ	densidad	kg/m ³
σ	tensión superficial	N/m
λ	relación de pendiente de línea de equilibrio a línea de operación	adimensional

Subíndices

g	fase gas
L	fase líquida
s	superficial

INTRODUCCIÓN

En la industria química, una de las operaciones unitarias más utilizadas es la destilación, la cual puede definirse como un proceso físico de separación de uno o más componentes de una mezcla líquida basada en la diferencia de sus presiones de vapor que originan que los líquidos tengan diferentes puntos de ebullición, en la que los componentes más volátiles son transferidos a la fase vapor y los menos volátiles a la fase líquida.

Las dos fases que se generan fluyen a contracorriente dentro de la columna de destilación, la cual contiene dispositivos que proveen el área de contacto entre el vapor y el líquido, favoreciendo la transferencia de masa. Estos dispositivos son los platos o empaques. La transferencia se ve favorecida entre mayor sea la superficie y el tiempo que el líquido y el vapor permanezcan en contacto.

La destilación seguirá siendo, el método de separación de mezclas líquidas más empleado; y debido a su gran consumo de energía es necesario que se estudien diferentes alternativas para minimizar la energía empleada para llevar a cabo la separación deseada.

Tradicionalmente la destilación se realiza en torres de platos en sus diferentes modalidades (de válvula, de cachucha, o perforados). Sin embargo, el contacto gas-líquido realmente eficiente solo se presenta en puntos discretos de la torre, razón por la cual se requieren equipos de grandes dimensiones con grandes demandas de energía.

Se ha realizado un gran esfuerzo para aumentar la eficiencia de los equipos de destilación ya existentes, y se ha investigado el desarrollo de nuevos dispositivos para favorecer el contacto vapor-líquido que se acerque más al equilibrio (eficiencia del 100%) entre las fases que participan.

De los dispositivos que se han desarrollado, existen los empaques aleatorios y estructurados, presentando los estructurados diversas ventajas sobre los aleatorios (Kister, 1992).

Originalmente, los primeros dispositivos que se usaron como rellenos de columnas fueron coque, trozos de vidrio o cerámica con forma al azar, por lo que nunca dos torres se comportaban de la misma forma. Los primeros dispositivos de forma uniforme usados fueron los anillos Rasching (desarrollados por Frederick Rasching) en 1915 y con ellos se introdujo un cierto grado de normalización en la industria. Posteriormente se desarrollaron las monturas Berl. Estos dos dispositivos fueron los elementos de relleno más ampliamente utilizados hasta 1965. Sin embargo, en 1970 fueron sustituidos en gran parte por anillos Pall y por monturas de forma más elaboradas tales como Norton's Intalox Saddle, Koch's Flexisaddle, Glitsch's Ballast Saddle, etc. Posteriormente se desarrollaron los empaques estructurados y últimamente están desplazando a los rellenos aleatorios, sobre todo en sistemas en que se necesitan bajas caídas de presión.

La separación de mezclas en componentes esencialmente puros es de capital importancia en la fabricación de productos químicos. La mayor parte del equipo de una planta química típica tiene como fin la purificación de materias primas, productos intermedios y/o productos finales, mediante las operaciones de transferencia de materia en múltiples fases. La destilación es el proceso de separación más usado, el cual implica transferencia de materia entre las fases líquida y vapor.

En la industria mexicana desde hace más de 10 años se han estado usando empaques estructurados, con el objetivo de aumentar la capacidad de procesamiento y de lograr el ahorro de energía, se prevé que el uso de los empaques estructurados siga aumentando, por lo que es deseable que exista un empaque estructurado mexicano, que compita en el mercado con las versiones de empaques estructurados actuales (principalmente Suizos y Norteamericanos).

Los tipos de industrias que utilizan empaques estructurados son: química, petroquímica, farmacéutica, alimenticia, etc.

En la actualidad hay varias industrias químicas y petroquímicas en México que ya tienen en algunas de sus columnas este tipo de elementos internos, y se espera que su uso continúe aumentando en el país. Hasta ahora todos los empaques estructurados que se han instalado, han tenido que importarse.

La inquietud del diseño y la fabricación de un empaque estructurado mexicano surgió al observar la aplicación presente y futura de los empaques como dispositivos internos más convenientes que los platos, utilizados como partes internas en las columnas de destilación que existen instaladas en las plantas químicas y petroquímicas del País.

El Instituto Tecnológico de Celaya colabora con el Sector Empresarial a través de vínculos con la Industria. Actualmente se ha desarrollado un nuevo diseño de Empaque Estructurado, al cual se le denominó "Empaque Estructurado Mexicano", que está en pruebas de laboratorio y afinación del diseño.

Con el desarrollo de este nuevo empaque estructurado mexicano, se está tratando de evitar gastos de importación de estos dispositivos ya que su mercado se sigue incrementando por el considerable ahorro de energía y aumento de capacidad que estos proporcionan, además de buscar ingresar dinero por concepto de ventas a otros países y de este modo contribuir a fortalecer la economía del País.

El objetivo de esta tesis, es el estudio del efecto de los tratamientos aplicados en la superficie de la lámina, para determinar la eficiencia de los cuatro diferentes versiones de empaques estructurados de laboratorio de 0.046 m de diámetro: sólo acanalado, acanalado y estampado, acanalado y punzonado, acanalado-estampado y punzonado, con la fenomenología de dos corrientes, líquido-gas, fluyendo a contracorriente a través de la sección empacada; y que caracterice al sistema, mediante la predicción de la caída de presión, la fracción de líquido retenido y eficiencia a la transferencia de masa.

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.1 PRINCIPIOS GENERALES

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición y fase. Cada especie molecular de la mezcla que se vaya a separar reaccionará de modo único ante los diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada componente establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da como resultado una separación entre las especies.

El proceso de separación denominado *destilación* utiliza fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y la misma presión, para las zonas coexistentes. Se utilizan varios tipos de dispositivos, como, por ejemplo, los empaques aleatorios, empaques estructurados o los platos, para que las dos fases entren en contacto íntimo. Los platos se colocan uno sobre otro y se encierran en una cubierta cilíndrica para formar una columna. Los empaques también están contenidos dentro de una cubierta cilíndrica.

El material de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce a uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna. Debido a la diferencia de gravedad entre la fase de vapor y la líquida, el líquido corre hacia abajo de la columna, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido.

El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un rehervidor calentado para proporcionar vapor rehervido que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como producto del fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido. Parte de este líquido regresa a la columna como reflujo, para proporcionar un derrame líquido. El resto de la corriente superior se retira como producto destilado.

Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase de vapor, mientras que los más pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase de vapor que se hace más rica en componentes ligeros al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en los componentes pesados conforme desciende en cascada. La separación general que se logra entre el producto superior y el del fondo depende primordialmente de las volatilidades relativas de los componentes, el número de platos de contacto o la altura de empaque y de la relación de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

Si la alimentación se introduce en un punto situado a lo largo de la coraza de la columna, la columna se dividirá en una sección superior, que se denomina con frecuencia sección de rectificación, y otra inferior, que suele recibir el nombre de sección de agotamiento.

La capacidad máxima permisible de un plato al igual que un empaque para manejar flujos de gas y líquido tienen una importancia primordial, porque fija el diámetro mínimo posible de la columna. Para un flujo constante de líquido, el aumento del flujo del gas da como resultado un arrastre excesivo y una inundación. En el punto de inundación es difícil obtener un flujo descendente neto de líquido y el líquido que se alimenta a la columna se irá con el gas superior. Además, aumenta la cantidad de líquido en la columna, la caída de presión en la columna se hace muy grande y el control resulta difícil. El diseño racional exige que se trabaje con un margen seguro por debajo de esa condición máxima permisible.

También se puede producir una inundación al incrementar el flujo de líquido y mantener constante el de gas. El flujo excesivo de líquido puede superar la capacidad de las bajantes u otros pasajes, con el resultado final de que aumenta el inventario de líquido, se incrementa la caída de presión y se presentan otras de las características de una columna inundada.

Por lo común, esos dos tipos de inundación se toman en cuenta por separado al evaluar la capacidad de una columna. Con fines de identificación, se denominan inundación de arrastre e inundación de bajantes. Cuando cualquiera de esos tipos de inundación destruye la acción de contracorriente, se pierde la eficiencia de transferencia y se sobrepasan los límites razonables del diseño.

La capacidad mínima permisible de una columna se determina por medio de la necesidad de dispersión eficaz y contacto de las fases.

Las operaciones de destilación se pueden realizar en columnas empacadas en lugar de las del tipo platos. En años anteriores, a excepción de las columnas pequeñas, se preferían las columnas de platos a las empacadas. Sin embargo, el desarrollo de materiales de empaque más eficientes y la necesidad de incrementar la capacidad o reducir la caída de presión en muchas aplicaciones dio como resultado un uso más amplio de las columnas empacadas, con diámetros mayores, en estos últimos años.

La selección de una columna de platos o empacada se basa principalmente en los aspectos económicos, en los que se consideran los factores de eficiencia de contacto, capacidad de carga y caída de presión.

Las columnas empacadas deben tener una buena distribución inicial del líquido, a través de la sección transversal de la columna y una redistribución del líquido a diferentes intervalos de altura, que disminuyen al incrementarse el diámetro de la columna. Las columnas empacadas deben considerarse cuando:

1. Se van a separar mezclas sensibles a la temperatura. Para evitar la descomposición y/o polimerización, quizá sea necesaria la operación al vacío. Tanto más pequeña es la retención de líquido y la caída de presión por etapa teórica de una columna empacada, su operación es mejor.

2. Los materiales de construcción deseables, desde un punto de vista anticorrosivo y de humedecimiento del líquido, son la cerámica y el plástico (como por ejemplo, el propileno). Los platos pueden ser fabricados con materiales no metálicos para usarlos en mezclas corrosivas, pero los empaques son más baratos y eficientes.

3. El reacondicionamiento de una columna de platos es deseable, para incrementar la capacidad y/o disminuir la caída de presión. En este caso se recomienda utilizar el empaque estructurado.

4. Las velocidades de líquido son muy bajas y/o las velocidades del vapor son muy elevadas, en cuyo caso es deseable el empaque estructurado.

5. La mezcla a separar es clara, no ensucia y se encuentra libre de sólidos y la limpieza interna de la columna no será necesaria.

6. La mezcla a separar tiende a formar espuma, que se aplasta más fácilmente en una columna empacada, debido al grado relativamente bajo de agitación del líquido por el gas.

7. Se requiere una elevada recuperación de los componentes volátiles, mediante una recuperación intermitente. La retención de líquido en una columna empacada es mucho menor.

1.2 CARACTERÍSTICAS DE LOS EMPAQUES

Kister (1992) proporciona las características de los empaques aleatorios o estructurados

- 1) Cubren el área superficial uniformemente.
- 2) Mejoran el área superficial específica. Para los empaques estructurados la eficiencia general se incrementa, cuando el tamaño entre capas adyacentes disminuye.
- 3) Promueven la distribución uniforme del vapor y líquido en la cama empacada
- 4) Drenan libremente, algo de líquido de manera que las bolsas de líquido estancado se reducen
- 5) Aumentan el humedecimiento de las superficies del empaque.
- 6) Mejoran los espacios vacíos por unidad de volumen de la columna. Para los empaques estructurados, la capacidad se incrementa con el espacio entre capas adyacentes.
- 7) Reducen la fricción.
- 8) Aseguran una resistencia uniforme para el flujo de vapor y el líquido en la columna empacada
- 9) Permiten fácil liberación del vapor proveniente del líquido.
- 10) Mejoran la resistencia a la deformación mecánica y/o rompimiento y especialmente deformación bajo el peso de la cama.
- 11) Reducen el costo.
- 12) Mejoran la resistencia a la obstrucción.
- 13) Reducen el líquido retenido.

El efecto que tienen las características del 1 al 5, es que maximiza la eficiencia; y los del 6 al 9 provocan el incremento de la capacidad.

1.3 CARACTERÍSTICAS DESEADAS EN UN EMPAQUE

Kister (1992) proporciona las características deseadas en los empaques.

- Área efectiva grande entre líquido y gas. El área del empaque por unidad de volumen empacado debe ser lo más grande que se pueda. Generalmente el área específica del empaque es mayor que el área efectiva entre el gas y el líquido, pues los fluidos no ocupan toda el área superficial del empaque.
- Fracción de espacios vacíos (ϵ) en el lecho empacado grande para que la caída de presión del gas sea baja. La caída de presión es originada principalmente por la fricción de la película con el empaque.
- Promover una buena distribución de los fluidos a lo largo del lecho empacado y evitar que el líquido baje por las paredes de la columna. Para ello se usan redistribuidores y cintas de gasa o metálica alrededor de cada elemento de empaque. Con esto se evitan las canalizaciones, que son un problema en los empaques aleatorios.
- Ofrecer un fácil manejo e instalación.
- Ser químicamente inerte a los fluidos que se manejan.
- Tener un precio bajo.

1.3 CARACTERÍSTICAS DESEADAS EN UN EMPAQUE

Kister (1992) proporciona las características deseadas en los empaques.

- Área efectiva grande entre líquido y gas. El área del empaque por unidad de volumen empacado debe ser lo más grande que se pueda. Generalmente el área específica del empaque es mayor que el área efectiva entre el gas y el líquido, pues los fluidos no ocupan toda el área superficial del empaque.
- Fracción de espacios vacíos (ϵ) en el lecho empacado grande para que la caída de presión del gas sea baja. La caída de presión es originada principalmente por la fricción de la película con el empaque.
- Promover una buena distribución de los fluidos a lo largo del lecho empacado y evitar que el líquido baje por las paredes de la columna. Para ello se usan redistribuidores y cintas de gasa o metálica alrededor de cada elemento de empaque. Con esto se evitan las canalizaciones, que son un problema en los empaques aleatorios
- Ofrecer un fácil manejo e instalación
- Ser químicamente inerte a los fluidos que se manejan.
- Tener un precio bajo.

1.4 TIPOS DE EMPAQUES

Los empaques utilizados en los equipos de contacto gas-líquido se clasifican en dos grandes grupos:

1) Empaques Aleatorios.

2) Empaques Estructurados.

1.4.1 EMPAQUES ALEATORIOS

Son objetos de formas diversas, los cuales son vaciados en las columnas sin arreglo específico. Estos empaques proveen grandes áreas de contacto, pero no ayudan a mejorar la distribución de las fases. Si su tamaño no guarda una determinada relación con el diámetro de la columna, es común que se presenten canalizaciones disminuyéndose así la eficiencia global. Generalmente los tamaños más pequeños de empaque aleatorio originan mayores caídas de presión y aunque ofrecen mayores superficies, su costo se incrementa debido a la gran cantidad de empaque a utilizar, siendo, lo contrario con los empaques de mayor tamaño. Los materiales de construcción de estos empaques son: plástico, vidrio, lamina metálica y cerámica; siendo las Montura Berl, Montura Intalox (cerámica), Metal/Intalox y Anillos Rasching, los tipos más comúnmente encontrados en la industria. Una representación de empaques aleatorios se muestra en la figura 1.



INSTALOX SADDLE



PALL RING



RASCHIG RING



BERL SADDLE

Figura 1. Elementos característicos de empaques aleatorios.

1.4.2 EMPAQUES ESTRUCTURADOS

Los empaques estructurados son dispositivos con alta transferencia de masa que proveen un contacto eficiente entre el vapor y el líquido. Por empaques de alta eficiencia debemos entender aquellos dispositivos que bajo condiciones semejantes de operación tienen caídas de presión por plato teórico menores que el mejor plato comercial disponible para determinada aplicación y la altura equivalente de un plato teórico (HETP) es siempre menor que el mínimo espaciamiento normalmente utilizado. Los empaques estructurados pueden verse como una serie de canales en el cual el vapor fluye hacia arriba a través de la sección transversal que alterna las formas de un triángulo y un diamante, y el líquido fluye hacia abajo en las paredes de la corrugación en forma de película, los empaques estructurados son construidos de diversos materiales como son metálicos, plásticos y cerámicas.

Dentro de los metálicos tenemos los de gaza, ejemplos de estos empaques son los de Koch Sulzer y Chem-pro/Montz que se usan especialmente cuando se requieren velocidades bajas de líquido. Otros tipos de empaques metálicos encontrados son los corrugados que son más baratos que los de gaza y que los de telas metálicas.

Dentro de los de telas metálicas se tienen a los Chem-pro, York Twist, Fleximesh y Goodloe. Ejemplos de los tipos corrugados contamos con los Flexipac, Mellapak y Gempak. Algunos de estos empaques se muestran en la figura 2.

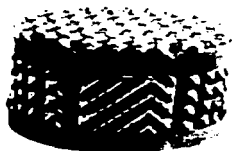
Dentro de los empaques de cerámica se tienen los Flexceramic

Cuando los empaques estructurados se instalan en la columna se fijan y se rotan en un ángulo de 90° respecto al elemento adyacente. El utilizar de esta manera el empaque provoca cambios en la dirección del flujo del vapor y el líquido y en la intersección de los elementos sufre múltiples divisiones y redistribuciones; los empaques estructurados son usados frecuentemente en destilaciones a vacío, en donde las caídas de presión juegan un papel muy importante, esto es debido a que el empaque presenta una baja caída de presión en el vapor que fluye y una alta eficiencia para la transferencia de masa. El flujo de vapor y líquido en los canales predeterminados disminuyen la pérdida de presión.

La alta eficiencia de los empaques estructurados corresponde a una baja relación de reflujo a utilizar, lo cual conduce a una reducción de la cantidad de energía empleada para una separación deseada. Es por eso que se considera a los empaques estructurados como una alternativa atractiva en lugar de utilizar platos.

Los empaques son construidos como elementos cilíndricos con un diámetro aproximadamente igual al de la columna para evitar canalizaciones por las paredes de estas.

En ocasiones, cuando las columnas tienen un gran diámetro, estos elementos son seccionados para poder ser introducidos y sus superficies tienen generalmente un tratamiento especial, que consiste en perforaciones, lances, relieves, etc. Lo anterior tiene por objeto inducir una redistribución del líquido y romper parcialmente el régimen de movimiento laminar.



(A)



(B)



(C)

Figura 2. Empaques estructurados comunes del tipo corrugado. (A) Mellapak, 13
(B) Gempak y (c) Montz B1

1.5 VENTAJAS DE LOS EMPAQUES ESTRUCTURADOS SOBRE LOS PLATOS

Las principales ventajas que los empaques estructurados ofrecen sobre las columnas de platos son:

1. Un contacto diferencial entre las corrientes gas-liquido por lo que los procesos de transporte son más eficientes.
2. En los nuevos empaques, debido a su diseño geométrico ventajoso, se manejan caídas de presión menores
3. Existen empaques de diferentes materiales de construcción por lo que la variedad de sustancias que pueden ser procesadas en torres empacadas es mayor.
4. Ofrecen menores gastos de energía
5. Las dimensiones de las torres empacadas son menores que las torres de platos.

1.6 EMPAQUES ESTRUCTURADOS DE LAMINAS METÁLICAS

Los empaques estructurados de láminas metálicas tienen en su superficie un tratamiento especial tal como hendiduras, acanalados o repujados, con el objeto de producir texturas que aumenten la distribución del liquido a través de la superficie, incrementando así la turbulencia superficial y propiciando una mayor transferencia de masa. Las láminas ya tratadas son corrugadas y colocadas de modo que las corrugaciones queden orientadas en un ángulo fijo con respecto a la orientación vertical; este ángulo es de 45 grados para láminas metálicas, cerámica y plástico, y de 60 grados para gasa metálica. Entre láminas adyacentes las direcciones de estos ángulos son dirigidos hacia lados opuestos de la columna; este acomodo origina que el flujo de liquido se distribuya radialmente y que el gas sea distribuido de igual forma. Estos empaques se fabrican por secciones que se ajustan a la sección transversal de la columna y son colocados unos sobre otros, orientándose las direcciones de las láminas perpendicularmente de una a otra sección. Lográndose así un buen mezclado en ambas direcciones y evitando las canalizaciones.

Alrededor de cada sección de empaque se colocan bandas de tela de alambre ranuradas parcialmente o de gasa metálica para evitar que el líquido se canalice por las paredes de la columna. Cuando la longitud de la columna es grande, se deben colocar redistribuidores de líquido a diferentes alturas de la misma; se recomienda que se haga en un rango de 3 a 5 metros de altura de empaque. Un empaque estructurado de lámina metálica se presenta en la figura 3.

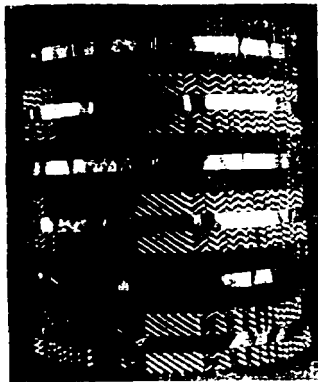


Figura 3. Empaque estructurado de lámina metálica.
(Flexipac)

1.7 CARACTERÍSTICAS GEOMÉTRICAS Y FÍSICAS DE LOS EMPAQUES ESTRUCTURADOS

Como características geométricas principales de los empaques estructurados de láminas metálicas podemos mencionar a las siguientes (Kister, 1992).

- Altura de la corrugación: h
- Base de la corrugación: B
- Lado de la corrugación: S
- Ángulo de inclinación del canal de flujo con respecto a la horizontal: θ

Todas estas características pueden observarse en la Figura 4.

Además de las características geométricas, los empaques tienen también dos características físicas que son:

- área superficial: a_p
- Fracción de espacios vacíos: ϵ

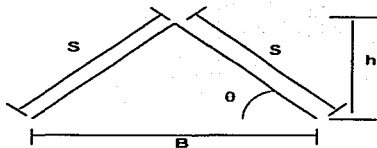


Figura 4. Representación esquemática correspondiente a un canal de un empaque estructurado.

1.8 EMPAQUES ALEATORIOS Y EMPAQUES ESTRUCTURADOS

1.8.1 ÉFICIENCIA

Todos los empaques estructurados tienen ventajas en eficiencia y/o capacidad sobre los empaques aleatorios, sobre todo cuando operan a cargas de líquidos bajas.

Usualmente la eficiencia se expresa en función de la Altura Equivalente de un Plato Teórico (HETP) que se define como la altura de empaque requerida para lograr una Etapa Teórica de Separación. Entre más bajo sea el HETP de un empaque, mejor eficiencia tendrá éste.

1.8.2 CAIDA DE PRESIÓN POR PLATO TEÓRICO

Los empaques estructurados tienen mucho menor caída de presión por plato teórico que los empaques aleatorios; esto se traduce en una mayor ventaja en servicios de destilación al vacío.

1.8.3 CAPACIDAD

Los empaques estructurados presentan una mayor capacidad que los empaques aleatorios.

CAPÍTULO II

TEORÍA Y MODELOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

2.1 DEFINICIONES BÁSICAS

Los procesos de transferencia de masa pueden llevarse a cabo en columnas empacadas, por lo cual es necesario conocer las bases de diseño de tales torres. En el diseño se requiere especificar el diámetro de la columna D (el cual es función del flujo que manejamos) , y la altura de la torre Z (que dependerá de la pureza de los productos). Para encontrar la altura, el concepto de altura equivalente a un plato teórico (HETP) es frecuentemente usado:

$$Z = (N_t) (\text{HETP}) \quad (1)$$

Donde Z es la altura de la columna empacada, N_t es el número de platos teóricos y el HETP se define como la altura de empaque requerida para lograr una separación equivalente al de un plato teórico.

2.2 VARIABLES HIDRÁULICAS

En el seno de un equipo contactador, las fases líquidas y gaseosas interactúan entre sí y con las paredes sólidas del empaque de una manera compleja, ocurriendo simultáneamente fenómenos de transferencia de momento, calor y masa.

Para efectuar cálculos de diseño y operación se debe evaluar diferentes parámetros y variables. Desde la óptica de la hidráulica, las variables de interés son: el porcentaje del líquido retenido (HOLDUP), el gradiente de presión y las condiciones de inundación. Estas variables tienen gran importancia en el proceso de difusión de masa y calor.

2.2.1 PORCENTAJE DE LIQUIDO RETENIDO (HOLDUP)

El líquido que entra a una sección empacada, idealmente se distribuye en toda ésta, ocupando una determinada fracción de volumen de la columna. Este líquido se puede encontrar en forma de película cubriendo gran parte de la superficie de los sólidos, en forma de gotas que son arrastradas por el gas o en los intericios de los empaques.

Todas estas cantidades constituyen el porcentaje de líquido retenido total (HOLDUP TOTAL), el cual se ha definido como el porcentaje del líquido retenido de operación y estático. El primero está constituido por el líquido dinámico y de permanencia temporal en la columna; mientras que el segundo es el líquido que queda atrapado en las zonas de flujo muerto localizadas en intersticios y protuberancias de empaque. Este último generalmente tiene un largo período de permanencia y representa un pequeño porcentaje del total. La estimación del porcentaje del líquido retenido es de suma importancia en los cálculos de diseño.

2.2.2 CAÍDA DE PRESIÓN

La caída de presión se puede definir como la fuerza motriz requerida para hacer pasar un fluido a través de una sección empacada; En el área de empaque se manejan dos términos: caída de presión seca y caída de presión irrigada. A continuación se describen cada una de ellas.

2.2.2.1 CAÍDA DE PRESIÓN SECA

Es la caída de presión necesaria para hacer pasar solamente la fase gaseosa a través de la sección empacada . Está es función primordialmente del gasto del gas y de los factores de forma del empaque. Tradicionalmente se ha propuesto que es proporcional a la pérdida de la energía cinética del gas debido a la fricción sobre los sólidos; La caída de presión seca exhibe un comportamiento permanentemente lineal con respecto al gasto del gas.

2.2.2.2 CAÍDA DE PRESIÓN IRRIGADA

La caída de presión en presencia de líquido irrigado, no depende solamente de la interacción de la fase gaseosa con las partes sólidas del empaque. En la interfase gas - líquido ocurren fenómenos de transferencia de momento, tales como la ondulación de la interfase y arrastre de gotas por el gas los cuales provocan una caída de presión adicional. Esta variable es fuertemente dependiente de la fracción del líquido retenido.

La caída de presión irrigada es lineal respecto del gasto del gas hasta un determinado punto; después del cual adopta un comportamiento exponencial, creciendo su pendiente hasta que se vuelve infinita, estableciéndose así una condición de inundación

2.2.2.3 CURVAS DE INUNDACIÓN

Un punto de inundación se puede definir como el establecimiento de los flujos límites de operación en estado estable en un equipo contactador gas-líquido. Este se manifiesta por el crecimiento súbito de la caída de presión y de la fracción de líquido retenido.

Esta variable es de suma importancia pues permite estimar la capacidad del contactador de acuerdo a las dimensiones del mismo y de esta manera delimitar la región en que se pueden variar los flujos del proceso. Si se opera a un flujo constante de líquido y se incrementa cada vez más el flujo de gas, se llega a un punto en el cual un incremento diferencial en el gasto de gas provoca un gran cambio en la caída de presión, que hace que las gotas o películas de líquido no puedan descender tendiendo a salir por la parte superior de la columna, se dice entonces que la inundación se hace presente.

El flujo de gas correspondiente a la inundación varía de forma inversamente proporcional al flujo del líquido. Decae rápidamente a flujos bajos de líquido, para después, tender a alcanzar un estado asintótico.

2.3 TEORÍAS DE TRANSFERENCIA DE MASA

Las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras. La fuerza impulsora para que se de la transferencia de masa, son : gradiente de concentración (o potencial químico), de presión o de temperatura. Por ejemplo, en la destilación el líquido es rociado en la parte superior de la columna por medio de un distribuidor, este líquido tiende a descender en forma de película en el lado de la corrugación del empaque, y debido a la forma de colocar los empaques sufre una serie de cambios de dirección en la cual estará continuamente en contacto con el vapor que está ascendiendo. Este contacto a contracorriente nos provee de una fuerza impulsora que en el caso de la destilación es la diferencia de concentración de un componente, tanto en la fase líquida que baja como en la fase vapor que asciende.

Para describir el proceso de transferencia de masa entre corrientes que fluyen, dos de las teorías más importantes son las siguientes.

- a) Teoría de la doble película o de la doble resistencia.
- b) Teoría de penetración o de Higbie.

Aunque hay otras como:

- c) Teoría de la renovación de superficie.
- d) Teoría de la capa límite turbulenta.
- e) Teoría de película.
- f) Teoría de penetración de películas.

2.3.1 TEORÍA DE LA DOBLE PELÍCULA

Dentro de las principales características de esta teoría tenemos película laminar ficticia, difusión molecular, equilibrio en la interfase y difusión en estado estacionario. Esta teoría utiliza dos suposiciones principales. Una de ellas es que la transferencia de masa entre las dos fases, está controlada por la rapidez de difusión a través de las fases que se encuentran en ambos lados de la interfase; y la otra es que no hay ninguna resistencia a la transferencia de masa a través de la interfase.

El modelo puede ser representado usando la Figura 5.

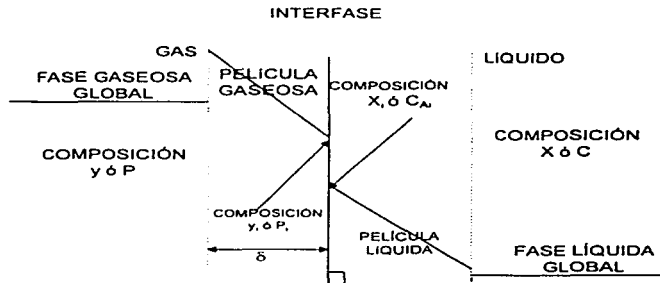


Figura 5. Teoría de la doble película en la transferencia de materia.

Henley y Seader (1990) muestra el desarrollo de esta teoría, la cual da la expresión del coeficiente global de transferencia de la fase gas, en función de los coeficientes individuales de las fases gaseosa y líquida.

$$\frac{1}{K_{Gm}} = \frac{1}{k_{Gm}} + \frac{m}{k_{Lm}} \quad (2)$$

El coeficiente volumétrico de transferencia de masa se obtiene al multiplicar el o los coeficientes de transferencia de masa por el área efectiva interfacial (entre el gas y el líquido).

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L}} \quad (3)$$

$$K_{G^{a_i}} = \frac{1}{\frac{1}{k_{G^{a_i}}} + \frac{m}{k_{L^{a_i}}}} \quad (4)$$

De esta misma teoría podemos obtener la funcionalidad de los coeficientes de transferencia de masa del gas y del líquido. En la destilación se considera que hay una contradifusión equimolar; por lo tanto, el flujo de transferencia de masa puede ser definido como:

$$N_A = -D_{AB} \nabla C_A \quad (5)$$

Suponiendo que hay cambios en la dirección x únicamente se tiene que:

$$N_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dx} \quad (6)$$

Integrando la ecuación con las siguientes condiciones a la frontera:

$$X=\delta \quad C=C_A \quad (7)$$

$$X=0 \quad C=C_{A_i} \quad (8)$$

A partir de lo cual se obtiene:

$$N_A = \frac{D_{AB}}{\delta} (C_{A_i} - C_A) \quad (9)$$

De la ecuación 9 se obtiene que:

$$K_L = f(D_{AB}, \delta) \quad (10)$$

Como se observa, K_L es función del espesor de la película y del coeficiente de difusión debido a una potencia de 1.0; pero en la mayoría de los resultados experimentales se ha encontrado que no es así. Un inconveniente de esta teoría es que el espesor de la película es obtenido del ajuste de los datos experimentales.

2.3.2 TEORÍA DE LA PENETRACIÓN DE HIGBIE

Supone que la superficie líquida consta de pequeños elementos de fluidos que se ponen en contacto con la fase gaseosa por un tiempo promedio, después del cual penetran en el seno del líquido. Cada elemento es reemplazado por otro elemento de la fase líquida de bulto, como se puede observar en la Figura 6.

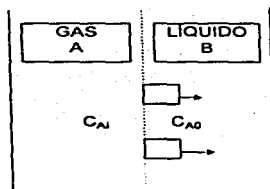


Figura 6. Modelo de penetración de Higbie.

Dentro de las principales características de este modelo tenemos: que no hay película presente, tiempo finito de exposición de los remolinos, todos los tiempos de exposición son iguales y la transferencia de masa ocurre solamente durante la exposición. La ecuación de continuidad para la transferencia de masa es el punto en donde se empieza para obtener soluciones representándose en la ecuación siguiente:

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} + u \frac{\partial C_A}{\partial x} + v \frac{\partial C_A}{\partial y} + w \frac{\partial C_A}{\partial z} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right) \quad (11)$$

Reduciendo la ecuación 11 considerando solo la dirección x y considerando despreciable la velocidad, se obtiene la segunda ley de Fick.

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} \quad (12)$$

Para resolver la ecuación 12 se obtienen las siguientes condiciones de frontera:

$$\text{C. F. 1} \quad C_A = C_{A0} \quad \text{a} \quad t=0 \quad (13)$$

$$\text{C. F. 2} \quad C_A = C_{Ai} \quad \text{a} \quad x=0 \quad (14)$$

$$\text{C. F. 3} \quad C_A = C_{A0} \quad \text{a} \quad x=\infty \quad (15)$$

La ecuación 12 es una ecuación diferencial parcial parabólica y se resuelve convirtiendo a una ecuación diferencial ordinaria, usando una combinación de variables. Hines y Madox (1987), presentan el desarrollo del modelo y obtienen que:

$$N_{A,-prom} = 2(C_{Ai} - C_{A0}) \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi t_s}} \quad (16)$$

De la ecuación 16, la teoría de penetración nos da que el coeficiente de transferencia de masa es:

$$K_L = 2 \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi t_s}} \quad (17)$$

En esta expresión el coeficiente de transferencia de masa líquida, en función de la difusividad elevada a un exponente de 0.5, lo prueba más de acuerdo con la evidencia experimental.

2.3.3 OTRAS TEORÍAS DE TRANSFERENCIA DE MASA

2.3.3.1 TEORÍA DE PELÍCULA

Se han desarrollado varios modelos para describir la transferencia de masa en el límite de fase de un fluido. El más primitivo y sencillo de éstos es la teoría de película, propuesta por Whitman (1923). Este modelo se basa en la suposición de que para un fluido que fluye en forma turbulenta sobre un sólido, la resistencia completa a la transferencia de masa reside en una película estática en el fluido próximo a la superficie. El espesor de la película, la cual es más grande que la subcapa laminar, es tal que proporciona la misma resistencia a la transferencia de masa por difusión molecular que la que existe para el proceso convectivo real.

Considérese el caso de un fluido que fluye en un cilindro en el cual se disuelve un sólido desde las paredes del cilindro hacia dentro del fluido. Ya que la película es muy delgada, se puede hacer un balance de envolvente usando coordenadas rectangulares. Para la contradifusión equimolar a régimen permanente sin reacción química, un balance de envolvente sobre el elemento diferencial da

$$\frac{d^2 C_A}{dz^2} = 0 \quad (18)$$

Las condiciones límites para este proceso son:

$$\text{BC1:} \quad C_A = C_{A1} \quad \text{en} \quad Z=0 \quad (19)$$

$$\text{BC2:} \quad C_A = C_{A2} \quad \text{en} \quad Z=\delta \quad (20)$$

Después de integrar y evaluar las constantes de integración, obtenemos

$$C_A = \left(\frac{C_{A2} - C_{A1}}{\delta} \right) Z + C_{A1} \quad (21)$$

Pero para la contradifusión equimolar la expresión de flujo llega a ser

$$N_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} \quad (22)$$

Por lo tanto, al tomar la derivada del perfil de concentraciones, obtenemos el flujo molar en términos de un coeficiente de transferencia de masa teórico. Esto se expresa por

$$N_A = \frac{D_{AB}}{\delta} (C_{A1} - C_{A2}) = k_c' (C_{A1} - C_{A2}) \quad (23)$$

donde δ es el espesor de la película estática. La teoría de película predice que el coeficiente de transferencia de masa es proporcional a $D_{AB}^{1/2}$. Datos experimentales muestran, no obstante, que k_c' es más proporcional a $D_{AB}^{2/3}$. La incapacidad para predecir a priori el espesor de película cerca de una superficie sólida limita la utilidad de esta teoría como un método para calcular coeficientes de transferencia de masa.

2.3.3.2 TEORÍA DE RENOVACIÓN DE SUPERFICIE

Con el objeto de perfeccionar la teoría de penetración, Danckwerts (1951) sugirió que el tiempo de exposición constante se reemplazase por un tiempo de exposición promedio que se determina de una distribución de tiempo supuesta. Consideró que la probabilidad de que un elemento sea reemplazado en la superficie es independiente del tiempo durante el cual se ha expuesto. Para el modelo de renovación de superficie, el régimen de flujo promedio se da por

$$N_{s_{\text{prom}}} = (C_{s1} - C_{s0}) \sqrt{\frac{D_{eff}}{x}} \int_0^{\infty} \frac{\tau(t)}{t^{3/2}} dt \quad (24)$$

donde $\tau(t) dt$ representa la fracción de superficie que consta de elementos con una edad en el periodo de tiempo de t hasta $t+dt$. La suma de las fracciones es igual a 1.0:

$$\int_0^{\infty} \tau(t) dt = 1.0 \quad (25)$$

Danckwerts presentó una forma analítica para la función de distribución de edades al considerar que la velocidad de desaparición de los elementos superficiales de una cierta edad era proporcional al número de elementos de esa misma edad. Así que

$$-\frac{dr}{dt} = sr \quad (26)$$

donde s es la rapidez de renovación superficial y es igual al recíproco del tiempo de exposición de los elementos. Después de la integración, la ecuación anterior se convierte en

$$r = K_r e^{-st} \quad (27)$$

La constante de integración se puede encontrar al integrar la ecuación (anterior) sobre la superficie total para dar

$$\int_0^c K_e^{-u} du \quad (28)$$

Esta da la constante de integración igual a la rapidez de renovación de superficie. La función de distribución de edades se da de este modo por

$$\tau = se^{-st} \quad (29)$$

El flujo promedio se puede obtener al integrar el producto del flujo instantáneo y la distribución de edades para todos los tiempos.

$$N_{A_{\text{prom}}} = (C_{A_0} - C_{A_1}) \sqrt[3]{\frac{D_{AB}}{\pi}} \int_0^{\infty} \frac{e^{-st}}{t^{3/2}} dt \quad (30)$$

$$N_{A_{\text{prom}}} = \sqrt[3]{D_{AB}} (C_{A_0} - C_{A_1}) \quad (31)$$

Para este modelo, el coeficiente de transferencia de masa es igual a $\sqrt[3]{D_{AB}}$. Aunque los valores para s por lo regular no se conocen, se pueden determinar en forma experimental midiendo el coeficiente de transferencia de masa.

Harriott (1962) modificó el modelo de renovación de superficie para tomar en cuenta el efecto de remolinos que no penetran debajo de la pared misma. Supuso que los remolinos llegan a la intercara en tiempos al azar y después penetran distancias aleatorias dentro del líquido

2.3.3.3 TEORÍA DE PENETRACIÓN DE PELÍCULAS

Además de las teorías anteriores, varios modelos se desarrollaron modificando o combinando las teorías de película y penetración. Toor y Marchello (1958) propusieron un modelo que combinaba la teoría de película con el modelo de penetración. Propusieron que la resistencia total a la transferencia de masa se llevaba a cabo en una película laminar en la intercara del fluido, como en la teoría de película, pero que la transferencia de masa es un proceso de régimen no permanente. El flujo molar en la intercara para este modelo se expresa por la relación.

$$N_{A,1..n} = (C_{A1} - C_{A0}) \frac{D_{AB}}{\delta} \left[1 + 2 \sum_{n=1}^{\infty} \exp\left(-\frac{\pi^2 \delta^2 D_{AB} t}{s^2}\right) \right] \quad (32)$$

En el rango $\pi \leq \delta^2 / D_{AB} t < \infty$, la ecuación anterior se puede escribir en una forma similar a la teoría de penetración. Para $0 < \delta^2 / D_{AB} t \leq \pi$, la ecuación anterior se puede expresar en una forma relacionada con la teoría de película. Estas son

$$N_{A,1..n} = (C_{A1} - C_{A0}) \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi t}} \left[1 + 2 \exp\left(-\frac{\delta^2}{D_{AB} t}\right) \right] \quad \pi \leq \frac{\delta^2}{D_{AB} t} < \infty \quad (33)$$

y

$$N_{A,1..n} = (C_{A1} - C_{A0}) \frac{D_{AB}}{\delta} \left[1 + 2 \exp\left(-\frac{\pi^2 D_{AB} t}{\delta^2}\right) \right] \quad 0 < \frac{\delta^2}{D_{AB} t} \leq \pi \quad (34)$$

Los términos exponenciales en las ecuaciones anteriores contribuyen en no más del 8.64% para flujo molar. Si se desprecian, las ecuaciones (33) y (34) se reducen al modelo de penetración y modelo de película, respectivamente.

2.3.3.4 TEORÍA DE CAPA LIMITE TURBULENTO

Esta teoría tiene en cuenta la transferencia de una molécula de soluto A de una corriente turbulenta hacia una superficie fija. La difusión turbulenta es rápida en la corriente turbulenta y la difusión molecular es relativamente insignificante.

Se supone que la turbulencia se desvanece en la inmediata vecindad de la superficie. En la región intermedia entre la corriente turbulenta y la superficie fija, se supone que el transporte se realiza tanto por difusión molecular como por difusión de turbulencia y ambas ocurren en paralelo. La velocidad total de transferencia (las moles de A transferidas por unidad de área) está dada por una forma extendida de la ley de Fick:

$$N_A = -(D + E_D) \frac{dC_A}{dz} \quad (35)$$

en donde E_D es la difusividad de turbulencia. Aunque por lo general no es fácil obtener la difusividad de turbulencia a partir de observaciones experimentales, se puede calcular a partir de su relación con la viscosidad de turbulencia, la cual se puede derivar a partir de perfiles de velocidad.

2.4 MODELOS PARA PREDECIR EL COMPORTAMIENTO DE LOS EMPAQUES ESTRUCTURADOS

Los modelos son desarrollados haciendo una consideración de la interacción de la caída de la película líquida con la subida del vapor; y de este modo tomar en cuenta el flujo y características de las propiedades físicas del sistema, así como variables geométricas tales como el ángulo de corrugación, el área del empaque en m^2/m^3 , y la fracción de huecos.

Las variables de interés en tales modelos son:

Caída de presión

Porcentaje de líquido retenido.

Eficiencia de transferencia de masa.

Existen varios modelos para predecir el comportamiento de los empaques tanto en la hidráulica, como en lo correspondiente a la transferencia de masa

2.4.1 MODELOS PARA TRANSFERENCIA DE MASA

Uno de los primeros modelos para empaques estructurados fue el desarrollado por Bravo y col. (1985), el cual fue aplicado a empaques estructurados de gasa metálica. En este modelo, se considera que el área efectiva es igual al área específica del empaque, o sea que el empaque se humedece totalmente. Sin embargo, esta suposición no es válida para los empaques metálicos pues el área disponible en el empaque no llega a humedecerse totalmente.

Rocha y col. (1996), presenta un modelo generalizado para el cálculo de la HETP para empaques metálicos (gasa y lámina). En este modelo estarán basados los resultados que se obtendrán posteriormente.

Para la transferencia de masa del lado del gas se consideran las relaciones de Pigford y Johnston.

$$N_{sh} = 0.0338(N_{Re})^{0.8}(N_{Sc})^{0.333} \quad (36)$$

ó

$$K_g = 0.054 \left(\frac{D_g}{S} \right) \left[\frac{(V_{Rv} + V_{Lv}) \rho_g S}{\mu_g} \right]^{0.8} \left(\frac{\mu_g}{D_g \rho_g} \right)^{0.33} \quad (37)$$

donde S es la longitud del lado de la corrugación del canal y las velocidades efectivas están dadas por:

$$V_{Rv} = \frac{V_{Rv}}{c(1 - h_t) \sec \theta} \quad (38)$$

$$V_{Lv} = \frac{V_{Lv}}{c h_t \sec \theta} \quad (39)$$

Siendo h_t el holdup total del líquido, también estas velocidades efectivas están en función del ángulo de canal, de la fracción hueca y el holdup

El modelo de la teoría de la penetración para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa del lado del líquido es el mismo que el del modelo de Bravo y col. (1985), pero reconociendo que para algunos sistemas el tiempo de exposición no puede tomarse como una sencilla función de la velocidad del líquido y la longitud de la corrugación; así la contribución del líquido sobre la resistencia global en destilación es generalmente pequeña, una sencilla aproximación es aceptable para estimar el coeficiente de transferencia.

Algunos investigadores han asumido que la resistencia del lado del líquido pueden despreciarse. Estudios recientes en la Universidad de Texas indican que, para casos donde la resistencia del líquido es significativa, la aproximación de penetración puede ser usada con una modificación en el tiempo de exposición.

$$t_e = \frac{s}{C_L V t_e} \quad (40)$$

donde C_L es un factor ligeramente menor que la unidad. Experimentos con el sistema oxígeno-aire-agua muestran que para varios empaques comerciales, $C_L = 9$.

El coeficiente de transferencia de masa del líquido puede calcularse como:

$$K_L = \left(\frac{D_L C_L V t_e}{11.5} \right)^{-1} \quad (41)$$

El cálculo del área interfacial efectiva está lejos de ser simple; factores tales como la distribución inicial del líquido, la migración radial del líquido en la cama empacada, la humectabilidad de la superficie y la textura superficial, deben ser tomadas en cuenta.

La estimación del área interfacial es discutida por Rocha y col. (1993). Los estudios extensivos de Shi y Mersman (1985), fueron aceptables para las consideraciones hidráulicas y para empaques metálicos.

$$\frac{a_e}{a_p} = F_M F_i \quad (42)$$

$$F_i = \frac{29.12 (W C_L F r_i)^{0.15} S^{0.359}}{R u_L^{0.2} \epsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \theta)^{0.3}} \quad (43)$$

donde F_{SE} es un factor que toma en cuenta el tratamiento mejorado de la superficie y el ángulo de contacto, también toma en cuenta la humectabilidad de la superficie del material.

Para empaques metálicos,

$$\cos \gamma = 0.9 \quad \text{para} \quad \sigma < 0.055 \text{ N/m} \quad (44)$$

$$\cos \gamma = 5.211 \times 10^{-16} 835\sigma \quad \text{para} \quad \sigma > 0.055 \text{ N/m} \quad (45)$$

$$We_L = \frac{V_{L2}^2 \rho_L S}{\sigma} \quad (46)$$

$$Fr_L = \frac{V_{L2}^2}{Sg} \quad (47)$$

$$Re_L = \frac{V_{L2} S \rho_L}{\mu_L} \quad (48)$$

Valores de F_{SE} , ϵ (fracción de espacios vacíos) y θ (ángulo de corrugación) para algunos empaques comunes se muestran en la Tabla 1.

El factor de mejoramiento de superficie F_{SE} , representa un parámetro ajustable basado en observaciones de flujos de líquidos sobre las superficies, así como los comportamientos relativos de las superficies en condiciones de destilación.

Sobre las bases de definiciones convencionales de unidades de transferencia.

$$H_{OG} = H_G + \lambda H_L \quad (49)$$

$$H_{OG} = \frac{V_{gs}}{K_g a_g} + \frac{\lambda V_{ls}}{K_L a_L} \quad (50)$$

donde K_g , K_L y a_g son obtenidos de las ecuaciones 37, 41 y 42 respectivamente. El término λ es la relación de las pendientes de la línea de equilibrio a la línea de operación. Para un punto de la columna donde ambas líneas pueden considerarse rectas, un valor de HETP puede ser calculado:

$$HETP = \left(\frac{V_{gs}}{K_g a_g} + \frac{\lambda V_{ls}}{K_L a_L} \right) \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \quad (51)$$

con esta ecuación pueden calcularse los valores de HETP para los empaques deseados.

	LADO DE LA CORRUGACIÓN S(m)	ÁREA SUPERFICIAL $a_g \left(\frac{m^2}{m^3} \right)$	FRACCIÓN DE ESPACIOS VACÍOS (ε)	FACTOR DE SUPERFICIE MEJORADA F_{sE}
Flexipac-2	0.0180	233	0.95	0.350
Gempak 2A	0.0180	233	0.95	0.344
Gempak 2AT	0.0180	233	0.95	0.312
Intalox 2T	0.0221	213	0.95	0.415
Maxpak	0.0214	229	0.95	0.364
Mellapak 250Y	0.0170	250	0.95	0.350
Mellapak 350Y	0.0170	350	0.93	0.350
Mellapak 500Y	0.0170	500	0.91	0.350
Sulzer BX	0.0070	492	0.90	

Tabla 1. Características de empaques comerciales.

2.4.2 MODELOS PARA CAÍDA DE PRESIÓN

Para el cálculo del holdup, existe la suposición de que el flujo del líquido sobre la superficie del empaque es una película.
El holdup total puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$h_t = \left(4 \frac{F_L}{S} \right)^{2/3} \left[\frac{3 \mu_L V'_{Ls}}{\rho_L (\text{sen } \theta) g_{eff}} \right]^{1/3} \quad (52)$$

donde g_{eff} se calcula con.

$$g_{eff} = g \left[\left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_L} \right) \left(1 - \frac{\Delta P}{(\Delta P)_{INUND}} \frac{\Delta Z_c}{\Delta Z} \right) \right] \quad (53)$$

La caída de presión seca se obtiene de la siguiente relación.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right)_{SECA} = \frac{0.177 \rho_g}{S \varepsilon^2 (\text{sen } \theta)^2} V_{R^3}^2 + \frac{88.74 \mu_g}{S^2 \varepsilon \text{sen } \theta} V_{R^3} \quad (54)$$

y para el cálculo de la caída de presión se resuelve la ecuación.

$$\left[\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right]_{SECA} - \frac{\Delta P}{\Delta Z} \{ 1 - (0.614 + 71.35S) h_t \}^5 = 0 \quad (55)$$

Las ecuaciones 52, 53 y 55 se pueden solucionar usando un método iterativo.

2.4.3 ALGORITMO PARA EL CALCULO DE LA HETP y ΔP

A continuación se presenta el Algoritmo para el cálculo tanto de la Altura equivalente por plato teórico ($HETP_{CAL}$) como para la Calda de presión (ΔP_{CAL}).

- 1.- Dar los valores de las siguientes variables: ρ_L , ρ_g , μ_L , μ_g , S , ϵ , θ , V_{LS} , V_{GS} , D_g , D_L , $HETP_{EXP}$, $(\Delta P / \Delta Z)_{Inund.}$.
- 2.- Calcular los números adimensionales: Fr_L , Re_L , y We_L .

$$We_L = \frac{V_{LS}^2 \rho_L S}{\sigma}$$

$$Fr_L = \frac{V_{LS}^2}{Sg}$$

$$Re_L = \frac{V_{LS} S \rho_L}{\mu_L}$$

- 3.- Estimar la caída de presión seca:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{SECA} = \frac{0.177 \rho_g}{S \epsilon^2 (\text{sen } \theta)^2} V_{GS}^2 + \frac{88.74 \mu_g}{S \epsilon \text{ sen } \theta^2} V_{GS}$$

- 4.- Calcular el factor de corrección para el valor del holdup total:

$$F_L = \frac{29.12 (We_L Fr_L)^{0.15} S^{0.359}}{Re_L^{0.2} \epsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \lambda) (\text{sen } \theta)^{0.3}}$$

5.- Poner condiciones iniciales para las iteraciones:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Nuevo}} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Seca}}$$

6.- Ejecutar proceso de iteración:

$$h_t = \left[\frac{4F_L}{S} \right]^3 \left(\frac{3\mu_L V_{Ls}}{\rho_L c \text{ sen } \theta} \left[1 - \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Nuevo}}}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Inund.}}} \right] \right)$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Seca}}}{[1 - (0.614 + 71.35S)h_t]^5}$$

7.- Checar la convergencia:

Si: $\frac{\Delta P}{\Delta Z} \neq \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Nuevo}}$ Entonces $\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Nuevo}} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)$ ir a 5

Si: $\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{\text{Nuevo}}$ Entonces parar.

8.- Calcular las velocidades efectivas tanto del liquido como del gas:

$$V_{ge} = \frac{V_{gs}}{c(1 - h_t) \text{ sen } \theta}$$

$$V_{Le} = \frac{V_{Ls}}{ch_t \text{ sen } \theta}$$

9.- Evaluar los coeficientes de transferencia de masa para la fase gas y líquida:

$$K_g = 0.054 \left(\frac{D_g}{S} \right) \left[\frac{(V_{gs} + V_{Lg}) \rho_g S}{\mu_g} \right]^{0.8} \left(\frac{\mu_g}{D_g \rho_g} \right)^{0.33}$$

$$K_L = 2 \left(\frac{D_L}{\prod t_e} \right) \quad \text{donde} \quad t_e = \frac{S}{V_{Lg}}$$

10.- Despejando el área efectiva de la ecuación 33 se obtiene y evalúa:

$$a_e = \left[\frac{V_{gs}}{K_g} + \frac{\lambda V_{Lg}}{K_L} \right] \frac{\ln \lambda}{(\lambda - 1) HETP_{EXP}}$$

11.- El Factor para superficie mejorada es estimado a partir de la ecuación 24:

$$F_{SE} = \frac{a_e}{a_p F_i}$$

12.- A continuación se obtiene un Factor para superficie mejorada promedio ($F_{SE(Proem)}$) de las 3 corridas experimentales para cada tratamiento.

13.- Calcular el área efectiva utilizando el Factor para superficie mejorada promedio:

$$a_e = F_{SE(Proem)} F_i a_p$$

14.- Finalmente se calcula la Altura equivalente a un plato teórico ($HETP_{CAL}$):

$$HETP_{CAL} = \left[\frac{V_{gs}}{K_g a_e} + \frac{\lambda V_{Lg}}{K_L a_e} \right] \frac{\ln \lambda}{(\lambda - 1)}$$

2.5 FACTORES QUE INFLUYEN EN LA HETP

Kister menciona que la eficiencia de un empaque se incrementa cuando hay una mayor área superficial de empaque por unidad de volumen.

La distribución del líquido también afecta a los empaques, ya sea aumentando (mala distribución) ó disminuyendo (buena distribución) la HETP.

La adecuada distribución del líquido es la clave que permite un comportamiento óptimo de cualquier empaque, ya sea éste estructurado o aleatorio. La calidad de la distribución es cuantificada por la densidad de distribución, la uniformidad geométrica, y la igualdad de flujo del líquido.

La distribución inicial del líquido es crítica en la eficiencia de una columna empacada. En contribuciones recientes a la literatura se ha hecho énfasis en que las columnas empacadas son mucho más sensibles y dependientes de la distribución del líquido que las columnas de platos. Aún más, el área interfacial para la transferencia de masa en los platos es creada por la energía mecánica del vapor que actúa sobre el líquido (lo que produce una alta caída de presión).

La columna empacada, por otra parte, depende del distribuidor para lograr una cantidad uniforme del líquido sobre la superficie completa del empaque y así tener un área suficiente para la transferencia de masa. Para ayudar en la distribución del líquido se usan distribuidores y redistribuidores en la columna.

2.6 FACTORES QUE AFECTAN A LA TRANSFERENCIA DE MASA

Los empaques estructurados normalmente son fabricados de hojas metálicas o gasa metálica con tratamientos especiales en la superficie, tales como hendiduras, acanalados o repujados para mejorar la capacidad de distribución de la película del líquido y promover la turbulencia en las capas. Estos tratamientos pueden mejorar la eficiencia de un empaque, el factor F_{se} toma en cuenta estos factores

Los resultados que Thongpakdi y col. (1991) obtuvieron que:

- La textura, de las superficies con asperezas paralelas a la dirección del flujo causará que el líquido se canalice lateralmente a la dirección del flujo haciendo que se mejore la distribución del líquido.
- La turbulencia inducida causada por las asperezas juega un papel importante en el mejoramiento de la transferencia de masa.
- Los experimentos indican que el coeficiente de transferencia de masa se incrementa cuando se incrementan las asperezas en la superficie.
- De acuerdo a la textura probada, existen diferencias significativas entre los comportamientos de cada uno de los empaques.

CAPÍTULO III

DESARROLLO EXPERIMENTAL

3.1 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO Y TRABAJO REALIZADO

Fue usado un equipo de destilación de laboratorio marca PIGNAT de 47 mm de diámetro interno y con tres secciones empaçadas.

El sistema usado es el ciclohexano-n-heptano. Las propiedades del sistema se muestran en la Tabla 2.

La columna se operó a reflujo total y a presión atmosférica. El material de construcción de la columna es de vidrio y las partes donde se colocan los empaques fueron aislados para disminuir las pérdidas de calor. Se manejaron diferentes velocidades de líquido y gas, esto se logró al variar el grado de calefacción en el rehevador.

El equipo de destilación cuenta con 9 grados de calefacción; usando para el estudio solo tres grados, ya que 3 grados son muy bajos y los restantes son muy altos (se presenta la inundación) para estudiar el efecto y contribución cuantitativa del tratamiento superficial a la HETP y a la caída de presión.

Se fabricaron cuatro diferentes empaques estructurados de 46 mm de diámetro, los cuales son:

- ◆ Solo acanalado
- ◆ Acanalado y estampado
- ◆ Acanalado y punzonado
- ◆ Acanalado, estampado y punzonado

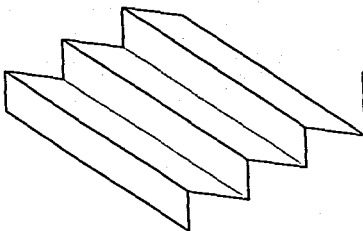
Los empaques fueron diseñados por Pailería Especializada en Equipos y Tanques (PEETSA, Cortázar, Gto. México) y construidos por Troquelados Industriales S.A. Se muestra una representación en la Figura 7. Las propiedades de los empaques se muestran en la Tabla 3. Se usaron 10 elementos en la columna, dando una altura de empaque de 75 cm.

En la columna se utilizó agua como medio de enfriamiento. La columna además cuenta con 4 termopares para la medición de la temperatura, dos intermedios, uno en el fondo y otro en el domo.

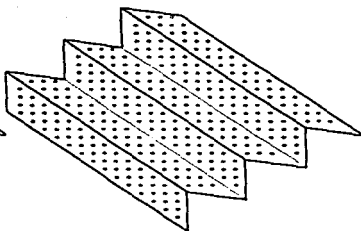
El sistema se operó tomando muestras en el domo y fondo de la columna cada 30 minutos, a la vez que se tomaron lecturas de caída de presión en el manómetro de agua. Las muestras se enfriaron a temperatura ambiente aproximadamente, para posteriormente medir el índice de refracción. La corrida se paró cuando los índices de refracción de dos muestras consecutivas no variaban o su variación era muy pequeña. Las mediciones de los índices de refracción se convirtieron después a fracciones mol con una ecuación de correlación que se obtuvo al calibrar el refractómetro con diferentes mezclas de concentraciones conocidas de ciclohexano/n-heptano.

3.2 TRABAJOS PRELIMINARES

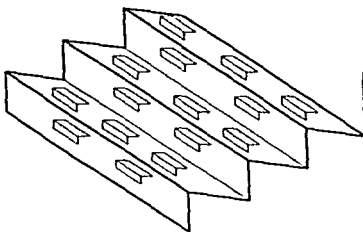
Antes de realizar las corridas experimentales para la obtención de las composiciones en el fondo y en el domo de la torre, fue necesario realizar la calibración para el sistema ciclohexano/n-heptano en el refractómetro (Apéndice).



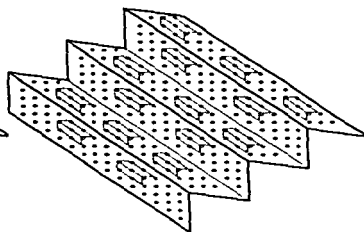
a) Solo Acanalado



b) Acanalado y Estampado



c) Acanalado y Punzonado



d) Acanalado, Estampado y Punzonado

Figura 7. Representación esquemática del tipo de tratamiento en la superficie de los empaques de laboratorio usados.

3.3 PROCEDIMIENTO PARA LAS CORRIDAS EXPERIMENTALES

Para la parte experimental se trabajó la columna a reflujo total y se utilizó una altura de empaque de 75 cm.

El procedimiento para la corrida experimental es el siguiente:

1. Se carga el rehevridor con una mezcla equimolar de ciclohexano-n-heptano.
2. Alimentar agua de enfriamiento al condensador.
3. Adicionar un punto de calentamiento al rehevridor.
4. Esperar un tiempo para que nuestro sistema se estabilice (Aproximadamente 30-45 minutos)
5. Tomar lecturas de presión y temperatura cada media hora.
6. Tomar muestras del fondo y domo cada media hora.
7. Enfriar la muestra a temperatura ambiente.
8. Analizar las muestras por refractometría.
9. Se finaliza la corrida cuando los índices de refracción son iguales o cuando sus variaciones son muy pequeñas.
10. Calcular el número de platos teóricos con la ecuación de Fenske (56).
11. Calcular el HETP con la ecuación 57.

PROPIEDADES	UNIDADES	LÍQUIDO	VAPOR
Densidad	$\frac{Kg}{m^3}$	625.00	3.36
Viscosidad	$\frac{Kg}{ms}$	3.01×10^{-4}	7.58×10^{-6}
Coefficiente de Difusión	$\frac{m^2}{s}$	4.9×10^{-9}	4.3×10^{-6}
Tensión Superficial	$\frac{N}{m}$	0.014	
Volatilidad Relativa		1.66	
Pendiente de la Línea de Equilibrio		0.978	

*Valores tomados de Martin y col. (1988).

Tabla 2. Propiedades físicas y datos de equilibrio del sistema Ciclohexano/n-heptano.

TIPO DE EMPAQUE	ÁREA DE EMPAQUE $a_p \left(\frac{m^2}{m^2} \right)$	LADO DEL CANAL S (m)	FRACCIÓN DE ESPACIOS VACÍOS E (ADIMENSIONAL)	ÁNGULO DE LOS CANALES θ (GRADOS)
Solo acanalado.	1240	0.0033	0.908	45
Acanalado y estampado.	1240	0.0033	0.905	45
Acanalado y punzonado.	1240	0.0033	0.906	45
Acanalado, estampado y punzonado	1240	0.0033	0.906	45

Tabla 3. Propiedades de los empaques estructurados.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y ANÁLISIS

4.1 RESULTADOS.

Los valores de Altura equivalente por plato teórico experimentales ($HETP_{EXP}$), fueron obtenidos usando la ecuación de Fenske (56) y la ecuación 57 que relaciona el número de platos teóricos con la altura de la columna y a la HETP

$$N_t = \frac{\ln \left[\left(\frac{X_D}{1-X_D} \right) \left(\frac{1-X_B}{X_B} \right) \right]}{\ln \alpha} \quad (56)$$

$$HETP = \frac{Z}{N_t} \quad (57)$$

$$HETP = \frac{Z \ln \alpha}{\ln \left[\left(\frac{X_D}{1-X_D} \right) \left(\frac{1-X_B}{X_B} \right) \right]} \quad (58)$$

en donde X_D es la fracción mol del componente ligero (Ciclohexano) y X_B es el componente pesado (n-heptano), Z es la altura de empaque (75 cm), α es la volatilidad relativa (1.66) y HETP está en metros.

Para la obtención de la caída de presión experimental (ΔP_{EXP}), se uso la expresión:

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{\rho_{AGUA} g h_{AGUA}}{Z} \quad (59)$$

donde ρ_{AGUA} es la densidad del agua, g la aceleración de la gravedad y h_{AGUA} la altura de la diferencia entre los tubos del manómetro.

También se usaron los modelos de Rocha y col. (1993) para el cálculo de la caída de presión (ΔP_{CAL}) Y de Rocha y col. (1996) para el cálculo de la Altura equivalente a un plato teórico ($HETP_{CAL}$).

Los resultados de la HETP experimentales y calculados por el modelo, a diferentes velocidades, pueden observarse en la Tabla 4 y en las Figuras 8,9,10 y 11; también se muestran los valores calculados del factor de caracterización de superficie (F_{SF}) y el número de platos teóricos requeridos; para los empaques estructurados solo-acanalado, acanalado-estampado, acanalado-punzonado y acanalado-estampado-punzonado.

TIPO DE TRATAMIENTO SUPERFICIAL	F_S	F_{SF}	N_t	$HETP_{EXP}$	$HETP_{CAL}$	% ERROR
Solo acanalado	0.3696	0.0684	2.1856	0.3202	0.3174	0.87
Solo acanalado	0.5413	0.0670	2.2149	0.3160	0.3064	3.03
Solo acanalado.	0.8122	0.0717	2.4499	0.2857	0.2969	3.92
Acanalado-estampado.	0.3796	0.0740	2.4446	0.2863	0.2774	3.10
Acanalado-estampado.	0.5426	0.0760	2.4578	0.2847	0.2698	5.23
Acanalado-estampado.	0.7701	0.0778	2.6581	0.2633	0.2342	11.05
Acanalado-punzonado.	0.3256	0.0735	2.4052	0.2910	0.2845	2.23
Acanalado-punzonado.	0.4662	0.0777	2.5966	0.2695	0.2648	1.74
Acanalado-punzonado.	0.7327	0.0821	2.6423	0.2649	0.2193	17.21
Acanalado-estampado-punzonado	0.3477	0.0733	2.4997	0.2800	0.2731	2.46
Acanalado-estampado-punzonado.	0.5399	0.0783	2.5961	0.2696	0.2622	2.74
Acanalado-estampado-punzonado.	0.7598	0.0898	2.8607	0.2446	0.2551	4.29

Tabla 4. Datos de la HETP experimentales y calculados con el modelo para los diferentes tipos de tratamiento superficial.

En la Figura 12 se muestra la influencia de los tipos de tratamiento sobre los valores de la HETP encontrados experimentalmente.

Los resultados de la caída de presión experimentales y calculados por el modelo se muestran en la Tabla 5 y en las Figuras 13,14, 15 y 16.

TIPO DE TRATAMIENTO SUPERFICIAL	F_s	DIFERENCIA ENTRE EL TUBO DEL MANOMETRO (cm)	ΔP_{EXP}	ΔP_{CAL}	% ERROR.
Solo acanalado.	0.3696	1	135.3103	51.7540	61.74
Solo acanalado	0.5413	2.1	284.1517	101.5731	64.25
Solo acanalado	0.8122	6.4	865.9862	224.6155	74.06
Acanalado-estampado.	0.3796	1.3	175.9034	54.4085	69.06
Acanalado-estampado.	0.5426	2.9	392.4	102.3965	73.90
Acanalado-estampado	0.7701	6.9	933.6413	202.7659	78.28
Acanalado-punzonado.	0.3256	1	135.3103	42.0720	68.90
Acanalado-punzonado.	0.4662	2.4	324.7448	77.7537	76.05
Acanalado-punzonado.	0.7327	6.3	852.4551	182.8892	78.54
Acanalado-estampado-punzonado.	0.3477	1.2	162.3724	46.8558	71.14
Acanalado-estampado-punzonado.	0.5399	2.7	365.3379	101.5055	72.21
Acanalado-estampado-punzonado.	0.7598	6.9	933.6413	196.8380	78.91

Tabla 5. Datos de ΔP experimentales y calculados con el modelo para los diferentes tipos de tratamiento superficial.

En la Figura 17 se muestra el efecto de los tipos de tratamiento superficial sobre los valores de caída de presión experimentales.

En la Tabla 6 y en las Figuras 18 y 19 se comparan los valores de los coeficientes de transferencia del gas y del líquido para los diferentes empaques empicados.

TIPOS DE TRATAMIENTO SUPERFICIAL	F_s	K_g	K_L
Solo acanalado.	0.3696	8.5924E-3	2.0591E-4
Solo acanalado.	0.5413	0.01173	2.2130E-4
Solo acanalado.	0.8122	0.0164	2.3741E-4
Acanalado-estampado.	0.3796	8.8030E-3	2.0705E-4
Acanalado-estampado.	0.5426	0.01178	2.2148E-4
Acanalado-estampado.	0.7701	0.0158	2.3547E-4
Acanalado-punzonado.	0.3256	7.7734E-3	2.0097E-4
Acanalado-punzonado.	0.4662	0.0103	2.1529E-4
Acanalado-punzonado.	0.7327	0.0151	2.3351E-4
Acanalado-estampado-punzonado.	0.3477	8.1938E-3	2.0355E-4
Acanalado-estampado-punzonado.	0.5399	0.0117	2.2125E-4
Acanalado-estampado-punzonado.	0.7598	0.0156	2.3492E-4

Tabla 6. Coeficientes de transferencia de masa.

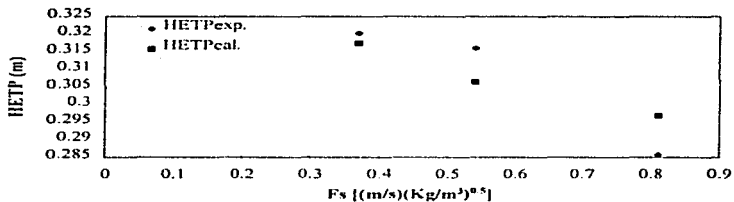


Figura 8. Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el Empaque estructurado solo acanalado.

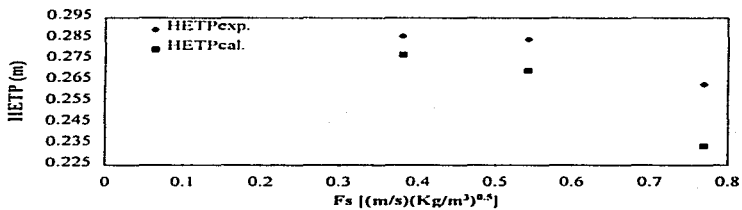


Figura 9. Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-estampado.

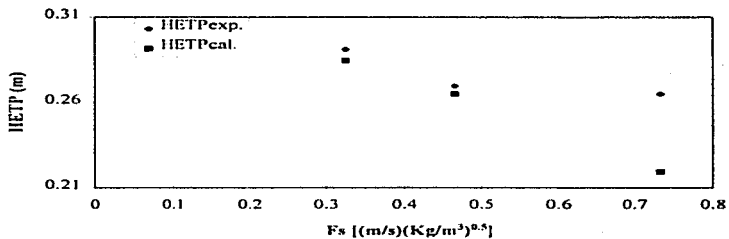


Figura 10. Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-punzonado.

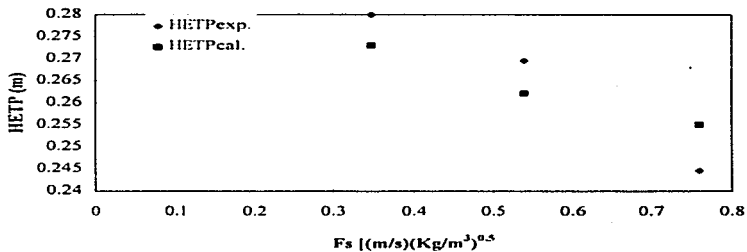


Figura 11. Comparación de los valores de la HETP experimentales y calculados para el empaque estructurado acanalado-estampado-punzonado.

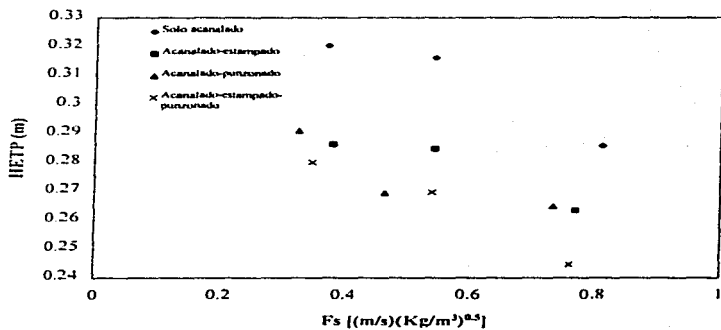


Figura 12. Comparación del efecto del tipo de tratamiento superficial sobre la HETP experimental.

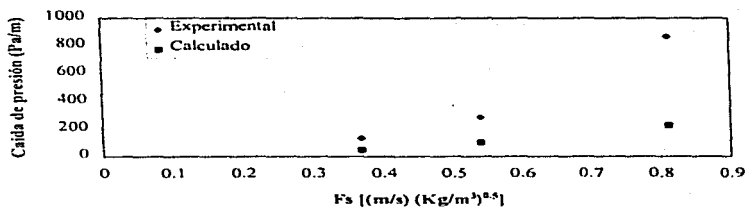


Figura 13. Comparación de los valores de Caída de presión experimentales y calculados para el Empaque estructurado solo acanalado.

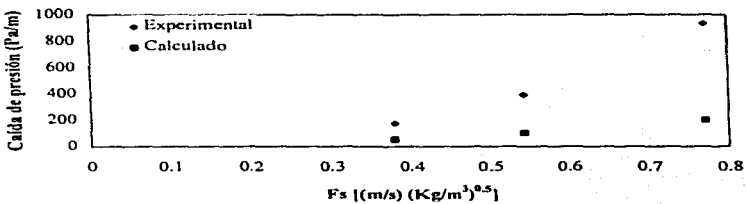


Figura 14. Comparación de los valores de Caída de presión experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-estampado.

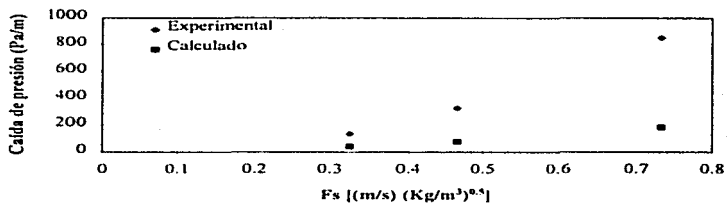


Figura 15. Comparación de los valores de Caída de presión experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-punzonado.

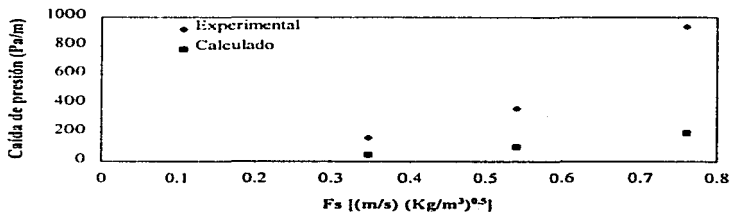


Figura 16. Comparación de los valores de Caída de presión experimentales y calculados para el Empaque estructurado acanalado-estampado-punzonado.

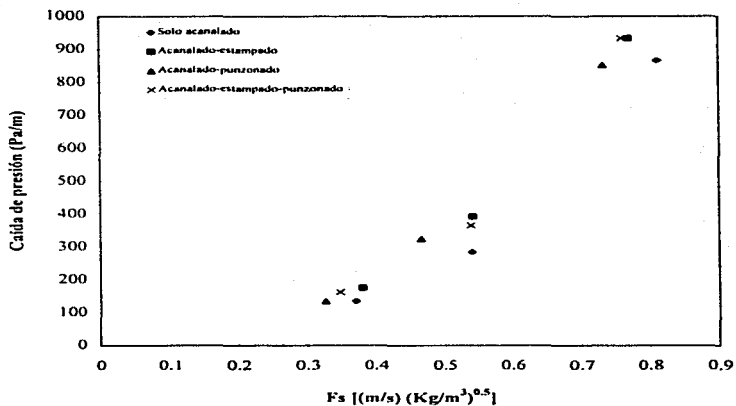


Figura 17. Comparación del efecto del tipo de tratamiento superficial sobre la Caída de presión experimental.

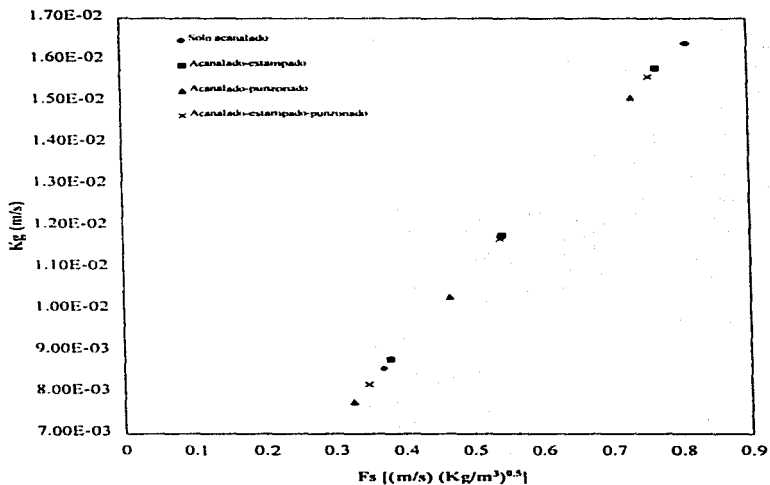


Figura 18. Comparación de los valores de los Coeficientes de transferencia para la fase gaseosa para cada tratamiento superficial.

ESTA TESTIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

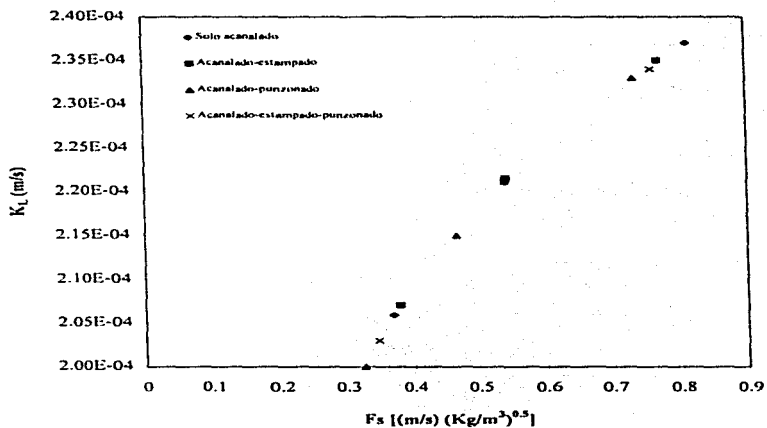


Figura 19. Comparación de los valores de los Coeficientes de transferencia para la fase líquida para cada tratamiento superficial.

4.2 ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Se puede observar en general, que los resultados de la HETP experimental y calculados tienden a disminuir conforme aumenta el factor F_{SE} y cuando el tratamiento en la superficie del empaque es más intenso. La razón por la cual esta transferencia se ve favorecida, es por la mejora que existe del área interfacial efectiva, maximizando la eficiencia del empaque.

Haciendo una comparación de los valores de la HETP para los empaques con tratamiento superficial estampado y punzonado, se puede observar que el efecto de punzonado es casi igual que el estampado y por lo tanto combinando estos dos tratamientos en un solo empaque proporciona un valor de la HETP más efectivo.

En la Tabla 4, se muestran los valores calculados del factor de mejoramiento de superficie (F_{SE}) y se obtiene un promedio de 0.069 para el tratamiento superficial solo acanalado, de 0.0759 para el estampado; de 0.0778 para el punzonado y de 0.0805 para la combinación del tratamiento superficial estampado y punzonado, notándose un valor superior para este último.

Como se puede observar el factor de mejoramiento de superficie (F_{SE}) está en función del tratamiento superficial, siendo sus valores mayores para superficies más rugosas.

El F_{SE} promedio es utilizado en el modelo y a partir de la ecuación $HETP = \left(\frac{k'_{gs}}{K_L u_r} + \frac{\lambda V'}{K_L u_r} \right) \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1}$ se obtienen los HETP calculados. La desviación

promedio de la HETP experimental y calculada es de 2.60% para el tratamiento sólo acanalado; de 6.46% para el estampado, de 7.06% para el punzonado y de 3.16% para el empaque estructurado Acanalado-estampado-punzonado; por lo tanto el modelo de Rocha y col. (1996) predice valores de la HETP razonablemente.

En cuanto a los coeficientes de transferencia de masa del gas y del líquido como era de esperarse, los experimentos indican que estos se incrementan cuando se aumentan las velocidades del vapor y del líquido y por lo tanto se mejora la eficiencia del empaque, esto es debido a que se cuenta con una mayor área interfacial efectiva y mejor humedecimiento de la lámina; debido al incremento de la turbulencia superficial.

Con respecto a los diferentes tratamientos de superficie, se observa que los coeficientes de transferencia de masa para la fase gas y líquida no presentan mucha diferencia.

Ahora, tomando en cuenta la caída de presión, se observa que a medida que el factor F_s aumenta, esta aumenta considerablemente también. Haciendo una observación en los valores presentados sobre la caída de presión experimental; no se puede apreciar una diferencia significativa para los cuatro tratamientos superficiales, por lo tanto no se puede definir cual es el mejor.

En cuanto a las desviaciones de caída de presión experimentales y calculadas; estas son muy elevadas, teniendo el 66.68% para el empaque solo acanalado; de 73.74% para el estampado; de 74.49% para el punzando y de 74.08% para el empaque estructurado acanalado-estampado-punzonado. Por lo tanto el modelo de Rocha y col. (1993) no es adecuado pues predice valores de caída de presión con un porcentaje de error muy elevado.

CAPITULO V

CONCLUSIONES

5.1 CONCLUSIONES.

De acuerdo a las texturas probadas, existen diferencias significativas entre los comportamientos de cada uno de los empaques. Como se puede observar en los empaques con un tratamiento especial, aumentan la turbulencia superficial y la distribución del líquido a través de la superficie, propiciando un mejoramiento en la transferencia de masa.

El empaque más eficiente es el que presenta un tratamiento superficial Acanalado-estampado-punzonado, obteniéndose una mejor Altura equivalente a un plato teórico (más bajo HETP), debido a que cuenta con una mayor área interfacial efectiva proporcionada por la turbulencia inducida por su tratamiento superficial.

En cuanto al modelo utilizado para determinar la Altura equivalente a un plato teórico (HETP), se concluye que es bastante apropiado, ya que presenta valores de Altura equivalente a un plato teórico (HETP) con un error mínimo de 0.87% y un máximo de 11.05% (Tabla 4). Por otro lado el modelo para predecir las caídas de presión es notoriamente inadecuado.

Es importante señalar, que el efecto de estampado es pobre, porque en la versión final del empaque, parte del estampado se perdió debido al troquelado de las láminas. La eficiencia del empaque podría mejorar, si el estampado se realizara adecuadamente y por lo tanto el empaque con tratamiento superficial combinado, mejoraría considerablemente la Altura equivalente a un plato teórico (HETP).

La contribución sobre la caída de presión no es muy notoria para las diferentes texturas probadas (Figura 17), esto es debido principalmente a que no existe mucha diferencia en los valores de la fracción de espacios vacíos de los cuatro versiones de empaques; ya que uno de los factores que influye en mayor cantidad sobre la caída de presión es la fracción de espacios vacíos (ϵ).

REFERENCIAS

BIRD R. B.; Stewart W. E. And Lighthfoot E. N. L.
Fenómenos de transporte.
Ediciones REPLA. S.A.; (1987).

Bravo J. L.; Rocha J. A.; Fair J. R.
Mass Transfer in Gauze Packings.
Hydrocarbon Processing, 64, No. 1, p. 91. 1985.

Bravo J. L.; Rocha J. A.; Fair J. R.
Pressure Drop in Structured Packings.
Hydrocarbon Processing, 65, No. 3, p. 45. 1986.

Gualito J. J.; Cerino F. J.; Humprey J. L.; Rocha J. A.
Design Method for Distillation columns filled with Metallic, Ceramic or Plastic
Structured Packing
Paper 27b. 1995. Annual AIChE Meeting, Miami, Florida, Nov. 1995.

Henley E. J.; Seader J. D.
Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química.
Editorial reverté. 1990.

Kister H. Z.
Distillation Design
New York, 1992. McGraw-Hill.

Madox R. N.; A. L. Hines.
Transferencia de Masa. Fundamentos y Aplicaciones.
Prentice Hall, 1987.

Martin C. L.; Bravo J. L.; Fair J. R.
Performance of Structured packings in Distillation service Experimental and
Model Results
Trabajo presentado en AIChE, New Orleans, Marzo. 1988.

Parry and Chilton.
Chemical Engineers Handbook.
Editorial Mc Graw Hill. 1978.

Perry D.; Nutter D. E.; Hale A.
Liquid distribution for Optimum Packing Performance:
Chem. Eng. Prog., 86m, No. 1, p. 30. 1990.

Rocha J.A.; Bravo J.L.; Fair J.R.
Distillation Columns Containing Structured Packings: A comprehensive model for their performance. 1. Hydraulic Models.
Ind. Eng. Chem. Res. 32, No. 4, p. 641. 1993.

Rocha J.A.; Bravo J.L.; Fair J.R.
Distillation Columns Containing Structured Packings: A comprehensive model for their performance. 2. Mass-Transfer Model.
Ind. Eng. Chem. Res. 35, No. 5, p. 1660. 1996.

Thongpakdi D., Fair J.R.
Mass Transfer to liquid films flowing over enhanced surfaces.
Separations Program Research, Center for Energy Studies of the University Texas at Austin.

APÉNDICE

CALIBRACIÓN DEL REFRACTOMETRO

Los análisis de las muestras para medir composiciones se realizaron utilizando el refractómetro. En la parte experimental se obtienen las composiciones del destilado y del fondo (índice de refracción), por lo que es necesario calibrar dicho equipo con la mezcla ciclohexano/n-heptano. La calibración se realiza preparando muestras a diversas composiciones y generando lecturas de índice de refracción. La Tabla 7 muestra los valores para la curva de calibración para el sistema utilizado.

% volumen de C_6 (%V)	% mol de C_6	Índice de refracción (IR)
0	0	1.38950
10	13.09	1.39400
20	25.32	1.39525
30	36.75	1.39800
40	47.48	1.40225
50	57.55	1.40425
60	67.04	1.40800
70	75.98	1.41115
80	84.43	1.41475
90	92.43	1.41900
100	100	1.42375

Tabla 7. Datos de calibración para el sistema Ciclohexano/n-heptano.

Una vez obtenidos los %V se procede a calcular el % mol para que pueda utilizarse en el cálculo de los números de platos en la ecuación de Fenske.

Los datos anteriores fueron ajustados a la siguiente ecuación:

$$\% \text{ mol} = -995.11891 + 1386.16442(\text{IR}) - 482.19133(\text{IR}^2) \quad (60)$$